



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

EPC PROJEKT MANAGEMENTU ODPADNÍCH VOD V MLÉKÁRENSKÉM PROVOZU

EPC PROJECT FOR THE WASTEWATER MANAGEMENT OF A DAIRY PLANT

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Oleksandr Holubka

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. David Horňák

BRNO 2024

Zadání diplomové práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství
Student: **Bc. Oleksandr Holubka**
Studijní program: Procesní inženýrství
Studijní obor: bez specializace
Vedoucí práce: **Ing. David Horňák**
Akademický rok: 2023/24

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

EPC projekt managementu odpadních vod v mlékárenském provozu

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Mlékárenské provozy patří k odvětvím, které produkují vysoké množství odpadních vod. Tyto odpadní vody mají mlékárny povinnost předupravit dle daných limitů před tím, než je vypustí do recipientu či na čistírny odpadních vod. Vzhledem ke zvyšujícím se cenám pitné vody a zpřísňujícím se limitům na vypouštění odpadních vod, začíná recyklace průmyslových odpadních vod hrát významnou roli. Tato práce by se měla zaměřit na odpadní vody z mlékárenství a jejich správný management. Student by se při vypracování práce měl seznámit s tvorbou EPC (engineering, procurement, and construction) projektů a aplikovat tyto poznatky pro danou případovou studii. Výstupem práce by měly být základní podklady pro daný EPC projekt.

Cíle diplomové práce:

Seznámení se s odpadními vodami v mlékárenství a možností jejich recyklace
Pro danou případovou studii zvolit vhodnou technologii recyklace odpadní vody
Seznámit se s tvorbou EPC projektů a získané poznatky aplikovat na danou případovou studii

Seznam doporučené literatury:

DUCROS, Marc a Gabriel FERNET. Project Management Guide. Paris: Editions Technip. 2010. ISBN 978-2-7108-0952-4.

GARNIER, Céline, Wafa GUIGA, Marie-Laure LAMELOISE a Claire FARGUES, 2023. Waterreuse in the food processing industries: A review on pressure-driven membrane processes as reconditioning treatments. Journal of Food Engineering [online]. 344, 111397. ISSN 0260-8774. Dostupné z: doi:10.1016/j.jfoodeng.2022.111397

STASINAKIS, Athanasios S., Panagiotis CHARALAMBOUS a Ioannis VYRIDES. Dairywastewater management in EU: Produced amounts, existing legislation, applied treatment processes and future challenges. Journal of Environmental Management [online]. 303, 114152.2022. ISSN 0301-4797. Dostupné z: doi:10.1016/j.jenvman.2021.114152

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2023/24

V Brně, dne

L. S.

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

doc. Ing. Jiří Hlinka, Ph.D.
děkan fakulty

ABSTRAKT

Mlékárenský provoz patří k odvětvím, která produkují vysoké množství odpadních vod se značnou mírou znečištění. Běžně je tato voda po předúpravě vypouštěna do kanalizace. V současné době je však možné tuto odpadní vodu z velké části recyklovat, čímž se snižují provozní náklady. Tato práce se zabývá návrhem vhodné technologie recyklace z pohledu snížení provozních nákladů a následnou přípravou základních podkladů pro realizaci EPC projektu zvoleného návrhu. Na základě rešerše byla zvolena reverzní osmóza jako vhodný proces úpravy odpadní vody. Pro membránové technologie využívající reverzní osmózu byly vypočteny provozní a investiční náklady, na jejichž základě byla stanovena výnosnost daného návrhu. Dále bylo vytvořeno proudové technologické schéma a procesní technologické schéma, provedeno řízení rizik a vytvořen časový harmonogram daného projektu. Budoucí práce by se mohla zaměřit na konkrétní mlékárenský provoz, což umožní získání reálných dat a zpřesnění ekonomického hodnocení.

Klíčová slova

Odpadní vody, mlékárny, recyklace odpadních vod, membrány, EPC projekt

ABSTRACT

The dairy industry is one of the sectors producing high amounts of wastewater with significant levels of pollution. Typically, this water is discharged into the sewage system after preliminary treatment. However, it is now possible to recycle a large portion of this wastewater, and, as a result, reduce the operating costs. This work focuses on designing an appropriate water recycling technology to reduce operating costs and subsequently preparing the basic documents for the implementation of an EPC project for the selected design. Based on conducted research, reverse osmosis was chosen as a suitable process for wastewater treatment. Operational and investment costs were calculated for membrane technologies using reverse osmosis, based on which the profitability of the proposed design was determined. Furthermore, a process flow diagram and a piping & instrumentation diagram were created, risk management was conducted, and a project timeline was developed. Future work could focus on a specific industrial operation, allowing for the acquisition of real data and more precise economic evaluation.

Key words

Wastewater, dairy industry, wastewater recycling, membranes, EPC project



BIBLIOGRAFICKÁ CITACE

HOLUBKA, Oleksandr. *EPC projekt managementu odpadních vod v mlékárenském provozu*. Brno, 2024. Dostupné také z: <https://www.vut.cz/studenti/zav-prace/detail/157362>. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Ústav procesního inženýrství. Vedoucí práce David Hornák.

PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že jsem *Diplomovou* práci na téma **EPC projekt managementu odpadních vod v mlékárenském provozu** vypracoval(a) samostatně s použitím odborné literatury a pramenů, uvedených v seznamu, který tvoří přílohu této práce.

.....
Datum

Jméno a příjmení



PODĚKOVÁNÍ

Děkuji tímto vedoucímu diplomové práce Ing. Davidu Horňákovi za cenné připomínky a rady, které mi poskytl při vypracování závěrečné práce. Dále bych rád poděkoval celé své rodině a přítelkyni za podporu po celou dobu studia a při vypracování této práce. V neposlední řadě bych rád poděkoval mlékárně MILSY a.s. za poskytnutí potřebných údajů.

OBSAH

ÚVOD.....	11
1 Produkce odpadních vod v mlékárenském průmyslu.....	13
1.1 Zpracování mléčných výrobků.....	13
1.1.1 Pasterizované mléko	14
1.1.2 Sušené mléko a syrovátka.....	15
1.1.3 Sýr.....	15
1.1.4 Máslo	15
1.1.5 Zmrzlina	15
1.1.6 Jogurt	15
1.2 Charakteristika odpadních vod	15
2 Metody čištění odpadních vod v mlékárenském průmyslu	20
2.1 Mechanické čištění	20
2.1.1 Síta a mřížky	20
2.1.2 Pískové zachytávače	20
2.1.3 Odlučovače tuků a oleje	21
2.1.4 Usazovací nádrže	21
2.2 Fyzikálně-chemická úprava.....	21
2.2.1 Koagulace a flokulace	21
2.3 Biologická úprava.....	22
2.3.1 Umělé mokřady	23
2.3.2 Aerobní čištění.....	24
Aktivovaný kal	24
Skrápený filtr (biofiltr, biologická kolona)	25
Rotační biofilmový reaktor	26
2.3.3 Anaerobní čištění.....	26
Anaerobní filtry – Anaerobic Filters	26
Reaktor s plně promíchanou nádrží – Completely Stirred Tank Reactor (CSTR)..	27
Reaktor s kalovým ložem a vnitřním separátorem biomasy– Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)	27
Reaktor s fluidním ložem– Fluidized-Bed Reactor (FBR)	28
2.4 Pokročilé metody	29
2.4.1 Elektrokoagulace	29
2.4.2 Adsorpce	31
2.4.3 Hybridní anaerobní digesce	32
2.4.4 Membránové technologie	33
Mikrofiltrace (MF)	37
Ultrafiltrace (UF)	37
Nanofiltrace (NF)	38
Reverzní osmóza (RO).....	39
3 Nakládání s mlékárenskými odpadními vodami z pohledu legislativy	42
4 Projektové řízení technologických staveb	44

4.1	Předprojektová fáze	44
4.2	Projektová fáze	44
4.2.1	Projektování.....	44
4.3	Poprojektová fáze	45
4.4	EPC projekt	46
5	Studie proveditelnosti	48
5.1	Množství a složení odpadní vody	48
5.2	Úprava odpadní vody	48
5.3	Proudové technologické schéma a hmotnosti bilance koagulace, flokulace a flotace	49
5.4	Hmotnostní bilance membránových procesů	55
5.4.1	Stanovení průtoku permeátu a volba membrány	56
5.5	Ekonomická bilance a ekonomický model.....	58
5.5.1	Stanovení provozních nákladů původního provozu ČOV.....	58
5.5.2	Ekonomický model výpočtu investičních nákladů ČOV při použití RO membrán a UV dezinfekce	60
5.5.3	Výpočet provozních nákladů RO_1 a RO_2	65
5.5.4	Výsledné ekonomické vyhodnocení.....	72
5.6	Strojně technologické schéma (P&ID – Piping and instrumentation diagram)	74
5.7	Řízení rizik	76
5.8	Časový harmonogram projektu	79
5.9	Výsledky a Diskuse	81
	ZÁVĚR.....	84
	SEZNAM POUŽITÝCH ZDROJŮ.....	86
	SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK.....	97
	SEZNAM OBRÁZKŮ	103
	SEZNA TABULEK.....	104
	SEZNAM PŘÍLOH	105

ÚVOD

Produkce odpadních vod se řadí k největším problémům současnosti, a proto vlády různých vyspělých států vytvářejí legislativní omezení, kterými se usilují omezit jejich produkci. Těmito omezeními se snaží přimět hlavní producenty, do kterých bezesporu spadá průmysl, zejména potravinářský, implementovat nové technologie, které výrazně redukuje množství produkovaných odpadních vod. Za jednoho z největších producentů odpadních vod v potravinářském průmyslu lze považovat mlékárenské provozy [1].

Při výrobě mléčných výrobků vzniká značné množství odpadních vod a jejich složení je velmi závislé nejen na druhu vyráběného mléčného produktu, ale také na typu výrobní technologie, míře ztráty surovin nebo třeba ročním obdobím. Primárními polutanty v odpadní vodě jsou mléčné složky, jako je třeba syrovátka, kasein, či laktóza [7]. Tyto látky způsobují výrazné organické znečištění, jehož projevem je vysoká hodnota chemické spotřeby kyslíku (CHSK) a biologické spotřeby kyslíku (BSK). Dále v nich lze najít anorganické soli, dezinfekční a čisticí prostředky a přidané látky. Proto se také posuzuje celkové množství rozpustných látek, celkové množství suspendovaných látek, hladina pH, koncentrace celkového fosforu a celkového dusíku [10]. Možnosti nakládání s takto znečištěnou odpadní vodou (OV) jsou různé: čištění odpadní vody na dostatečnou úroveň čistoty pro vypouštění do povrchových vod, nebo zpracování externí firmou (jedná se o velmi drahý způsob, který se v mlékárenských provozech moc nepoužívá). Nejběžnější je však vypouštění do kanalizace. Pro tento způsob musí být splněny emisní limity stanovené kanalizačním řádem, a proto je nutné odpadní vodu před vypouštěním do kanalizace předčistit. Nevýhodou vypouštění odpadní vody do kanalizace jsou poplatky, které je třeba platit provozovatelovi kanalizace.

Existuje velké množství metod čištění odpadních vod. Tyto metody se dělí na mechanické, které slouží k hrubému předčištění a na fyzikálně-chemické, které často následují po mechanických a jejichž úkolem je odstranění tuku a bílkovinných koloidů [12], [17]. Tyto dva kroky lze vnímat jako fázi předčištění, po které většinou následuje primární fáze čištění. V této fázi jsou ve většině případů používány biologické metody úpravy [23]. Po primární fázi, kdy čištění probíhá pomocí biologických metod, by odpadní voda již měla splňovat emisní limity pro vypouštění do kanalizace. Tímto způsobem jsou běžně provozovány mlékárenské čistírny odpadních vod. Nevýhodou daného druhu provozu jsou nejen vysoké investiční náklady, které primárně vycházejí z nákladů na technologii biologických metod úpravy, ale také vysoké provozní náklady, značná zastavěná plocha a nižší tolerance na výkyvy ve složení OV během roku. Na základě výše zmíněných důvodů je v současnosti snaha nahradit tyto technologie pokročilejšími metodami, které umožňují i recyklaci OV.

Aplikací pokročilých způsobů čištění, jako jsou třeba membránové metody, by bylo možné část odpadní vody recyklovat, a tím snížit provozní náklady, vzhledem k tomu, že by se snížilo množství nakupované vody. Významná by mohla být i redukce investičních nákladů kvůli zmenšení zastavěné plochy v důsledku kompaktnosti membrán umístěných do membránových modulů.

Důležitost této práce spočívá v tom, že poskytuje přehled pro zavedení membránových technologií do praxe díky vypracování podkladu pro realizaci EPC projektu. Zkratka EPC znamená Engineering, Procurement and Construction (česky Projektování, Zakázky a Výstavba). V rámci projektu proběhne výměna technologie čistírny odpadních vod v mlékárenském provozu. Tedy stávající technologie, využívající biologické procesy, bude

nahrazena novou, využívající membránové metody. Jedním z hlavních výstupů práce je studie proveditelnosti, která by měla odpovědět na otázku zda je tokový typ výměny rentabilní. Vedlejším výstupem je přehled technologií, které se využívají k čištění OV v mlékárenském provozu. Dalšími vedlejšími výstupy jsou: proudová technologická schémata, strojně technologické schéma a hmotnostní bilance.

V první kapitole jsou stručně popsány procesy výroby mléčných výrobků a důkladně charakterizovaná vznikající odpadní voda. Na ni navazuje druhá kapitola, která prezentuje různé metody úpravy odpadních vod a jejich aplikace v mlékárenském průmyslu. Ve třetí kapitole je uveden přehled legislativy související s nakládáním s odpadními vodami. Ve čtvrté kapitole je stručně popsáno projektové řízení technologických staveb a uvedeno podrobnější vysvětlení EPC projektu. Pátá kapitola diplomové práce se věnuje přípravě podkladů pro EPC projekt, ekonomickému vyhodnocení, řízení rizik a časovému harmonogramu.

1 Produkce odpadních vod v mlékárenském průmyslu

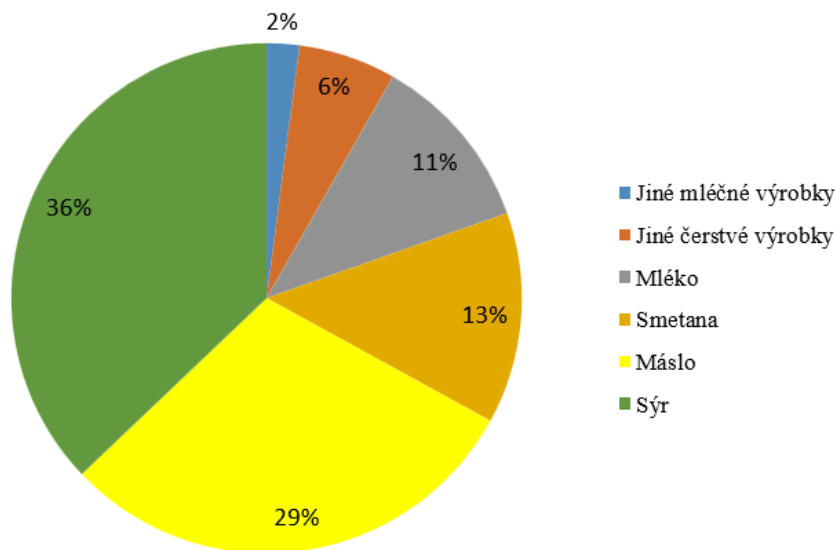
Lidské aktivity, zejména průmyslové aktivity přispívají ke klimatickým změnám a vážnému nedostatku vody. Očekává se, že tento problém se v příštích letech ještě více zhorší. Z tohoto důvodu si UNESCO stanovilo za cíl, do roku 2030 snížit průmyslovou spotřebu vody o 20 % a jelikož je potravinářský průmysl významným spotřebitelem vody, je nutné, aby zredukoval svou vodní spotřebu. Mlékárenské odvětví je zároveň považováno za jeden z největších zdrojů odpadních vod v potravinářském průmyslu [1].

Pro lepší pochopení zdrojů vzniku odpadních vod v mlékárenském průmyslu bude v následující podkapitole ve zkratce popsáno zpracování mléčných výrobků a následovat bude podrobný popis vznikajících odpadních vod.

1.1 Zpracování mléčných výrobků

V mlékárenském průmyslu se vyrábí celá řada produktů, mezi které patří mléko, smetana, máslo, fermentované mléčné výrobky, sladké i kyselé sýry, mražené smetanové krémy, zahuštěné a sušené mléčné výrobky a také speciální produkty, jako je kasein, laktóza a kyselina mléčná. Hlavní rozdíly mezi těmito potravinami jsou dány opětovným využitím odtučněného mléka a syrovátky (vedlejší produkt při výrobě sýra) a volné vody z koagula [2].

Na obrázku 1.1 je zobrazeno využití plnotučného mléka pro výrobu mléčných výrobků.

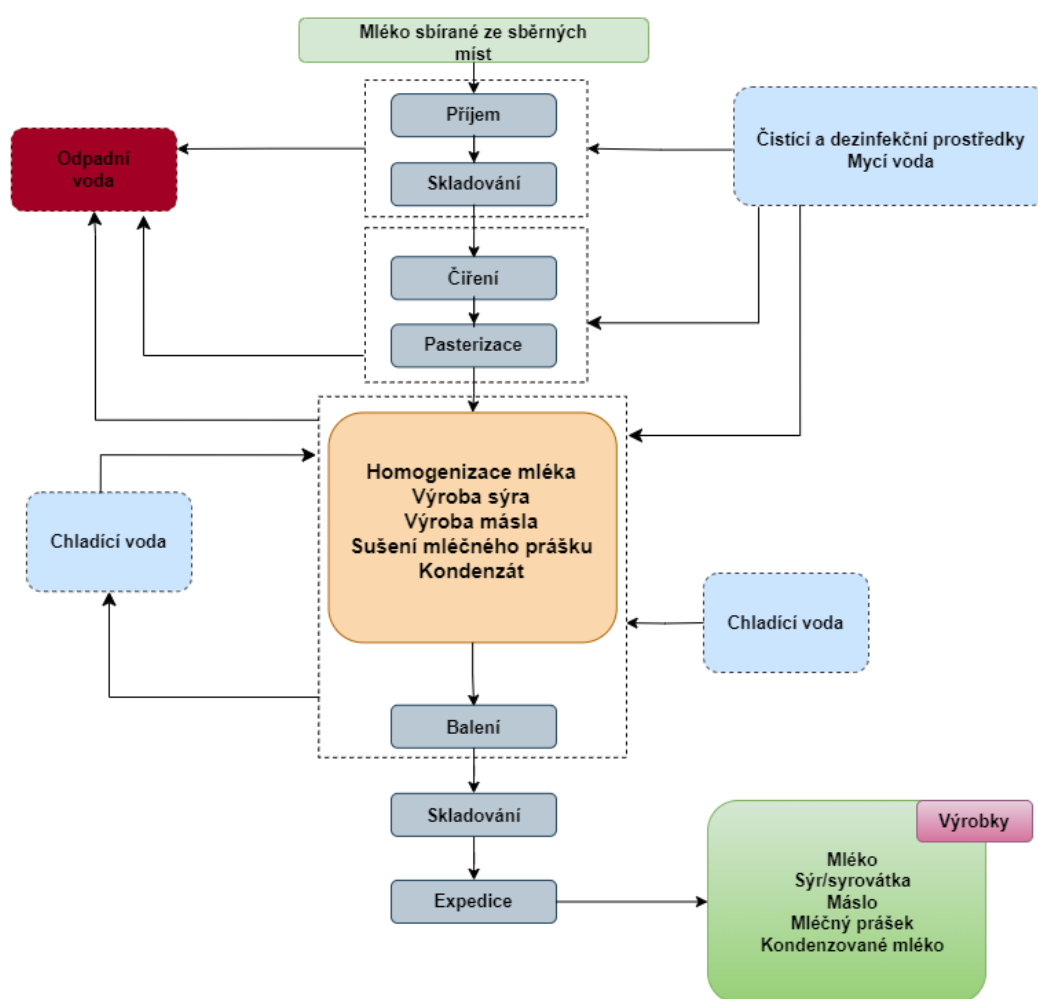


Obrázek 1.1: Využití plnotučného mléka v EU v roce 2014, upraveno z [45]

Nejprve se syrové mléko posbírání z farem nebo výkupních míst a do zpracovatelského závodu se následně doveze ve velkých cisternách nebo kontejnerech. Vzorky mléka se poté testují na obsah tuků, bílkovin, přidanou vodu a kyselost. Po provedení testů se mléko přečerpá do velkých skladovacích nádrží, kde je jej možno při zachování správné teploty (4-6 °C) skladovat i několik dní. Následkem těchto operací (plnění a vyprazdňování) se část mléka ztratí. Před zahájením zpracování se mléko filtruje a čistí, aby se odstranil písek, prach, zemina a bílkovinné koaguláty a zabránilo se tak ucpaní procesních zařízení při dalším zpracování. Následně se odstředěním odstraní smetana z mléka a následuje standardizace. Standardizace se provádí v různých poměrech, aby vzniklo plnotučné nebo nízkotučné mléko. Odstředivky používané k odstředování mohou být současně použity k homogenizaci, která pomáhá

udržovat stejnorodost obsahu mléka. Po standardizaci následuje pasterizace za účelem zničení patogenních mikrobů, která se obvykle provádí při vysokých teplotách užitých v kratších časových intervalech (buď při 72-75 °C po dobu 15 s, nebo při 61,5 °C po dobu 30 min). Tento postup je volen za účelem zničení mikroba způsobujícího tuberkulózu – *mycobacterium bovis*, v současné době však není tato problematika příliš aktuální, neboť krávy jsou na tento typ bakterií každoročně testovány. Po pasterizaci je mléko připraveno k balení a distribuci. Tyto operace jsou prováděny ve všech typech. Na následujícím obrázku je uveden vývojový diagram výroby hlavních mléčných výrobků [3].

Následně je odtučněné mléko zpracováváno na pitné mléko, čerstvé mléčné výrobky na sýr, částečně s přidáním smetany nebo bakteriálních kultur. Odtučněné mléko a syrovátka jsou základními materiály pro výrobu sušeného mléka, laktózy a kaseinu. Níže je uveden přehled nejběžnějších procesů potřebných pro výrobu mléčných výrobků [2].



Obrázek 1.2 Vývojový diagram zpracování mléka, upraveno z [3]

1.1.1 Pasterizované mléko

Mezi hlavní kroky patří příjem syrového mléka (první krok jakéhokoli mlékárenského výrobního procesu), pasterizace, standardizace, odvzdušnění, homogenizace, chlazení a plnění do různých druhů nádob. Výrobek by měl být od tohoto kroku skladován a přepravován při teplotě 4 °C [4].

1.1.2 Sušené mléko a syrovátka

Jedná se o dvoustupňový proces. V prvním kroku se pasterizované mléko nejprve zhušťuje pomocí vakuové odparky, čímž se odpaří 87 % vody. V dalším kroku je zbývající voda odstraněna sušením. Sušenou syrovátku lze vyrobit stejným způsobem. Získanou vodu lze požit jako napájecí vodu pro kotle [4].

1.1.3 Sýr

Vhledem k velkému množství druhů sýra, zde budou uvedeny pouze hlavní postupy společné všem typům. Prvním procesem je výroba sýřeniny, kdy se pasterizované mléko smíchá se syřidlem a vhodnou kyselou kulturou. Po vytvoření koagula se následným tepelným a mechanickým zpracováním od sýřeniny oddělí syrovátka. Hotová sýřenina se osolí, lisuje a zraje, poté se vzniklý sýr zabalí. Následkem výše zmíněného procesu mohou vzniknout dva druhy odpadních vod: Odpadní voda, která vzniká při oplachování sýrů nebo syrovátka, která se buď likviduje, anebo následně využije v jiných procesech. [4].

1.1.4 Máslo

Hlavní surovinou pro výrobu másla je smetana. Během procesu stloukání se smetana rozdělí na máslo a podmáslí, následně je podmáslí odstraněno odsátím a dále zpracováváno nebo vypouštěno jako odpadní voda [4].

1.1.5 Zmrzlina

Suroviny, mezi které patří voda, smetana, máslo, mléko a prášek syrovátky, jsou smíchány, následně homogenizovány, pasterizovány a umístěny do nádob pro zrání. Poté se jsou přidána ochucovačla, barviva a ovoce. Po zrání je směs zamrazena, přičemž je do ní vmíchán vzduch, aby zmrzlina získala svou charakteristickou nadýchanou strukturu. Odpadní vody se během tohoto procesu tvoří především při čištění zařízení, oplachu surovin a v průběhu odpařování a chlazení [4], [5].

1.1.6 Jogurt

Mléko používané k výrobě jogurtů je standardizováno s ohledem na obsah tuků a je obohaceno o mléčnou sušinu. Přidává se cukr a stabilizátory, směs je pak zahřívána na teplotu 60 °C, homogenizována a následně ohřívána na 95 °C po dobu 3-5 minut. Po ohřevu je ochlazená a přidává se fermentační kultura. Odpadní vody vznikají především při čištění zařízení [4].

1.2 Charakteristika odpadních vod

Voda zaujímá klíčovou pozici v mlékárenském průmyslu, kde je široce využívána. Zejména v oblasti čištění, dezinfekce, vytápění a chlazení. Široká škála mléčných výrobků a různé technologické linky potřebné pro jejich zpracování způsobují vznik odpadní vody, která má rozdílné množství znečišťujících látek v závislosti na konkrétním mléčném výrobku. Kromě toho jsou na úrovni jednoho mléčného výrobku pozorovány hodinové denní a sezónní změny v množství odpadních vod. Denní a hodinové změny jsou důsledkem mytí zařízení a podlah jako závěrečného kroku každého technologického cyklu. Sezónní výkyvy jsou způsobené vyšším zatížením mlékárny v létě než v zimě. Obecně lze říct, že kvalita a množství odpadních vod se značně liší, vzhledem k profilu a kapacitě podniku, výrobní technologii, typu používaných zařízení, ztrátách surovin a míře opětovného využití odpadních vod. [4], [6].

Odpadní vody z mlékárenského průmyslu lze rozdělit do tří hlavních kategorií:

- **Procesní odpadní vody**

Předběžné kroky v každém mlékárenském průmyslu zahrnují sběr mléka, jeho skladování v nádržích a následné zpracování, jako je separace, pasterizace a homogenizace. Odpadní vody, které vznikají v průběhu těchto procesů, se označují jako procesní odpadní vody a jsou charakteristické velmi malým množstvím znečišťujících látek. Tyto odpadní vody vznikají při chlazení mléka v chladičích nebo kondenzátorech, ale také z kondenzátů, které se tvoří během odpařování mléka. Voda vzniklá po kondenzaci je relativně čistá, avšak může obsahovat těkavé látky. Protože nejsou zatíženy vyšším stupněm znečištění, proces jejich čištění není náročný. V některých případech mohou být tyto odpadní vody vypouštěny do dešťové kanalizace [3].

- **Odpadní vody vznikající v průběhu čištění**

Tyto odpadní vody pocházejí z mycích zařízení, která přicházejí do přímého styku s mlékem nebo mléčnými výrobky. V mlékárnách je využíván cyklus CIP (Clean-In-Place), česky „čištění na místě“. Je to systém používaný pro čištění vnitřních povrchů zařízení, jako jsou potrubí, nádrže, filtrační systémy a výměníky tepla. Hlavní předností CIP systému je, že umožňuje čištění zařízení bez demontáže. CIP cyklus se skládá z několika kroků:

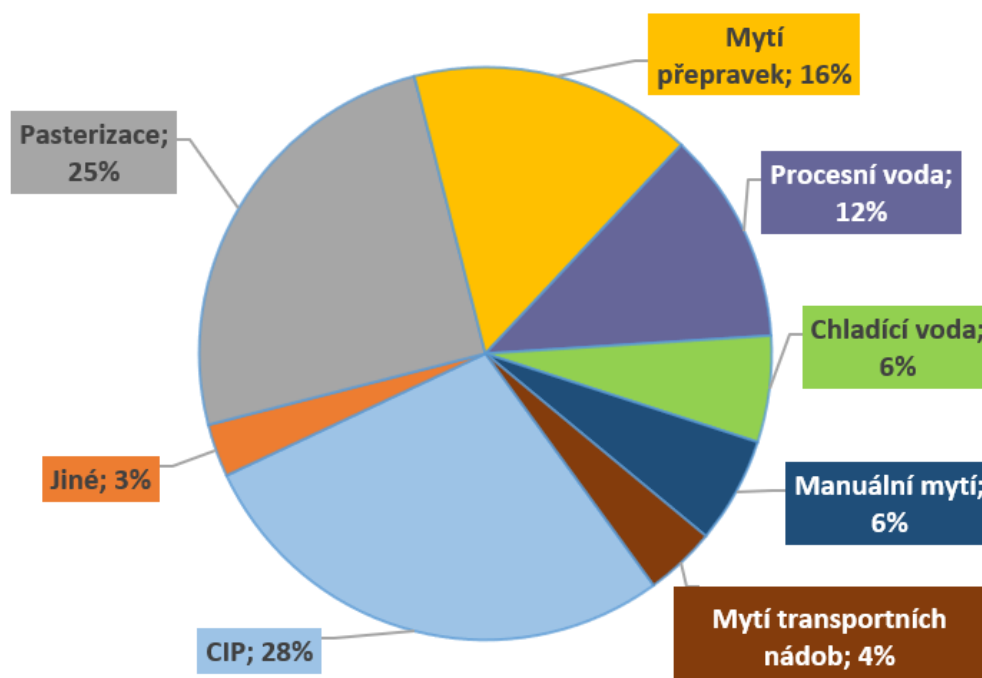
1. Odstraňování zbytků produktů seškrabáváním, případně odstraňováním vodou nebo stlačeným vzduchem.
2. Předběžné opláchnutí vodou pro odstranění volných nečistot.
3. Čištění mycím prostředkem
4. Opláchnutí čistou vodou
5. Dezinfekce ohřevem nebo chemickými prostředky. Cyklus končí závěrečným oplachem [7].

Odpadní vody z této části mlékárenského průmyslu obsahují různá množství dezinfekčních prostředků, sterilizačních činidel a detergentů. Více než 90 % organického zatížení v mlékárenských odpadních vodách pochází ze zbytků mléka a mléčných výrobků. Tyto silně znečištěné odpadní vody musí před svým vypouštěním projít dostatečným čištěním [3], [8].

- **Sanitární odpadní vody**

Sanitární odpadní vody se vyskytují na toaletách, ve sprchách apod. Sanitární odpadní vody mají podobné složení jako komunální odpadní vody. Obvykle jsou odváděny přímo do čistíren odpadních vod. Lze je využívat jako zdroj dusíku pro nevyvážené mléčné odpadní vody před sekundární aerobním čištěním [8].

Na obrázku 1.3 je ilustrován podíl použité vody pro různé segmenty zpracování mléka. Nejvyšší spotřeba vody připadá na CIP cyklus a pasterizaci. Nejnižší spotřeba je u mytí transportních nádob a manuálního mytí. Z obrázku je zřejmé, že hlavní spotřeba vody v mlékárnách je spojena s čištěním [9].



Obrázek 1.3: Rozdělení spotřeby vody v mlékárenském průmyslu, upraveno z [9]

Odpadní vody z mlékárenského průmyslu obsahují velké množství mléčných složek, jako je kasein. Dále v nich najdeme anorganické soli, dezinfekční a čisticí prostředky používané k mytí, rozpuštěné cukry, tuky, bílkoviny a zbytky přidaných látek. Tyto složky přispívají k vysoké biologické spotřebě kyslíku (BSK) a vysoké chemické spotřebě kyslíku (CHSK). Ekvivalentní zatížení odpadů specifickými složkami mléka je dáno v následující tabulce [10], [7].

Mlékárenské odpařené vody jsou bílé barvy a obvykle mírně alkalické povahy, rychle se stávají kyselými kvůli fermentaci mléčného cukru na kyselinu mléčnou. Obsahují dostatečné množství živin, jako je dusík (14-830 mg/l) a fosfor (9-280 mg/l), které mohou stimulovat růst patogenních mikroorganismů. Zároveň dochází k rozkladu kaseinu, což vede k tvorbě těžkých černých kalů a silnému zápachu kyseliny máselné. Obsah suspendovaných částic v mléčných odpadech je značný, zejména kvůli syřenině, která se nachází v odpadu ze sýra. Kromě toho obsahují rozpustné pevné látky, chloridy, sírany, oleje a tuky [10], [11].

Tab. č. 1.1: Ekvivalentní zatížení odpadů specifickými složkami mléka [10]

1 kilogram složky	CHSK [kg]
Mléčný tuk	3
Laktóza	1,13
Bílkoviny	1,36

Tab. č. 1.2 Složení mléčných výrobků, upraveno z [8]

Výrobek	Sušina [%]	Tuk [%]	Protein [%]	Laktóza [%]	CHSK [g/kg]	BSK [g/kg]
Plnotučné mléko	11,5-12,5	3-4	3,3	4,8	192,9-218,6	135,5-156,2
Odtučněné mléko	8,3-8,47	0,02-0,06	3,3	4,7-4,9	112-115,3	72,4-75,1
Podmáslí	7,7-8	0,4-0,86	3	4	104,5-111,9	72,4-75,1
Sýrová Syrovátka	6-6,2	0,05-0,2	0,75-1,0	4,5-4,8	72-77	51,6-55,9
Druhá sýrová syrovátka	5,7	<0,01	0,3	4,6	-	-
Kaseinová syrovátka	6,1	<0,01	0,5	4,7	-	-
Smetana	40,4-43	33-35	2	3	871-936,5	695-747
Sušený syrovátkový permeát	95,2	-	5,9	83	1034,3	-
Permeát bez laktózy	23,5-25	-	2,6-3,7	14-16	-	-

Vody v mlékárenském průmyslu se skládají z komplexních složek. Je-li složení mléka a mléčných výrobků známo, může být zatížení odpadních vod kontaminanty lépe odhadnuto. V tab. č. 1.2 je uvedeno složení mléčných výrobků, kde jsou uvažované hmotnostní procenta a (BSK) je celková biologická spotřeba kyslíku [8].

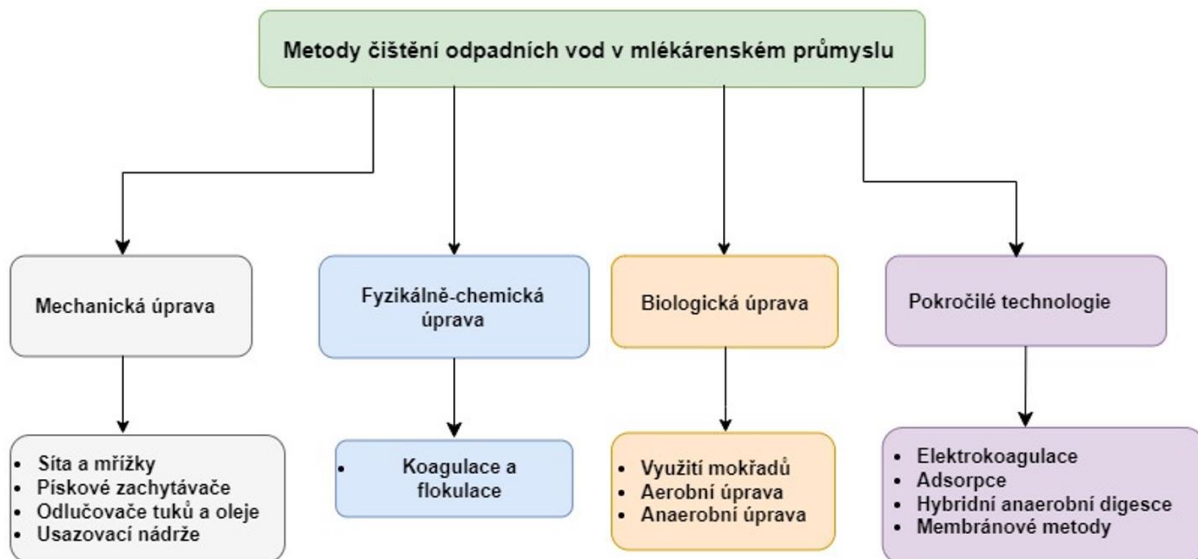
V Tab. č. 1.3 je uvedeno složení odpadních vod ze zpracování mlékárenských výrobků. Posuzuje se v ní pH, BSK₅ – biologická spotřeba kyslíku za 5 dní, CHSK – chemická spotřeba kyslíku, FOG – fat, oil and grease – tuk, olej a mastnota, TS – total solids – celkový obsah pevných látek, TSS – total suspended solids – celkové množství suspendovaných látek, TN – total nitrogen – celkové množství dusíku, TP – total phosphorus – celkové množství fosforu.

Tab. č. 1.3 Složení odpadních vod ze zpracování mléčných výrobků, upraveno z [8]

Odpadní vody ze zpracování mléka	pH [-]	BSK ₅ [g/l]	CHSK [g/l]	FOG [g/l]	TS [g/l]	TSS [g/l]	TN [g/l]	TP [g/l]
Smíšené mléčné výrobky	4-11	0,24-5,9	0,5-10,4	0,02-1,92	0,71-7	0,06-5,8	0,01-0,66	0-0,6
Příjem mléka	7,18	0,8	2,54	1,06	-	0,65	-	-
Mlékárenské odpadní vody/komunální odpadní vody = 7:3	9,1±6,7	1,08-2,81	2,04-4,73	0,24-0,29	-	0,53-1,13	-	0,02-0,03
Mléko	5-9,5	0,5-1,3	0,95-2,4	-	-	0,09-0,45	-	-
Jogurt	4,53	-	6,5	-	-	-	-	-
Máslo	12,08	0,22-2,65	8,93	2,88	-	0,7-5,07	-	-
Zmrzlina	5,1-6,96	2,45	5,2	-	3,9	3,1	-	0,014
Sýr	3,38-9,5	0,59-5	1-63,3	0,33-2,6	1,92-53,2	0,19-2,5	0,018-0,83	0,005-0,28
Cottage sýr	7,83	2,6	17,65	0,95	-	3,38	-	-
Sýrová syrovátka	3,92-6,5	27-60	50-102,1	0,9-14	55-70,9	1,27-22,15	0,2-1,76	0,12-0,53
Syrovátka z tvrdého sýra	5,8	9,48	73,45	0,99	-	7,15	-	-
Syrovátka z měkkého sýra	5,35	26,77	58,55	0,49	-	8,31	-	-
Syrovátka z cottage sýru	4,5	-	79	-	68	-	2	-
Mléčný permeát	5,55-6,52	-	52,94-57,46	-	11,61-15,39	1,94-3,4	0,3-0,4	0,35-0,45
Kondenzát	8,3	-	-	-	-	-	0,0006	0,0001
Odpadní vody z čištění	10,37	3,47	14,64	3,11	-	3,82	-	-

2 Metody čištění odpadních vod v mlékárenském průmyslu

Na následujícím obrázku jsou znázorněny běžně používané metody čištění odpadních vod v mlékárenském průmyslu.



Obrázek 2.1: Různé způsoby čištění odpadních vod v mlékárenském průmyslu, upraveno z [12]

2.1 Mechanické čištění

Jedná se o počáteční fázi zpracování mlékárenských odpadních vod, která zahrnuje použití sítí nebo mřížek, pískových zachytávačů, odlučovače tuku a usazovací nádrže [12].

2.1.1 Síta a mřížky

Čištění odpadních vod pomocí sítí je jedna z nejstarších metod čištění, odstraňují se hrubé znečišťující látky, aby bylo zařízení chráněné před poškozením v dalších fázích čištění. Zařízení pro síťování mohou sestávat z paralelách tyčí, tyčinek, drátů, roštů nebo perforovaných desek, které zachycují velké plovoucí nebo suspendované materiály. Otvory mohou mít jakýkoliv tvar, ale obvykle jsou kruhové nebo obdélníkové. Hrubými sítí je možné zachytit nečistoty o velikosti od 6 mm. Jemnými sítí jsou zachycovány nečistoty o velikosti 1,5-6 mm [13].

2.1.2 Pískové zachytávače

Další součástí mechanického čištění odpadních vod je lapák písku, který je určen k vyčištění písku a hrubších anorganických částic. Tradiční lapače písku umožňují eliminovat částice o velikosti minimálně 0,21 mm s efektivitou dosahující 95 %. V případě použití modernějších řešení lze dosáhnout odstranění menších částic o velikosti až 0,15 mm s účinností 75 %. Důležitým parametrem v této fázi čištění je průtočná rychlost – musí být udržována na optimální hodnotě pro efektivní usazování nečistot. Průtočná rychlost by se měla pohybovat v rozmezí od $0,15 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ do $0,45 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$. Příliš velký průtok bude mít za následek nižší odstraňování nečistot, zatímco příliš nízká rychlost bude mít za následek usazování organického materiálu, což může způsobit zahnívání [14],[15].

2.1.3 Odlučovače tuků a oleje

Jedná se o zařízení sloužící pro odloučení tuku, oleje a mastnoty. Sestává zpravidla z kalového prostoru, prostoru pro odloučení tuků a zásobního prostoru pro odloučený tuk. V tomto procesu je využíváno rozdílu měrné hmotnosti mezi odlučovanou látkou a nosnou tekutinou a na základě zmenšení rychlosti proudění dochází k odlučování tukových částic jejich vynášením k hladině [15].

2.1.4 Usazovací nádrže

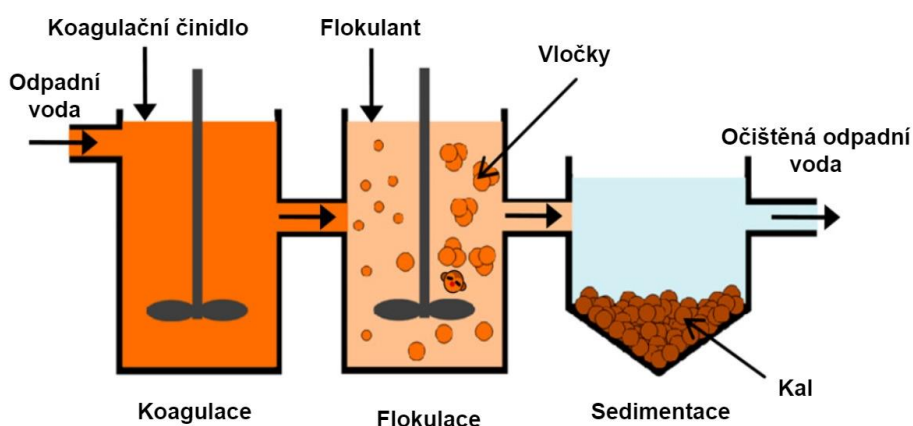
Usazovací nádrže využívají gravitační separaci suspendovaných látek. Pevné částice unášené turbulencí pohybující se vody mohou být odstraněny sedimentací ve stojatých vodách. Následně dochází k tvorbě rozhraní mezi kapalnou a usazenou suspenzí, nerozpustné částice se shromažďují a tvoří kal. Nádrže jsou navrženy tak, aby byla co nejvíce využita plocha a objem nádrže [16].

2.2 Fyzikálně-chemická úprava

Fyzikálně-chemické úpravy jsou široce využívány pro čištění průmyslových odpadních vod. Mezi nejčastěji používané metody patří koagulace a flokulace. Tyto metody efektivně snižují obsah tuků a bílkovinných koloidů, které jsou hlavní příčinou zakalení odpadních vod. Výsledkem je výrazné snížení koncentrace organických sloučenin, což vede k redukcí biologické a chemické spotřeby kyslíku [12].

2.2.1 Koagulace a flokulace

Procesy koagulace a flokulace jsou používány k oddělení suspendovaných, koloidních a rozpuštěných látek z odpadních vod. Lze je rozdělit do dvou kategorií. První z nich, koagulace, zahrnuje přidávání chemických látek, jako je železo nebo hliník, které vedou k destabilizaci pevných částic. V tomto kroku je koagulační činidlo intenzivně promícháno s odpadní vodou. V dalším kroku, při pomalém míchání, dochází k procesu srážení, známému jako flokulace, během něhož se přidáním flokulantu destabilizované částice spojují do větších celků – vloček. Nakonec dochází k sedimentaci, při které se vločky usazují na dno nádrže a jsou odstraňovány z vody jako kal [17], [18]. Na obrázku 2.2 je zobrazen proces koaguce a flokulace.



Obrázek 2.2: Fyzikálně-chemické čištění odpadní vody pomocí koagulace a flokulace, upraveno z [18]

Nejčastěji používanými flokulanty jsou polymery. Důvodem je jejich odlišný elektrický náboj v polymerním řetězci oproti nečistotám, což vede k vázání nečistot a tvorbě vloček [19].

Jakožto koagulační činidla jsou využívány: chlorid železitý (FeCl_3), síran železnatý ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$) a síran hlinitý ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$). Při kombinaci chloridu železitého a síranu železnatého, jakožto koagulačního činidla v rámci předčištění mlékárenských odpadních vod, bylo dosaženo snížení chemické spotřeby kyslíku víc než o 70 %. Při použití síranu hlinitého byla snížena CHSK o více než 65 %. V Tab. č. 2.1 jsou uvedené účinnosti snížení CHSK při použití různých koagulačních činidel a různé míry znečištění mlékárenské odpadní vody [17].

Tab. č. 2.1: Porovnání koagulačních činidel pro různé typy mlékárenských vod [17]

Čisticí proces	Charakteristika	Účinnost odstranění [%]
Koagulace/flokulace	Koagulační činidla: FeCl_3 , $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. Předčištění	FeCl_3 a $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$: CHSK: > 70 % $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ CHSK: > 65 %
Koagulace/flokulace	Koagulační činidla: FeCl_3	Málo znečištěná odpadní voda: Dávkování: 550, 180, 180 [mg/l] CHSK: 76 %, 88 % a 82 % Vysoce znečištěná odpadní voda: Dávkování: 500, 500, 500 [mg/l] CHSK: 45 %, 28 % a 29 %
Koagulace	Koagulační činidla: chlorid železitý	CHSK: (52-72) % [70]
Koagulace	Koagulační činidla: $\text{Ca}(\text{OH})_2$	Odpadní voda: pH: 8,6; CHSK: 2520 [mg/l]; BSK ₅ : 1225 [mg/l]; Optimální dávkování: 4000 [mg/l]; CHSK: 54 % BSK ₅ : 54 % [69]

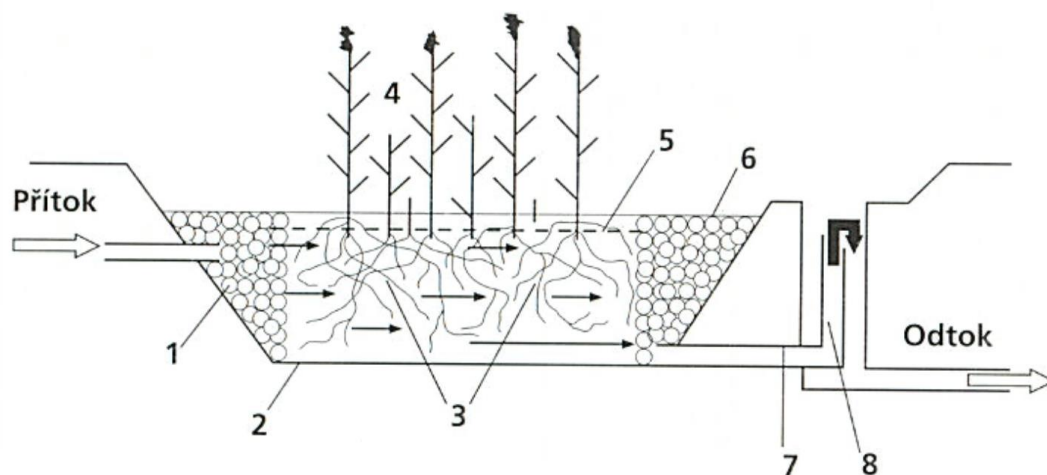
2.3 Biologická úprava

Biologické čištění odpadních vod je zaměřeno na odstranění znečišťujících organických a nerozpustných látek, které jsou rozptýleny v odpadní vodě a nejsou schopny sedimentace. Je založeno na principu využití biologické kultury mikroorganismů, kterými jsou tyto látky z vody absorbovány jako stavební materiál a zdroj energie během jejich životních procesů. Tyto mikroorganismy jsou poté vyčištěny od odpadní vody a odděleny jednoduchými fyzikálními postupy, obvykle sedimentací [20]. Obecně lze biologické čištění odpadních vod rozdělit na tři kategorie: čištění odpadních vod využitím umělých mokřadů, aerobní úprava a anaerobní úprava vody.

2.3.1 Umělé mokřady

Umělé mokřady jsou systémy, které jsou navrhovány a stavěny tak, aby při čištění odpadních vod byly využívány procesy probíhající v přirozených mokřadech. Existuje mnoho různých typů umělých mokřadů, ale v Česku je nejvíce využívána takzvaná kořenová čistírna odpadních vod (KČOV) [21].

Základním principem KČOV je horizontální průtok odpadní vody propustným substrátem, který je osázen mokřadními rostlinami. Při průtoku odpadní vody filtračním materiálem dochází k odstraňování znečištění kombinací fyzikálních, chemických a biologických procesů. Na obrázku 2.3 je zobrazeno typické uspořádání KČOV [21].



Obrázek 2.3: Typické uspořádání kořenové čistírny odpadních vod [21]

1 – distribuční zóna (kamenivo, 50-200 mm); 2 – nepropustná bariéra (PE nebo PVC); 3 – filtrační materiál (kačírek, štěrk, drcené kamenivo); 4 – vegetace; 5 – výška vodní hladiny v kořenovém loži; odtoková zóna; 7 – sběrná drenáž; 8 – regulace výšky hladiny

Mokřadní rostliny plní v kořenových čistírnách řadu důležitých funkcí. V našich klimatických podmínkách je klíčovou funkcí především zateplování povrchu filtračních polí během zimy. Další jejich rolí je vytváření podkladu, pomocí kořenů a oddenků, pro mikroorganismy, které se jinak ve volné půdě nevyskytují. Adaptace těchto rostlin umožňuje transport kyslíku z atmosféry do podzemních částí. Tento proces je nezbytný pro respiraci kořenů. Nespotřebovaný kyslík se šíří do okolí kořenů, čímž vznikají malé aerobní zóny. Pro kořenové čistírny odpadních vod se nejvíce využívá rákos obecný, především pro svou schopnost tolerovat značnou míru znečištění [21].

KČOV jsou velmi účinné, co se týče odstranění organických látek. Mikrobiální rozklad organických látek probíhá ve filtračním loži jednak aerobně, ale převážně anaerobně. Přičemž účinnost odstranění organických látek je prakticky nezávislá na ročním období a na koncentraci na přítok [21].

Fosfor je v kořenových čistírnách odstraňován především adsorpcí a srážením ve filtračním loži, případně absorpcí rostlinami. Malá sorpční kapacita u běžně používaných filtračních materiálů (kačírek, štěrk, drcené kamenivo) má za následek poměrně nízkou účinnost odstranění fosforu. Proto jsou používány speciální materiály jako je kalcit, pro zvýšení účinnosti. Kořenové čistírny nejsou příliš efektivní při odstraňování dusíku. Hlavním důvodem je nedostatek kyslíku ve filtračním loži, a to je přirozený ukazatelem pro všechny mokřady [21].

V Tab. č. 2.2 jsou uvedené účinnosti čištění odpadních vod při využití kořenových čistíren odpadních vod.

Tab. č. 2.2: Účinnost kořenových čistíren v ČR [21]

Parametr	Přítok [mg/l]	Odtok [mg/l]	Účinnost [%]	n _r [-]	N _{KČOV} [-]
BSK ₅	150	14,4	85,8	184	65
CHSK _{Cr}	333	53	76,1	109	40
Nerozpuštěné látky NL	165	11,9	84,8	125	44
Celkové množství dusíku N	56	27,6	47	37	16
Amonný dusík	27,5	18	33,4	77	31
Dusičnanový dusík	5,8	2,45	40,9	31	12
Celkové množství fosforu P	6,8	3,3	41,4	68	26

n_r – počet ročních průměrů měřených hodnot; N_{KČOV} – počet KČOV. Průměrná účinnost je vypočítána na základě účinnosti jednoduchých čistíren.

2.3.2 Aerobní čištění

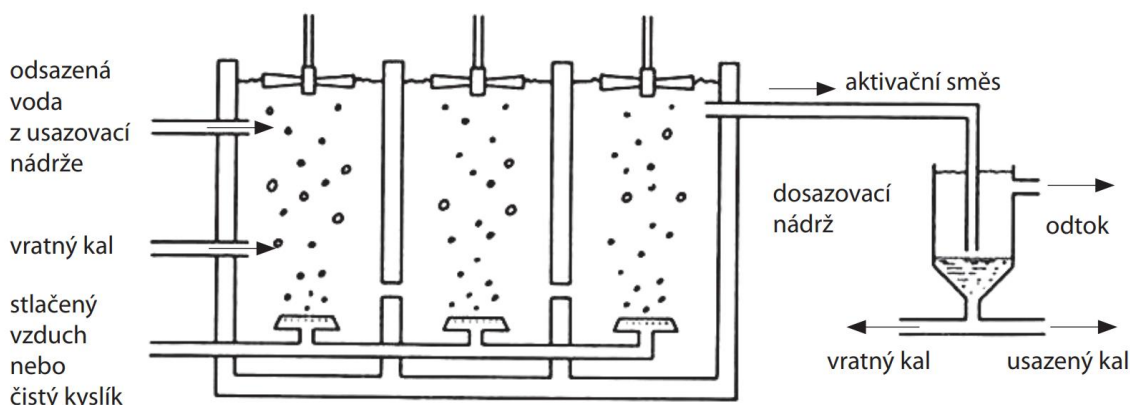
Aerobní způsob biologického čištění odpadních vod spočívá v tom, že mikroorganismy pěstované v prostředí bohatém na kyslík oxidují organické materiály na CO₂, vodu a buněčné sloučeniny. Aerobní čištění se jeví jako velmi efektivní a je jím produkována vysoce kvalitní odpaní voda. Je tak více upřednostňováno v porovnání s anaerobním čištěním. Předností aerobního způsobu čištění je rychlejší rozklad znečišťujících látek. Naopak nevýhodou tohoto přístupu je, že je vhodný především pro čištění odpadních vod s nižším organickým zatížením ve srovnání s anaerobním čištěním a vznik většího množství biomasy mikroorganismů [22].

Aktivovaný kal

Aktivační proces se skládá z vlastní biologické jednotky – aktivační nebo také aerační nádrže a jednotky separační – dosazovací. K čištění dochází činností aerobního společenstva mikroorganismů. Nečistoty jsou odstraňovány buď přímo – enzymatickým rozkladem těchto látek, anebo nepřímo – pohlcováním drobných částic včetně bakterií. Znečišťující látky v odpaní vodě jsou využívány organismy, jako zdroje energie pro životní procesy a tvorbu nových buněk [23].

Základem procesu aktivace je vytváření směsi, která obsahuje různé mikroorganismy. Některé z nich jsou ve vodě volně, zatímco jiné tvoří vločky, které spolu vytvářejí tzv. aktivovaný kal. Tato směs vzniká mícháním odpadní vody s již použitým aktivovaným kalem a jejich následným provzdušněním v aktivační nádrži, kde se tento proces uskutečňuje. Množství rozpuštěného kyslíku v nádrži na aeraci je zásadní a mělo by být v rozmezí 3-5 mg/l [22], [23]. V průběhu procesu provzdušnění a míchání dochází k narůstání množství aktivovaného kalu a ke snižování množství rozkládajících se organických látek ve vodě. Tato směs aktivovaného kalu a čištěné odpadní vody je poté přesunuta do nádrže pro sedimentaci, kde dojde k oddělení a zahuštění kalu. Část tohoto zahuštěného kalu je recirkulována zpět do aktivační nádrže, zatímco přebytečný kal je odstraněn a zpracován. Schéma aktivačního procesu je zobrazeno na obrázku 2.4. [23].

U odpadních vod z výroby mléčného prášku a másla lze spolehlivě dosáhnout odstranění CHSK přes 90 % a odstranění celkového množství dusíku o 65 % [22].

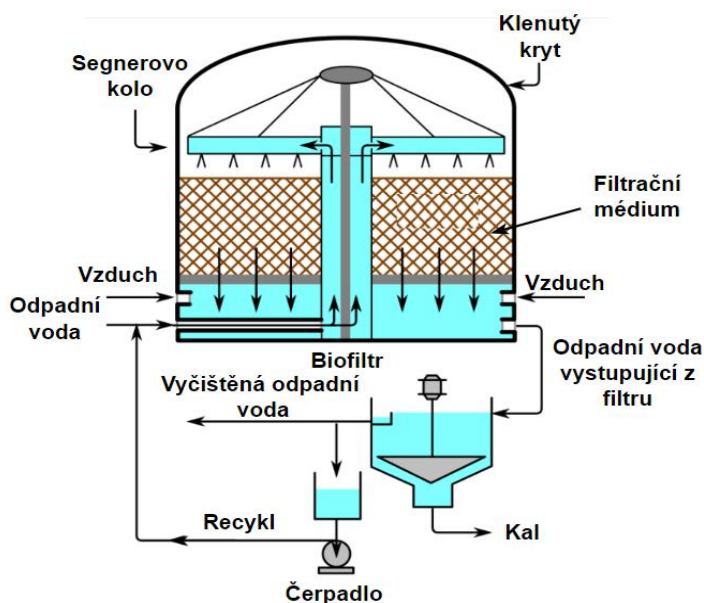


Obrázek 2.4: Schéma aktivačního procesu [23]

Skrápěný filtr (biofiltr, biologická kolona)

Je nejstarším biologickým způsobem čištění a dočišťování odpadních vod. Nejedná se o klasický filtr používaný pro filtraci, ale o válcovité těleso naplněné přírodním materiálem (kámen, struska) nebo umělým materiálem (desky, prvky z plastových hmot). Biologické kolony s kamenitou náplní byly navrhovány na povrchové zatížení $0,6-1,2 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$. U těchto typů biofiltrů dochází k růstu mikroorganismů v maximální hloubce do 2 m, při vyšších hloubkách dochází k anaerobnímu růstu, který způsobuje zápach. Nicméně biofiltry se syntetickými médii mohou být plně aerobní až do hloubky 8 m [22], [24].

Materiál slouží jako podklad pro růst smíšené populace mikroorganismů. Jeho specifický tvar a zrnitost jsou klíčové pro zachycení těchto organismů a jejich růst. Provoz biologických filtrů je jednoduchý, má nízkou energetickou spotřebu a vyšší toleranci k nárazovému zatížení a toxickým látkám. Probíhají zde aerobní čistící procesy, využívající samočisticí schopnosti vody.

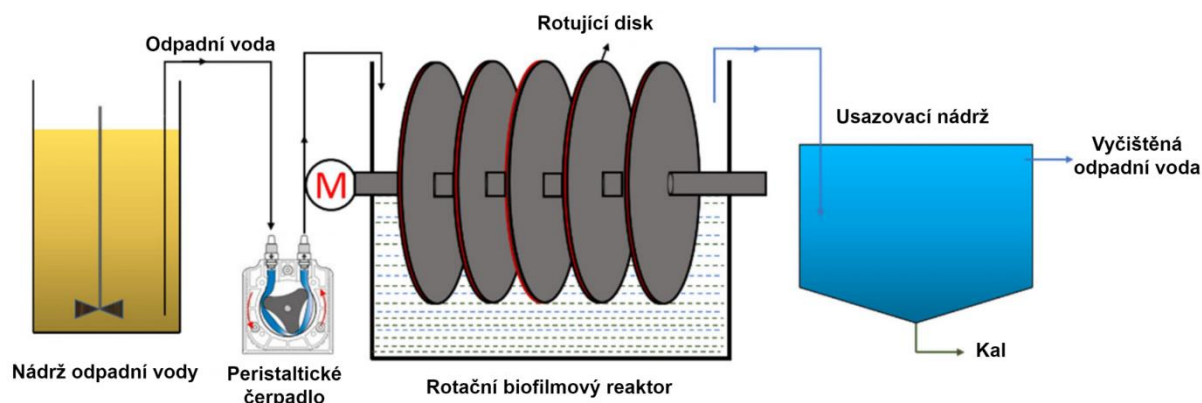


Obrázek 2.5: Schéma biofiltru, upraveno z [46]

Odpadní voda přitom pomalu protéká přes filtrační materiál, dodává absorbovaný kyslík do různých vrstev a umožňuje tak mikroorganismům provádět aerobní metabolismus. Proti směru této vody je do filtru veden vzduch [24].

Rotační biofilmový reaktor

Základní koncepce rotačního biofilmového bioreaktoru spočívá v použití řady rotujících disků částečně ponořených do odpadní vody. Disky jsou obvykle vyrobené z plastu nebo jiných materiálů odolných proti korozi a zanášení. Při rotaci disků jsou mikroorganismy přichytávány na povrch disků a vytvářejí biofilm. Rotace disků zároveň zajišťuje okysličení biofilmu, a tím podporuje růst mikroorganismů. Během průchodu odpadní vody přes disky jsou mikroorganismy v biofilmu aktivně odstraňovány organické látky a další kontaminanty. Tyto reaktory jsou obecně určeny pro čištění odpadních vod s nízkým až středním organickým zatížením. Optimální míra organického zatížení závisí na konkrétním způsobu čištění odpadních vod a pohybuje se v rozsahu (0,5-5) kg CHSK/m³. Účinnost odstranění CHSK dosahuje rozmezí 80-90 % a účinnost odstranění celkového dusíku se pohybuje mezi 40-60 % [25].



Obrázek 2.6: Schéma rotačního biofilmového reaktoru, upraveno z [25]

2.3.3 Anaerobní čištění

Jedná se o proces intenzifikace přírodních procesů. Organická hmota je rozkládána v nepřítomnosti kyslíku a dochází k produkci metanu jako vedlejšího produktu. Důležitým faktorem je koncentrace odpadní vody. Anaerobní čištění je obecně použitelné tam, kde je CHSK vyšší než 1500-2000 mg/l. Pro nižší koncentrace by se použití tohoto procesu ekonomicky nevyplácelo, jelikož by byl zapotřebí větší objem reaktoru. Anaerobní metabolismus je zároveň pomalejší než aerobní, a to vede k delším dobám zpracování odpadních vod, prostojům a nižší účinnosti ve srovnání s aerobním čištěním [26].

Anaerobní systém nedosahuje dostatečně vysoké kvality konečného výtoku, aby bylo možné jej vypouštět do kanalizace. Proto se za anaerobní čistírny zařazuje aerobní systém, pomocí kterého je odstraněn sirovodík a je zajištěno dobré provzdušnění odpadní vody, což napomáhá při snížení zbývající BSK. Mikroorganismy produkující metan musí být chráněné před sloučeninami chloru a síry, a také nadměrným kolísáním pH a teploty.

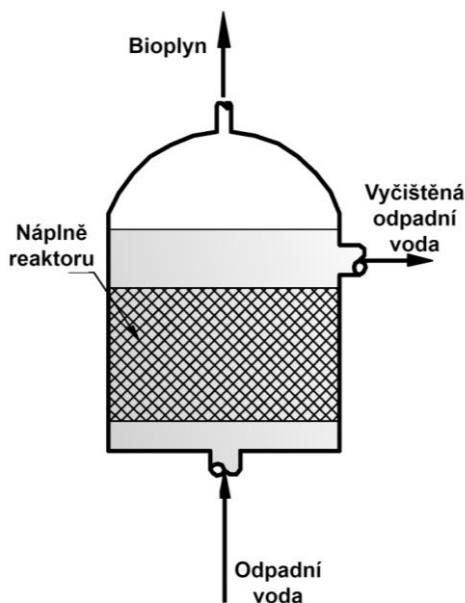
Anaerobní čistírny jsou obvykle řešeny tak, aby bylo produkováno maximální množství metanu, který se využívá pro energetické účely [26].

Anaerobní filtry – Anaerobic Filters

V anaerobních filtrech probíhá růst anaerobních bakterií na materiálu náplně. Náplň zadržuje biomasu v reaktoru a také pomáhá při oddělení plynu od kapalné fáze. Filtrační media

se obvykle skládají z keramických a plastových struktur. Anaerobní filtr je možné provozovat v sestupném nebo vzestupném režimu [26]. Při aplikaci anaerobního filtru v mlékárenském průmyslu, na odpaní vody s různým rozsahem organického zatížení od 1,7 do 20 kg CHSK/m³/den, docházelo k 60-89 % snížení CHSK při hydraulické době zadření v rozmezí 12-48 hodin [22].

Filtrační reaktory mají řadu výhod, kterými jsou jednoduchá konstrukce, snadná obsluha, nevyžadují míchání a mají stabilní provoz i při vysokých hodnotách organického zatížení. Nevýhodou u tohoto reaktoru je relativně velký objem a potenciální riziko ucpání filtračních pórů, zejména při vysokém obsahu nerozluštěných látek [27].



Obrázek 2.7: Schéma anaerobního filtru ve vzestupném režimu provozu, upraveno z [27]

Reaktor s plně promíchanou nádrží – Completely Stirred Tank Reactor (CSTR)

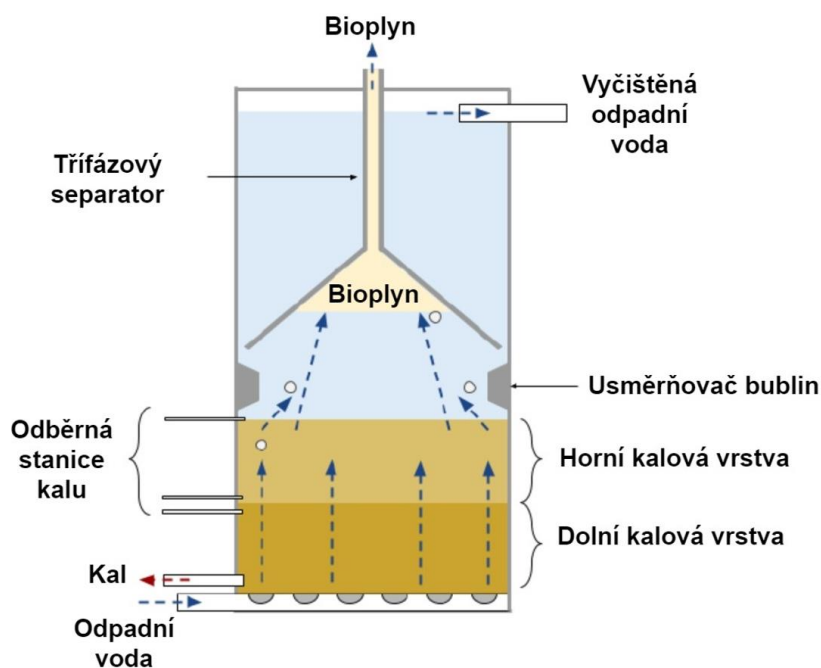
Anaerobní digesce je běžný proces stabilizace a redukce přebytečného biologického kalu z odpadních vod. Tento proces probíhá v anaerobním reaktoru s kontinuálně míchanou nádrží. Mícháním je zajištěno dostatečné rozptýlení a kontakt mezi mikroorganismy a organickými látkami obsaženými v odpadní vodě. Také dochází k minimalizaci nerovnoměrnosti pH a teploty [28]. Reaktory CSTR jsou obvykle používány pro koncentrované odpadní vody, zejména ty, jejichž znečišťující látky jsou převážně suspendované částice a mají hodnoty CHSK vyšší než 30 g/l. Doba zadržení vody a doba zadržení kalu v reaktoru jsou podobné a typicky se pohybují v rozmezí 15 až 20 dnů [22].

Reaktor s kalovým ložem a vnitřním separátorem biomasy– Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)

U tohoto typu reaktoru jsou znečišťující látky v odpadních vodách rozkládány mikroby, které produkují 75-80 % objemu metanu, 15-25 % oxidu uhličitého a menší množství dusíku, vodíku a dalších plynů. Odpadní voda je přiváděna zespodu a vystupuje nahore přes vnitřní přepážkový systém, který odděluje plynou, kalovou a kapalnou fázi [22].

Ve spodní části lože reaktoru se nachází anaerobní kalová vrstva, která má dobré sedimentační a koagulační vlastnosti. Odpadní voda vstupuje ze spodní části a mísí se s kalem v kalové vrstvě. Mikroorganismy v kalu rozkládají organické látky v odpadní vodě a přeměňují ji na

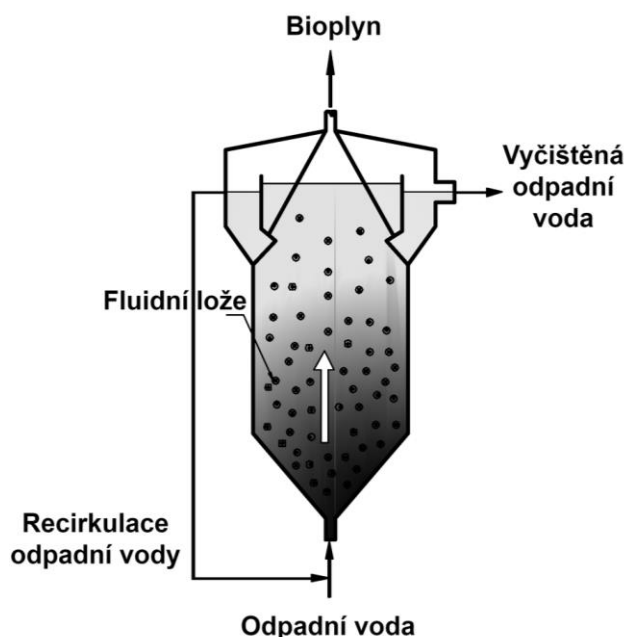
bioplyn. Bioplyn je průběžně uvolňován ve formě malých bublin, které se spojují a tvoří větší bubliny. Z tohoto důvodu má horní vrstva kalu nižší koncentraci. Bioplyn stoupá dál, obtáčí se kolem reflexní desky (usměrňovače bublin), a poté vstupuje přes vrstvu vody do třífázového separátoru, kde se koncentruje a je odváděn potrubím ven. Směs pevných a kapalných látek se odráží do sedimentačního prostoru třífázového odlučovače a kal v odpadní vodě flokuluje, částice se postupně zvětšují a usazují se působením gravitace. Vyčištěná voda vytéká v horní části reaktoru. Účinnost snížení CHSK v mlékárenských odpadních vodách je v rozsahu 50-98 % [22], [29].



Obrázek 2.8: Schéma reaktoru s granulovanou biomasou, upraveno z [47]

Reaktor s fluidním ložem– Fluidized-Bed Reactor (FBR)

V anaerobních fluidních reaktorech roste mikrobiální biomasa na povrchu jemných částic media. Rychlé vzestupné proudění generované rozsáhlou recirkulací udržuje biomasu v suspenzi. Částice, které tvoří fluidní lože, mohou být vyrobené z křemene, granulí pemzy nebo aktivního uhlí (mají obvykle průměr 0,2 až 3,0 mm) [27]. V reaktoru jsou částice přenášející mikroorganismy v neustálém pohybu, přičemž lože nabývá na objemu o 50 i více procent [26]. Koncentrace organického zatížení přiváděna do reaktoru se může pohybovat v rozmezí 1-100 kg CHSK/m³/d při hydraulické době zdržení 0,5 až 7 dnů. U těchto typů reaktorů nedochází k ucívání, ale je vyžadován vysoký příkon energie pro rozsáhlou recirkulaci odpadní vody. To je hlavním nedostatkem této konstrukce. Při čištění odpadních vod z mlékárenského průmyslu s CHSK 200-500 mg/l a hydraulické době zdržení 8 hodin, bylo dosaženo 80 % snížení CHSK [22].



Obrázek 2.9: Schéma anaerobního reaktoru s fluidním ložem, upraveno z [27]

2.4 Pokročilé metody

Pokročilé postupy se využívají k účinnému čištění a dezinfekci již předtím upravených odpadních vod s cílem jejich následného využití a recyklace. Tyto inovativní metody spadají do kategorie terciálního čištění v rámci provozu úpravy odpadních vod, přičemž tato zařízení pomáhají s odstraněním patogenů z odpadních vod, které prošly předchozím sekundárním čištěním [12].

2.4.1 Elektrokoagulace

Elektrokoagulace v sobě kombinuje elektromechanické, chemické a fyzikální procesy, které mohou probíhat sekvenčně nebo paralelně. V tomto procesu je klíčovým prvkem porozumění funkcí anody a katody. Anoda je obvykle z hliníku nebo železa. Vstupuje do ní stejnosměrný proud, a to vede k oxidaci kovu a vzniku kationtů kovu. Jedná se o primární chemickou reakci, ale v případě vysokého anodového potenciálu může docházet i k oxidaci vody, která vede ke vzniku kationtů vodíku a kyslíku [30].

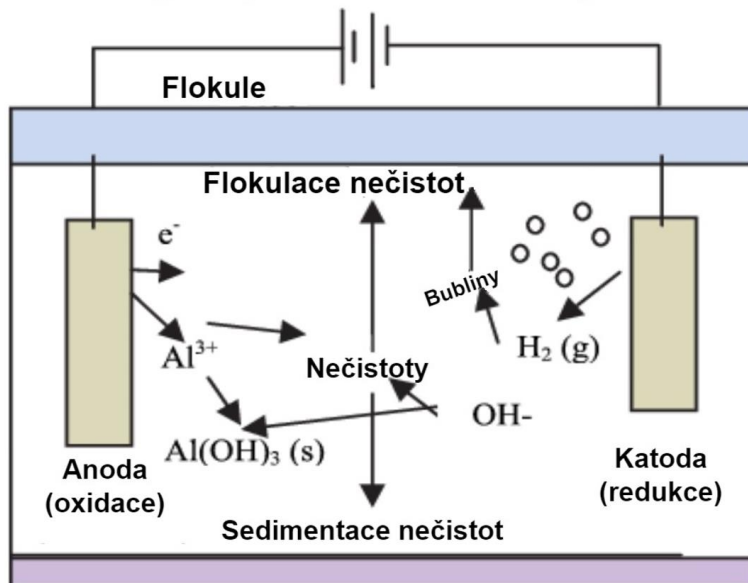
Na katodě probíhá redukční reakce, při které vzniká hydroxidový anion a vodík. U kationtů kovů uvolňovaných z anody nejčastěji dochází k reakci s hydroxidovými anionty a k vzniku hydroxidů kovů, které jsou v tomto procesu koagulátem. Hydroxidy kovů vykazují špatnou rozpustnost a snadno se srážejí. Na sraženiny se mohou fyzikálně nebo chemicky adsorbovat ve vodě rozpustné znečišťující látky. Poté dochází k flokulaci, tvorbě flokulí, které sedimentují na dno reaktoru a tvoří kal [30].

Během elektrokoagulace dochází i k flotaci za účasti vodíku a kyslíku. Vodík vzniká v reakci redukce na katodě, zatímco kyslík vzniká v sekundární reakci na anodě. Oba plyny se tvoří ve formě bublin, které zachycují flokuly na svém povrchu a následně jsou tyto flokuly vynášeny směrem k hladině [31].

Na obrázku 2.10 je možné vidět grafické znázornění procesu elektrokoagulace.

Účinnost elektrokoagulačního procesu je ovlivněná několika faktory: parametry elektrod, jako je velikost, tvar, materiál, ale také jejich uspořádání a počet. Dalšími faktory jsou proudová hustota, napětí na elektrodách, pH vzorku a doba působení elektrického proudu [30].

Zdroj stejnosměrného napětí



Obrázek 2.10: Schéma procesu elektrokoagulace, upraveno z [49]

Elektrokoagulaci lze úspěšně využít pro čištění různých typů odpadních vod, včetně toxických odpadních vod, odpadních vod z nemocnic, koželužen, papírenských závodů, domácích odpadních vod a zejména odpadních vod z mlékáren [32].

Při čištění odpadní vody z mlékárenského průmyslu byl zkoumán vliv provozního napětí na proces koagulace. Byla použita hliníková elektroda a předpokládalo se, že změna napětí bude mít značný vliv na proces, zejména na snížení BSK₅ a odstranění CHSK: čím vyšší napětí, tím kratší doba čištění [33].

Počáteční parametry vody před elektrokoagulací byly CHSK 6114 mg/l, BSK₅ 2919 mg/l, pH 7,24 a celkové množství suspendovaných látek (TSS) bylo 734 mg/L. Proces elektrokoagulace byl prováděn po dobu 60 minut s různými hladinami napětí v rozmezí 10-60 V. Při aplikaci napětí 10 V dosáhla účinnost odstranění CHSK hodnoty 60,6 % a BSK₅ 57,9 %. Při 60 V dosáhla účinnost odstranění CHSK 98,8 % a BSK₅ 98 %. Stejný trend byl pozorován i u koncentrace TSS; účinnost odstranění při 10 V byla 49,29 % a při 60 V dosáhla hodnoty 97,75 % [33]. Výhody a nevýhody elektrokoagulace jsou shrnuty v Tab. č. 2.3

Tab. č. 2.3: Výhody a nevýhody elektrokoagulace [31], [48]

Výhody	Nevýhody
Do procesu není potřeba přidávat žádné chemické látky, čímž je eliminováno sekundární znečištění a je nižší produkce kalu	Je nutná pravidelná výměna anod v důsledku jejich oxidace (rozpuštění)
Vznikajícími bublinami jsou nadnášené znečišťující látky, což usnadňuje jejich odstranění	Může dojít k pasivaci katody, která snižuje účinnost procesu
Snadná ovladatelnost, a proto možnost automatizace	Drahé provozní náklady z pohledu ceny elektrické energie
Vločky vznikající při procesu jsou mnohem větší a stabilnější v porovnání s klasikou koagulací/flokulací a proto je jednodušší odstranitelnost při filtraci	
Odstranění i velmi malých částic, protože jemně nabitě částice jsou snadněji přitahovány elektrickým polem	

2.4.2 Adsorpce

Adsorpce se využívá především k separaci složek obsažených v nízké koncentraci v tekutinách (v plynech či kapalinách). Proces spočívá v tom, že je tekutina přivedena do kontaktu se zrnitou pevnou fází, která je obvykle velmi porézní. Na povrchu této fáze se pak složky tekutiny adsorbují v různé míře (často v závislosti na molární hmotnosti nebo polaritě). Pevná fáze je označována jako adsorbent a adsorbovaná složka je nazývána adsorbát [34].

Proces adsorpce lze rozdělit do několika kroků:

1. Mísení nebo absence mísení tekutiny, a tedy i adsorbující se složky mezi různými částmi výměníku hmoty (konvekce, axiální disperze).
2. Transport složky mezi okolní tekutinou a vnějším povrchem zrn adsorbentu.
3. Difuze v tekuté fázi v pórech uvnitř částic adsorbentu.
4. Reakce na fázových rozhraních (tento děj je obvykle velmi rychlý).
5. Difuze v sorbovaném stavu.

Rychlosti kroku 3, 4 a 5 nezávisí na konkrétním zařízení, pokud jsou zachovány stejné velikost adsorbentu a hybná síla reakce. Naopak, příspěvky kroků 1 a 2 jsou výrazně ovlivněny konstrukcí zařízení.

Vazba adsorbátu na adsorbentu se dá roztrždit na vazbu fyzikální (van der Waalsovými silami), chemickou a iontovou. Fyzikální vazba je reverzibilní; při snížení tlaku nebo zvýšení teploty se vazba uvolní, což umožňuje adsorbátu uniknout a tím zároveň regeneruje adsorbent – tento proces se nazývá desorpce. U chemické vazby je desorpce dosažena při podstatně vyšší teplotě než u fyzikální vazby a desorbovaná látka se obvykle liší od adsorbované. Na rozdíl od fyzikální adsorpce, při chemické není celý povrch póru stejně aktivní. Chemisorpce probíhá v aktivních centrech, která pokrývají pouze část povrchu póru. Iontová vazba je typická pro měniče iontů, ale může se také jednat jen o adsorpci iontu [34].

Během adsorpce je směs ohřívána, což může mít nežádoucí dopad na adsorpci plynů, kde dochází k výrazným teplotním změnám. V případě kapalin je vliv teploty minimální. Hodnota adsorpční entalpie (jedná se o změnu entalpie během adsorpce) závisí na síle vazby mezi

adsorbátem a adsorbentem. Pro fyzikální adsorpci, která je srovnatelná s kondenzací, činí změna entalpie přibližně 40 až 50 KJ/mol. U chemisorpce dosahuje hodnota této entalpie kolem 200 KJ/mol [34].

Adsorbenty lze rozdělit na přírodní a syntetické. Mezi přírodní adsorbenty patří dřevěné uhlí, cement, popel, jíly, jílové minerály, zeolity a rudy. Tyto materiály jsou v mnoha případech relativně levné, hojně dostupné a mají značný potenciál pro modifikaci a zvýšení svých adsorpčních schopností. Syntetické adsorbenty jsou připravené ze zemědělských produktů, odpad z domácnosti, průmyslových odpadů a čistírenských kalů. Mnoho odpadních materiálů, které jsou používány jako levné adsorbenty, zahrnuje odpadky ovoce, piliny, obalové materiály, odpad z hnojiv, popel z elektráren [35].

Aktivní uhlí je nejčastěji používaným adsorbentem ve technologii čištění odpadních vod a lze jej vytvářet pyrolýzou téměř všech uhlovodíkových organických materiálů. Díky své bohaté mikroporézní struktuře, velké specifické ploše a vysoké hydrofobitě projevuje vynikající adsorpční schopnost vůči většině znečišťujících látek [36].

Použití práškového aktivního uhlí k čištění syntetické mlékárenské odpadní vody prokázalo velkou účinnost. Jako adsorbent bylo použito chemicky aktivované uhlí z plodů gumovníku, označované jako Rubber Seed Shell (RSS). Syntetická odpadní voda byla vytvořena přidáním 4 g mléčného prášku na 1 litr destilované vody, a její parametry byly následující: 9600 mg/l CHSK, 6548 mg/l BSK a pH 5,94 [37].

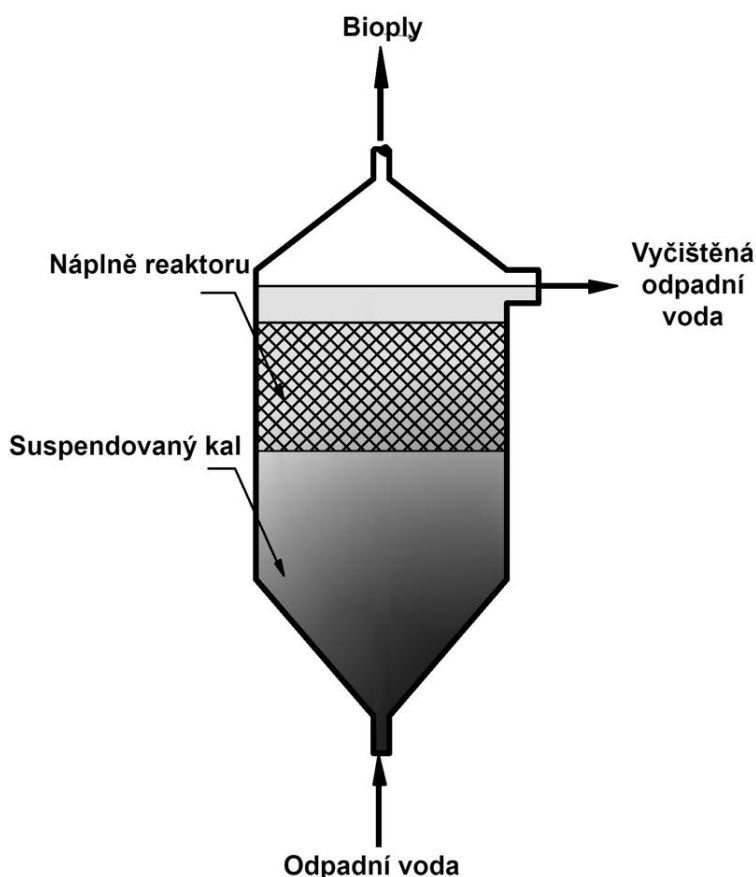
Při studiích biosorpce je pH roztoku klíčovým faktorem ovlivňujícím proces. Ovlivňuje nejen povrchový náboj biosorbentu, ale také stupeň ionizace organických látek v roztoku a disociaci funkčních skupin na aktivních místech sorbentu. Pro účinnou adsorpci organických látek je výhodné udržovat nižší pH. V průběhu experimentu bylo pH udržováno v kyselém rozmezí, konkrétně na hodnotě 5,94. Další nastavené parametry zahrnovaly optimální dávkování adsorbentu ve výši 10 g na 100 ml vody a otáčky míchadla na úrovni 150 ot/min. Byla také zkoumaná doba míchání, ukázalo se, že nejrychlejší snížení CHSK nastává na počátku procesu, přibližně během prvních 15 minut. Následně rychlost snižování CHSK klesá. Z tohoto důvodu byla stanovena optimální doba míchání na 15 min. Za daných podmínek je proces adsorpce mimořádně účinný – dochází k snížení CHSK na hodnotu 26,5 mg/l, což odpovídá 99,7 % [37].

2.4.3 Hybridní anaerobní digesce

Hybridní reaktory jsou konstrukce, které spojují aspekty jiných, obvykle samostatných typů anaerobních reaktorů. Konstrukční takových řešení si obvykle kladou za cíl využít silné stránky daného typu reaktoru a zároveň minimalizovat nebo odstranit jeho omezení. Nejběžnější hybridní proces kombinuje anaerobní filtry s reaktory UASB. To umožňuje velké organické zatížení při současném zvýšení retence biomasy v systému. Takové hybridní reaktory lze také rychle znovu spustit po odstávce [27].

Tento typ reaktoru byl použit pro čištění odpadní vody s CHSK 10 kg/m³ a organickým zatížením v rozsahu od 0,82 do 6,11 kg CHSK/m³/d. Při hydraulické době zdržení od 4,1 do 1,7 dnů, docházelo k snížení CHSK v rozsahu od 90-97 % [27].

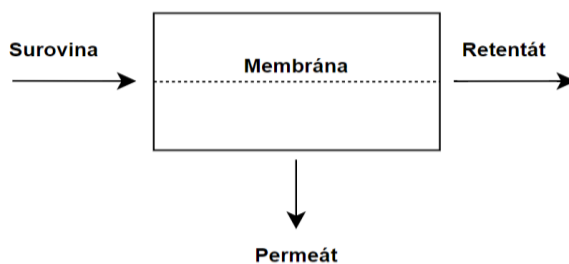
Použití hybridního reaktoru je skvělou alternativou pro čištění průmyslových odpadních vod, zejména v prostředí s omezeným prostorem nebo vysokými náklady na pozemky. Hybridní anaerobní reaktory jsou účinné, nákladově efektivní a zabírají malou zastavenou plochu [38].



Obrázek 2.11: Schéma anaerobního hybridního digestoře, upraveno z [27]

2.4.4 Membránové technologie

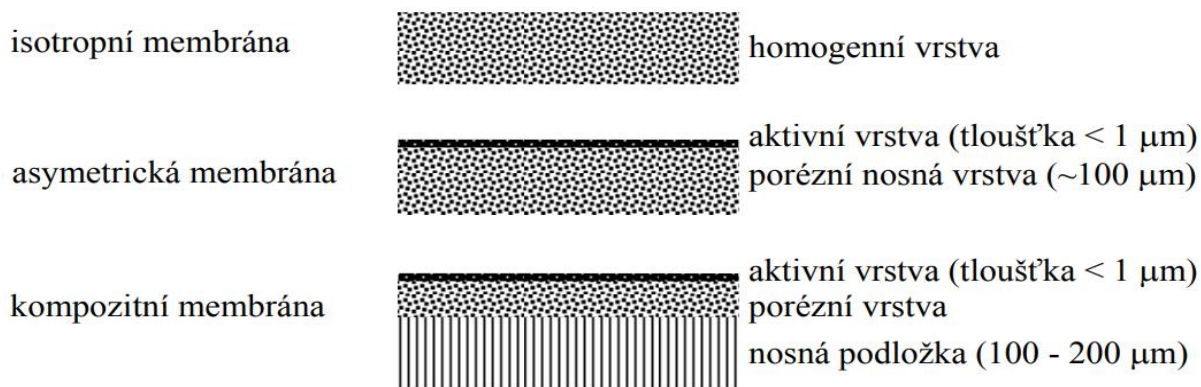
Za srdce každého membránového procesu je považovaná membrána. Je definovaná jako selektivní bariéra mezi dvěma prostředími, která umožňuje transport vybraných částic [39]. Fáze, mezi kterými se sdílí hmota, jsou odděleny membránou a transport hmoty závisí na rozdílech v odporu proti průchodu membránou mezi jednotlivými složkami směsi. Na druhé straně membrány vzniká směs s odlišným složením než původní směs. Při průchodu porézní membránou proniká složka skrz póry membrány, a rozdělení směsi spočívá ve schopnosti jednotlivých složek pronikat póry. V neporézní membráně dochází k rozpouštění složky, následně difuzi membránou a pronikání do tekutého prostředí za membránou. Transport složky je podmíněn rozdílnou difuzivitou jednotlivých složek směsi. Látka, která prošla membránou, se nazývá permeát, zatímco zadržovaná látka je označována jako retentát, někdy též nazývaný koncentrát [40].



Obrázek 2.12: Princip membránového procesu

Z hlediska složení membránového materiálu se membrány dělí na organické nebo anorganické. Organické membrány jsou vyrobeny ze syntetických organických polymerů. Membrány pro tlakově řízené separační procesy (mikrofiltrace, ultrafiltrace, nanofiltrace a reverzní osmóza) jsou většinou vyrobeny ze syntetických organických polymerů. Mezi ně patří mimo jiné polyethylen (PE), polytetrafluoretylen (PTFE), polypropylen a acetát celulózy. Anorganické membrány jsou vyrobeny z materiálů, jako jsou keramika, kovy, zeolity nebo oxid křemičitý. Jsou chemicky a tepelně stabilní a široce se používají v průmyslových aplikacích, jako je separace vodíku, ultrafiltrace a mikrofiltrace [41].

Dále lze membrány rozdělit podle struktury na isotropní (symetrické), anisotropní (asymetrické) a kompozitní. Isotropní membrány jsou v řezu homogenní a mohou být porézní či neporézní. Asymetrická struktura membrány je tvořena velmi tenkou aktivní vrstvou, která membráně zajišťuje její separační vlastnosti, a porézní nosnou vrstvou, která neklade průchodu hmoty významný odpor. Aktivní i nosná vrstva jsou vyrobeny z jednoho materiálu. Kompozitní struktura je složená z více vrstev různých materiálů, které zajišťují různé funkce. Vrchní aktivní vrstva zajišťuje separační vlastnosti a je napojená na porézní vrstvu, jejíž funkcí je odvod prmeátu. Poté následuje makroporézní podložka, která membráně zajišťuje dobré mechanické vlastnosti [42].



Obrázek 2.13: Struktura membrán [42]

Membránové procesy lze rozdělit podle hnací síly, kde obecně platí, že hnací silou každého membránového procesu je transmembránový gradient. Rozdělní je zobrazeno v Tab. č. 2.4

Tab. č. 2.4: Rozdělení membránových procesu podle hnací síly [42]

Hnací síla	Membránový proces
Gradient tlaku	Reverzní osmóza (RO)
	Nanofiltrace (NF)
	Ultrafiltrace (UF)
	Mikrofiltrace (MF)
Gradient elektrického potenciálu	Elektrodialýza (ED)
	Membránová elektrolyza (ME)
	Elektrodeionizace (EDI)
Gradient koncentrace	Dialýza (D)
Gradient teploty	Membránová destilace (MD)

Další možnosti rozdělení membránových procesů je podle velikosti pórů, které se přímo promítá do jejich separačních vlastností, viz obrázek 2.14.

K posuzování membránových procesů a zejména membrán z hlediska kvalitativních a kvantitativních charakteristik, slouží dva klíčové parametry: selektivita a intenzita toku permeátu.

Selektivita charakterizuje schopnost membrány upřednostňovat propustnost jedné složky nástríku a tímto způsobem oddělovat dvě nebo více složek [43]. Lze ji vyjádřit pomocí účinnosti odstranění:

$$R = 1 - \frac{C_P}{C_F} \quad (2.1)$$

Kde:

- R ... účinnost odstranění [-]
 C_P ... koncentrace separované složky v permeátu [-]
 C_F ... koncentrace separované složky i v nástríku [-]

Velikost póru v membráně	Relativní molekulová hmotnost (Da)	Typické separované částice	Membránový separační proces
neporézní			PV, ED, dialýsa, MD
0,1 nm	100	Ionty kovů Malé molekuly	NF/RO
1 nm	1000	Peptidy	
10 nm	10000	Polysacharidy Proteiny	UF
100 nm	100000	RNA DNA	
1 μm	1000000	Viry	MF
10 μm		Mikroorganismy Koloidy, prach Rostlinná a živočišná buňka	klasická filtrace

Obrázek 2.14: Rozdělení membráno podle velikosti pórů [42]

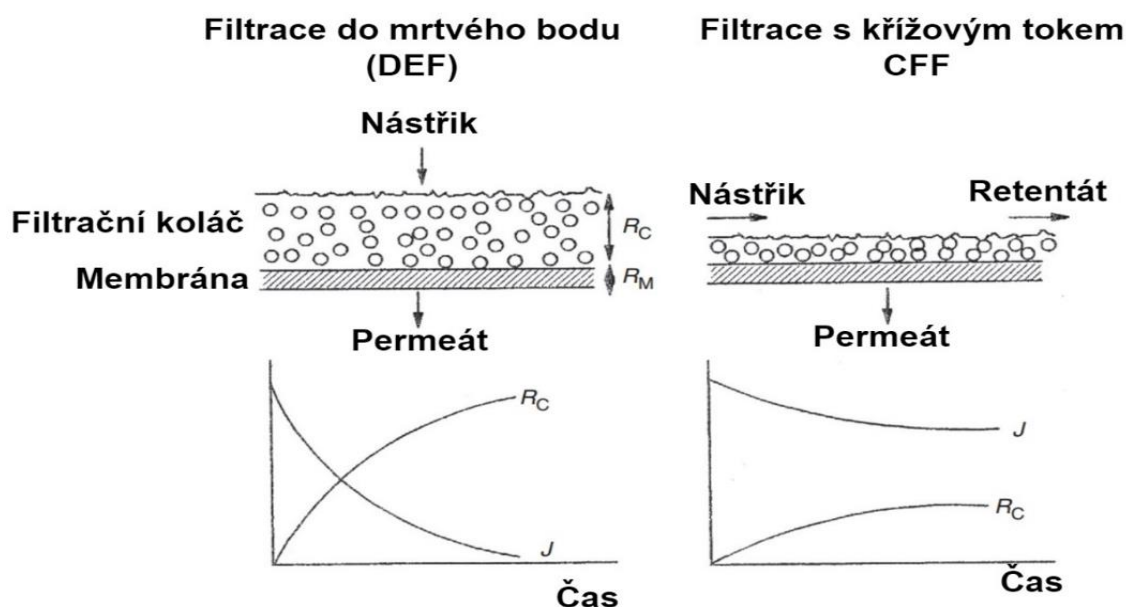
Intenzita toku permeátu je definována jako objem permeátu vztahující se k jednotkové ploše membrány a času [$m^3/m^2 \cdot h$] – jedná se o kritérium výkonu procesu. Tato hodnota slouží k srovnání propustnosti různých typů membrán (výrobci tuto hodnotu udávají pro modelové roztoky separované za standardních podmínek) nebo k porovnání efektivity různých membránových procesů [42], [43]. Intenzitu toku permeátu lze vyjádřit následující rovnicí:

$$J_p = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV_p}{d\tau} \quad (2.2)$$

Kde:

J_p ... intenzita toku permeátu	$[\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}]$
A ... separační plocha membrány	$[\text{m}^2]$
V_p ... objem permeátu	$[\text{m}^3]$
τ ... čas	$[\text{s}]$

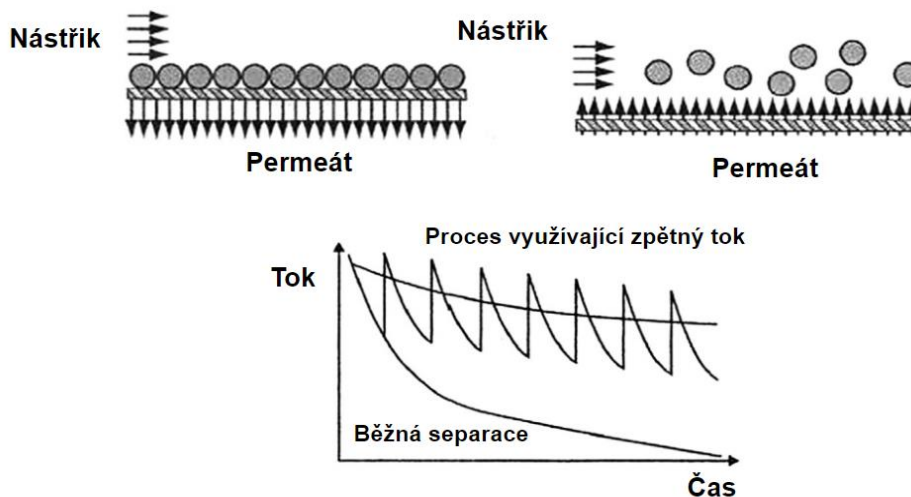
V membránových procesech existují dva základní režimy filtrace: křížový tok (zkratka CFF, z anglického cross-flow filtration) a s uzavřeným výstupem retentátu nebo také filtrace do mrtvého bodu (zkratka DEF, z anglického dead-end filtration). V režimu mrtvého bodu proudí nástřík kolmo k povrchu membrány. Viz obrázek 2.15.



Obrázek 2.15: Schéma filtrace v režimu DEF a CFF. R_C – odpor filtračního koláče; R_M – odpor membrány; J – tok permeátu, upraveno z [44]

Na rozdíl od filtrace s křížovým průtokem, v DEF nevzniká žádný odpadní proud, pouze vstupní proud a proud permeátu. To způsobuje usazování částic a rozpuštěných látek na povrchu membrány a růstu filtračních koláče. DEF je většinou využíván v MF pro čištění a sterilizaci, kde je nástřík relativně čistý – koncentrace pevných částic je nižší než 0,1 % [44]. Ve většině ostatních aplikací je akumulace částic na povrchu membrány tak významná, že je provoz v režimu DEF nepraktický. V režimu křížového toku nástřík proudí tangenciálně k povrchu membrány a permeát protéká membránou v kolmém směru. Příčný tok a s ním spojená tangenciální rychlost neustále „seškrabuje“ částice nebo makromolekuly z povrchu membrány působením smykových sil, zejména při provozu v turbulentním režimu. Pro dané podmínky proudění existuje kritická hodnota toku permeátu, pod kterou se vrstva pevných látek nehromadí a pro kterou nedochází k poklesu toku při konstantním provozu transmembránových procesů. Systémy RO, NF, konvenční UF a selektivní MF pracují v režimu křížového toku [50].

Hromadění filtračního koláče je snižováno pravidelným zpětným proplachováním; permeát nebo filtrovaná voda se směřuje v opačném směru, aby se uvolnily pevné částice a obnovil průtok, jak je znázorněno na obrázku 2.16. [50]



Obrázek 2.16: Charakteristika závislosti toku membránou na čase u běžné membránové separace a v případě použití zpětného toku permeátu, upraveno z [50]

Zdaleka nejrozšířenějšími membránovými procesy v oblasti úpravy odpadních vod jsou ty, kde je hnací silou procesu je gradient tlaku. Jedná se o čtyři hlavní typy těchto procesů. Jsou to mikrofiltrace (MF), ultrafiltrace (UF), nanofiltrace (NF) a reverzní osmóza (RO). Hlavní rozdíly, které tyto procesy vykazují, kromě separačních vlastností, jsou také požadavky na tlak. Čím jsou menší póry, tím je zapotřebí vyšší tlak [41]. To je ilustrováno na obrázku 2.17.

Mikrofiltrace (MF)

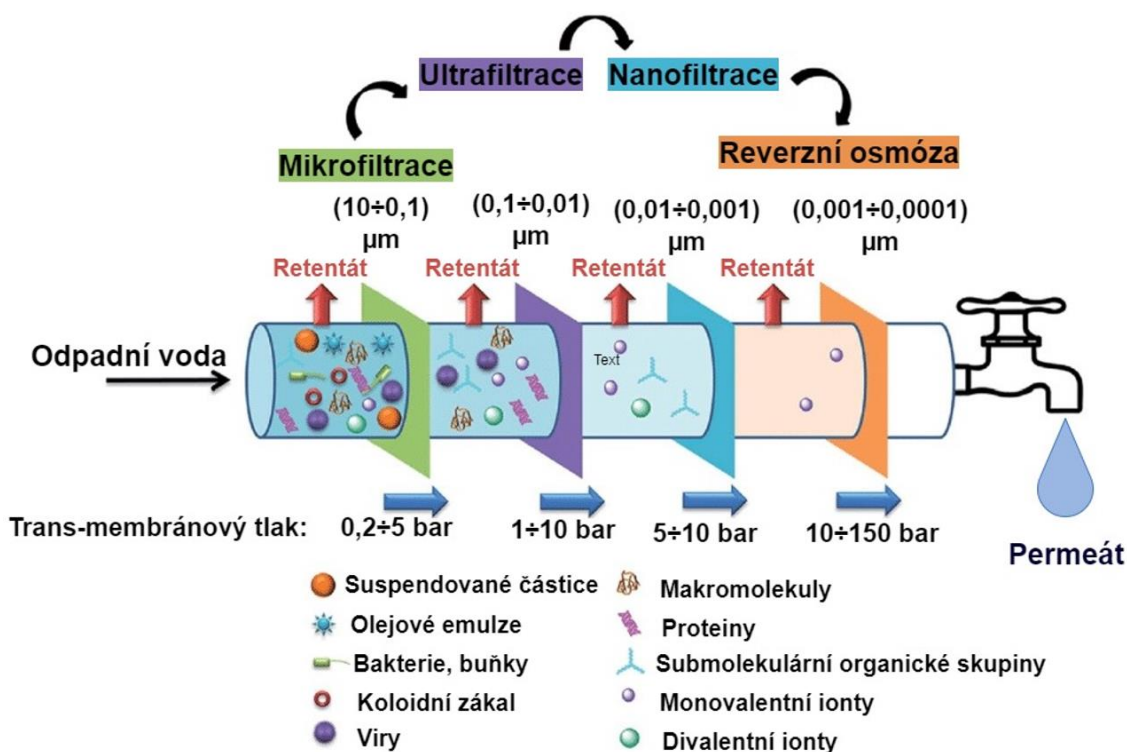
Mikrofiltrace je jednou z nejstarších tlakově poháněných membránových aplikací. Tímto postupem lze účinně oddělovat látky o velikosti v řádech mikrometrů, například suspendované částice, velké patogeny, bakterie, proteiny a kvasinkové buňky, pomocí principu fyzikální separace. Schopnost odstranit řadu velkých kontaminantů činí z MF univerzální membránový proces [52]. Proces MF nejpodobnější klasické filtraci, kdy jsou látky větší než póry membrány zadrženy na její nástřikové straně [43]. Velikost pórů pohybuje se v rozmezí 10-0,1 μm a hodnota trans-membránového tlaku je relativně nízká v rozsahu 0,2-5 bar. Vzhledem k tomu, že hydrodynamický odpor je nízký, vyžadují tyto membrány nízké hydrostatické tlaky pro dosažení vysoké rejeckci kontaminantů. Široký rozsah velikosti pórů umožňuje MF najít uplatnění v mnoha oblastech, zejména v úpravě odpadních vod, farmacii, potravinářství, odsolování a biotechnologiích [52].

Ultrafiltrace (UF)

Při ultrafiltraci jsou více využívány polymerní asymetrické a kompozitní materiály. Velikost pórů je v rozsahu 0,1-0,01 μm a trans-membránový tlak v rozmezí 1-10 bar. Hlavním mechanismem zadržování nečistot u ultrafiltrací je fyzikální separace. Někdy je však velikost pórů ultrafiltračních membrán větší než velikost molekul rozpuštěných látek, ale i přesto dochází k zachycení těchto kontaminantů. To může být způsobeno chemickými vlastnostmi povrchu membrány, například působením elektrostatických efektů [53].

Ultrafiltrace je pokročilá separační technologie používaná v různých průmyslových odvětvích. Původně vznikla jako frakcionační technika v 60. let 20. století. Od té doby se UF

membrány neustále zdokonalují a jejich aplikace se rozšířily do celé řady oblastí, od získávání chemických látek, separaci buněk, úpravy mléčných výrobků, použití v lékařství, regenerace odpadní vody, úpravy odpadní vody a koncentrace šťáv. Těžiskem použití membránové ultrafiltrace spočívá v čištění a koncentraci makromolekul, jako jsou např. roztoky proteinů v potravinářském průmyslu. Další běžné aplikace, které vyžadují použití ultrafiltračních technik, spočívají v oblasti odpadních vod, odstraňování znečištění, bakterií a virů. Stejně jako MF procesy jsou tyto membrány používány pro předúpravu před NF a RO [54].



Obrázek 2.17: Tlakově řízené membránové procesy pro úpravu vody znázorňující částice účinně zachycené membránou, velikost póru a trans-membránový tlak, upraveno z [51]

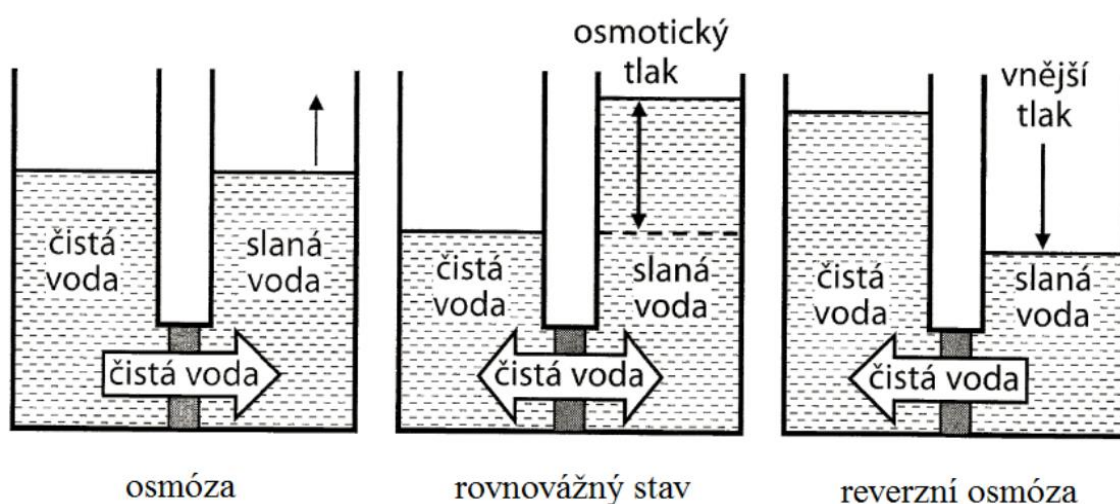
Nanofiltrace (NF)

Nanofiltrace je nejnověji vyvinutý tlakově řízený membránový proces pro separaci kapalných fází. Nanofiltrace nahradila v mnoha aplikacích reverzní osmózu díky nižší spotřebě energie a vyššímu průtoku permeátu. Vlastnosti NF membrán leží mezi RO (kde se transport řídí mechanismem difúze z roztoku) a porézními ultrafiltračními membránami (kde se obvykle předpokládá, že separace je způsobena vyloučením velikosti a v některých případech i efektem náboje). Komerční nanofiltrační membrány mají trvalý náboj, který vzniká disociací povrchových skupin, jako jsou sulfonované nebo karboxylové kyseliny. Velikost pórů v NF membráně je v rozsahu 0,01-0,001 μm a trans-membránový tlak se pohybuje v rozmezí 5-10 bar. Tak malá velikost pórů umožňuje účinně separovat i velmi malé nenabitě nerozpustné látky, zatímco elektrostatické vlastnosti povrchu umožňují poměrně dobře propouštět monovalentní ionty, přičemž multivalentní ionty jsou většinou zadržovány. Díky těmto vlastnostem jsou NF membrány velmi užitečné při frakcionaci a selektivním odstraňování rozpuštěných látek ze složitých technologických proudů. Rozvoj NF technologie jako životaschopného procesu v posledních letech vedl k pozoruhodnému nárůstu jejího použití v řadě průmyslových odvětví, např. při čištění odpadních vod z textilního průmyslu, při separaci léčiv z fermentačních směsí, při demineralizaci v mlékárenském průmyslu a při získávání kovů

z odpadních vod a odstraňování virů. NF je jednou z perspektivních technologií pro čištění přírodních organických látek a anorganických znečišťujících látek v povrchových vodách. Při NF povrchových vod mohou být přírodní organické sloučeniny, které mají relativně velké molekuly v porovnání s velikostí pórů membrány, odstraněny mechanismem filtrace, zatímco anorganické soli efektem náboje membrán a iontů [55]

Reverzní osmóza (RO)

Reverzní osmóza je inverzní jev k jevu osmóza. Osmóza popisuje samovolný tok rozpouštědla směrem ke koncentrovanému roztoku, kdy se mezi rozpouštědlem a koncentrovaným roztokem nachází semipermeabilní membrána. Vzhledem k rozdílu chemických potenciálů se rozpouštěná látka snaží vniknout do rozpouštědla, zatímco rozpouštědlo se snaží proniknout do roztoku, a to způsobí takzvaný osmotický tlak, pomocí kterého se dosahuje chemické rovnováhy. Semipermeabilní membrána a její vlastnosti umožňují pouze transport rozpouštědla, nikoliv rozpouštěné látky. V prostoru roztoku nízkomolekulárních látek dochází k postupnému zvyšování hladiny roztoku do doby, kdy bude dosažena rovnováha mezi



Obrázek 2.18: Princip osmózy a reverzní osmózy [56]

osmotickým a hydrostatickým tlakem. Reverzní osmóza je proces, při kterém je osmotický tlak překonán vnějším tlakem, a tím dochází k průchodu rozpouštědla z roztoku skrze membránu, zatímco nízkomolekulární látky se koncentrují před membránou [56]. Princip obou procesů je zobrazen na obrázku 2.18.

Proces RO je nejúčinnější z pohledu množství odstraněných kontaminantů. Velikost pórů je nejmenší ze všech výše zmíněných membránových procesů, jsou v rozsahu 0,001-0,0001 μm , to má za následek nevyšší trans-membránový tlak, který je v rozmezí 10-150 bar. Polopropustná membrána většinou propustí vodu a zadrží většinu znečišťujících látek. Tato technologie představuje více než 20 % světové kapacity odsolování [57]. Zlepšení technologie RO, včetně pokročilého membránového materiálu konstrukce modulů a procesů využívajících energií vedlo k snížení nákladů, což následně zvýšilo zájem o její komerční využití. RO se nyní používá v různých aplikacích včetně selektivního oddělování, čištění a koncentrace. V potravinářském průmyslu se RO používá ke koncentraci ovocných a zeleninových šťáv, k předkoncentraci mléka a syrovátky a k dealkoholizaci alkoholických nápojů [58].

Bylo navrženo několik membránových procesů pro čištění mlékárenských odpadních vod, aby se získala voda pro opětovné použití nebo pro případnou obnovu živin. Byly zkoumány jednostupňové techniky úprav odpadní vody, kde se využívala ultrafiltrace,

nanofiltrace nebo reverzní osmóza. Ukázalo se, že jednostupňová UF odstraňuje pouze bílkoviny, tedy permeát obsahující laktózu a další malé molekuly, které způsobovaly vysokou hodnotu CHSK. Při použití NF byla odstraněna laktóza a permeát měl nižší hodnoty CHSK. Docházelo však ke značnému poklesu toku permeátu kvůli velkému množství bílkovin adsorbovaných na povrch membrány. Využití samostatné RO umožňovalo produkovat vodu, která se dala znovu využít, ale tok permeátu byl ještě nižší a zároveň byl zapotřebí vysoký transmembránový tlak přibližně 4 MPa [59].

Aby bylo možné membránové procesy používat jako účinné a ekonomicky zajímavé separační techniky, je nezbytná optimalizace procesu. Účelem procesu optimalizace je dosažení co nejvyšší produkce toku po dlouhou dobu při přijatelné úrovni znečištění. Proto musí být v závislosti na typu odpadní vody zvolen vhodný druh předúpravy, v rámci které jsou odstraněny suspendované částice, oleje a mastnota, čímž se zabrání předčasnému zanášení NF a RO membrán nebo jejich fyzickému poškození [60]. Navíc se využívají dvoustupňové integrované membránové systémy, které postupně kombinují více typů membrán, například MF + NF, MF+RO, NF+ NF, NF+ RO a další. Správně zvolená předúprava vody a následně vhodně navržený dvoustupňový integrovaný systém umožňují optimalizovat čisticí proces. Příklady používaných předčištění a typy dvoustupňových integrovaných systémů, aplikované na odpadní vody z mlékárenského průmyslu, jsou uvedeny v Tab. č. 2.5.

Tab. č. 2.5: Příklady membránových úpraven používaných pro recyklaci vody a jejich výkonost v mlékárenském průmyslu, upraveno z [1]

Mlékárenská odpadní voda						
Využití permeátu	CHSK [g/l]	Předčištění	Membránová úprava; R _J [%]; MWCO	TMP [bar]	J _p [l/m ² ·h]	Odpadní voda po úpravě; R* [%]
Voda do kotle	<1	Předfiltrace (100µm)	NF 200 [Da]	30	80-100	CHSK (10-34) [mg/l] (70-90 %)
		MF (5, 1, 0,2 µm); Adsorpce – (aktivní uhlí)	RO (99,5 %)	6-15	40-80	TOC <10 [mg/l]; Vodivost 17-35 [µS/cm] (75-97 %)
Voda pro opětovné využití v potravinářském průmyslu	1-3	Kazetový filtr; UV dezinfekce	NF + NF	4	16	CHSK <10 [mg/l] (80 %); TOC <4 [mg/l] (65 %);
Voda pro vytápění nebo chlazení		Předfiltrace (25µm)	RO (99,5 %)	20-30	14-21	TOC 130-300 [mg/l] (65-84 %); Laktóza 3-10 [mg/l] (>99 %)
Voda pro mytí podlah		-	NF 200-300 [Da] + RO (99,5 %)	10	5-6	Laktóza 20 [mg/l] (99,7 %) Bílkoviny nenalezeny
Voda pro chlazení	1-3	-	NF 200 [Da] + RO (99,3)	10-20	28-37; 12-23	CHSK 21-42 [mg/l] (>98 %); TOC <7 [mg/l] (>99,8 %); Laktóza 5-40 [mg/l]
Voda pro vytápění, chlazení nebo mytí		-	(NF nebo RO) + RO (99,5 %)	20	34	TOC <3,3 [mg/l] (>99,9)
Voda pro vytápění nebo chlazení		Předfiltrace (25µm)	NF90 200-400 [Da]	20-30	50-100	CHSK 1 [g/l] (20-50 %); Celkový dusík <60 [mg/l] (30-60 %); Laktóza <15 [mg/l] (99 %)
Voda pro kotle	>10	-	NF 150-300 [Da] + RO	10-20; 15-35;	5-20; 4-40	CHSK <120 [mg/l] (>90 %); Laktóza <400 [mg/l] (>98 %); Bílkoviny nenalezeny

TOC – Total Organic Carbon – celkový organický kyslík; R_J – rejekční faktor; J_p – tok permeátu; MWCO – Molecular Weight Cut-off – velikost nejmenší částice ve vztahu k molekulové hmotnosti, kterou membrána je schopná zachytit, vyjadřuje se v Daltonech; Da – Dalton – [g/mol]; R* – Solute retention rate – míra zadržení rozpuštěných látek

3 Nakládání s mlékárenskými odpadními vodami z pohledu legislativy

Základním legislativním dokumentem, který stanovuje ochranu vod před jejich znečištěním odpadními vodami je vodní zákon č. 254/2001 Sb. [65].

Vodní zákon stanovuje odpadní vody jako vody použité v obytných, průmyslových zemědělských, zdravotnických a jiných stavbách, zařízeních nebo dopravních prostředcích, pokud mají po použití změněnou jakost (složení nebo teplotu) Dle tohoto ustanovení vodního zákona se dále za odpadní vody považují i jiné vody z těchto staveb, zařízení nebo dopravních prostředků odtékající, pokud mohou ohrozit jakost povrchových nebo podzemních vod [65].

Vodní zákon stanoví základní termíny spojené s odpadními vodami. Určuje definice povrchových a podzemních vod, do nichž lze vypouštět odpadní vody (OV), a specifikuje podmínky, jež je třeba dodržet pro správné nakládání s odpadními vodami v souladu s předpisy vodního zákona. Dále stanovuje míru základního poplatku, za vypouštění odpadních vod do vod povrchných, poplatek se skládá z dvou částí:

1. Poplatek z objemu – při vypouštění odpadních vod, jejichž objem překračuje za poplatkové období (1 rok) objem 100 000 m³. Pro poplatek z objemu sazba činí 0,1 Kč/m³ [66].
2. Poplatek z jednotlivého znečištění – při vypouštění odpadních vod je překročen hmotnostní nebo koncentrační limit pro ukazatele znečištění uvedené na obrázku 3.1.

UKAZATEL znečištění	SAZBA Kč/kg	LIMIT ZPOPLATNĚNÍ	
		hmotnostní kg/rok	a koncentrační mg/l
1.			
a) CHSK nečištěné odpadní vody			
do 31. 12. 2004	16	20 000	40
od 1. 1. 2005	16	8 000	40
b) CHSK čištěné odpadní vody	8	10 000	40
c) CHSK pro odpadní vody čištěné z výroby buničiny a ze zušlechťování bavlnářských a lnářských textilií	3	10 000	40
2. RAS	0,5	20 000	1200
3. nerozpuštěné látky ⁴⁷⁾	2	10 000	30
4. fosfor celkový			
do 31. 12. 2004	70	13 000	3
od 1. 1. 2005	70	3 000	3
5. dusík amoniakální			
do 31. 12. 2001	40	15 000	15
6. dusík Nanorg			
od 1. 1. 2002	30	20 000	20
7. AOX od 1. 1. 2002	300	15	0,2
8. rtuť	20 000	0,4	0,002
9. kadmium	4 000	2	0,01

Obrázek 3.1: Poplatek z jednotlivého znečištění [66]

Podzákoný předpisem, který bezprostředně souvisí s vypouštěním odpadních vod je nařízení vlády č. 401/2015 Sb. V tomto nařízení je stanoven pojem průmyslové odpadní vody následovně: „Průmyslovými odpadními vodami odpadní vody z výrob uvedených v části B přílohy č. 1 k tomuto nařízení, jakož i odpadní vody v této části přílohy neuvedené, jsou-li

vypouštěny z výrobních nebo jim obdobných zařízení, včetně odpadních vod vypouštěných z průmyslových areálů, které vznikají převážně jako produkt průmyslové činnosti“ [67].

Vodoprávní úřad vydává povolení k vypouštění odpadních vod a také stanovuje emisní limity. Kromě toho určuje způsob, frekvenci, typ a místo, kde jsou odebírány vzorky vypouštěných odpadních vod. Dále stanovuje místo a způsob měření objemu odpadních vod, a to jak na výpusti, tak případně na přítoku do čistírny odpadních vod. Emisní limity stanovené vodoprávním úřadem, nemohou převyšovat emisní standardy uvedené v příloze č. 1 části B nařízení vlády č. 401/2015 Sb. Kde jsou uvedené přípustné hodnoty znečištění pro odpadní vody vypouštěné z vybraných průmyslových odvětví do vod povrchových. Emisní limity pro mlékárenské odpadní vody jsou uvedené v Tab. č. 3.1 [67].

Tab. č. 3.1: Emisní limity pro vypouštění mlékárenských odpadních vod do vod povrchných [67]

Odpadní vody z výroby mléčných výrobků		
Parametr	Jednotka	Přípustné hodnoty
pH	-	6-8,5
CHSK _{Cr}	mg/l	120
BSK ₅	mg/l	30
NL	mg/l	50
N – NH ₄ ⁺	mg/l	10
N – NH ₄ ⁺ (Z)	mg/l	18
N _{celk.}	mg/l	30
N _{celk.} (Z)	mg/l	50
P _{celk.}	mg/l	5
EL	mg/l	10
AOX	mg/l	0,5

CHSK_{Cr} – chemická spotřeba kyslíku dichromanovou metodou; BSK₅ – biologická spotřeba kyslíku pětidenní s potlačením nitrifikace; NL – nerozpuštěné látky; N – NH₄⁺ – amoniakální dusík; N_{celk.} – celkový dusík; P_{celk.} – celkový fosfor; EL – extrahované látky; AOX – adsorbovatelné organické vázané halogeny;

Co se týče vypouštění odpadních vod do kanalizace, potřebné parametry jsou stanoveny vodoprávním úřadem v rámci kanalizačního řádu. Kanalizační řád určuje producentům napojeným na příslušnou kanalizaci pro veřejnou potřebu nejvyšší přípustnou míru znečištění odpadních vod, případně nejvyšší přípustné množství těchto vod. Jednotliví producenti odpadních vod uzavírají s provozovatelem kanalizace pro veřejnou potřebu písemnou odběratelskou smlouvu o odvádění odpadních vod, která je vázána na kanalizační řád příslušné kanalizace pro veřejnou potřebu [68].

4 Projektové řízení technologických staveb

V souladu se standardem IPMA (International Project Management Association) je projekt definován jako omezený proces v čase, nákladech a zdrojích, jehož cílem je vytvořit specifikované výstupy (rozsah naplnění projektových cílů) s ohledem na kvalitu, standardy a požadavky. Někdy je projekt také chápán jako proces přechodu z počátečního stavu do cílového stavu, který má pevně stanovený začátek a konec a je omezen časem, zdroji atd. Čas představuje jednu z klíčových proměnných projektů, a proto je mu věnována významná pozornost během celého řízení projektu. Z hlediska času lze projekt rozdělit do několika fází řízení:

4.1 Předprojektová fáze

V rámci předprojektové fáze je třeba prozkoumat příležitost pro projekt a posoudit proveditelnost navrhovaného záměru. V této fázi se často zpracovávají různé analýzy a studie. Obvyklé vznikají dva hlavní typy dokumentů: studie příležitosti (Opportunity Study), která má zodpovědět, jestli je vůbec správná doba navrhnout a realizovat zamýšlený projekt. Výsledkem je doporučení nebo nedoporučení realizovat zamýšlený projekt, a v případě doporučení první podrobný popis projektu. Další je Studie proveditelnosti, která má za účel identifikovat optimální přístup k realizaci projektu, specifikovat rozsah projektu, plánovaný termín zahájení a ukončení projektu a odhadnout celkové náklady projektu.

V některých případech bývá zpracován pouze jeden dokument tzv. předprojektová úvaha, která kombinuje výše zmíněné studie. Jedná se především o jednodušší projekty [64].

4.2 Projektová fáze

Jedná se o výkonnou fázi projektu. U technologických staveb v této fázi jsou klíčová rizika spojená s výstavbou jako nedodržení termínů a nákladů stavby, její výsledné kvality a kvality koncových produktů. Tuto fázi lze rozdělit na dvě části, na přípravu stavby a její realizaci. Příprava stavby zahrnuje zhotovení projektové dokumentace, která je dále využita pro získání různých povolení a pro výběr dodavatele stavby. Dělicím bodem mezi přípravou a realizací je vydání stavebního povolení. Ve fázi realizace stavební dodavatel zhotoví stavbu, provedou se zkoušky funkce a stavba se uvede do provozu. Realizační fáze končí vydáním kolaudačního souhlasu [63].

4.2.1 Projektování

Projektování je proces v rámci, kterého se ze zkonstruovaných zařízení skládá celá procesní jednotka. V širším slova smyslu proces v sobě proces projektování zahrnuje výzkum, vývoj a konstruování.

V procesu návrhu postupně vzniká soubor informací, které kompletně popisují stavbu. Tyto data jsou shromažďována v projektové dokumentaci, která je hlavním výstupem procesu projektování. Projektovou dokumentaci lze rozdělit na dokumentaci potřebnou pro návrh stavby a projektovou dokumentaci z hlediska zákona. Z pohledu návrhu technologické stavby jsou zapotřebí tři stupně projektové dokumentace:

- **Koncepční návrh (Conceptual Design)**

Jedná se o technologické podklady, které jednoznačně definují technologický proces. U různých typů složitých technologií mají tyto technologické podklady pouze několik firem a proto je prodávají formou licence. Koncepční návrh obsahuje popis chemických reakcí, technologické schéma, základní údaje hlavních zařízení a u klíčových zařízení i konstrukční výkresy [63].

- **Dokumentace souborného řešení (Basic Design)**

V dalším stupni se na základě koncepčního návrhu provádí návrh základní charakteristiky všech technologických zařízení, technologický postup, schéma, rozhodující stroje a zařízení. Obsah Basic Design se pro klíčová zařízení kraje s koncepčním návrhem, ale navíc popisuje základní parametry zbývajících technologických a pomocných zařízení řeší umístění stavby ve vybrané lokalitě, dispozici budov a všech strojů popisuje vliv stavby na okolí.

Dokumentace souborného řešení je používána při legislativní přípravě stavby [63].

- **Prováděcí dokumentace (Detail Design)**

Poslední stupeň projektové dokumentace definuje všechny podrobnosti stavby a slouží jako podklad pro zhotovení stavební části a pro dodávku strojů a zařízení, jejich montáž a uvedení jich do provozu. Míra podrobnosti zpracování dokumentace závisí na netypičnosti dodávky nebo práci a na stupni rozčlenění dodávky mezi subdodavatele. Podstatné je, aby všichni subdodavatelé měli jednoznačně definovány hlavní parametry a kvalitu svých dodávek a aby byly stanoveny napojovací body všech dodávek [63].

- **Legislativní příprava stavby**

Proces získání stavebního povolení probíhá ve čtyřech krocích. Prvním krokem je posouzení vlivu stavby na životní prostředí EIA (Environmental Impact Assessment). Průběh EIA stanovuje zákon č. 100/2001 Sb. Druhým krokem povolování stavby je územní řízení (ÚŘ) a je stanoveno stavebním zákonem č. 283/2021 Sb. Třetím krokem je možná potřeba získání integrovaného povolení zkratka IPPC (Integrated Prevention Pollution and Control). Stanovuje ho zákon č. 76/2002 Sb. a týká se pouze vybraných technologií určených v příloze č. 1 tohoto zákona. Posledním krokem je stavební řízení, které se řídí výše zmiňovaným stavebním zákonem. Rozsah dokumentace pro získání stavebního povolení odpovídá Basic Designu.

V rámci stavebního řízení tvoří tato dokumentace klíčový prvek, ke kterému se vyjadřují příslušné správní orgány. Kromě samotného stavebního povolení (SP) je výsledkem stavebního řízení také tato dokumentace, kterou ověří a po schválení označí stavební úřad. Při kolaudaci stavby pak stavební úřad porovnává tuto dokumentaci s dokončenou stavbou. Prováděcí dokumentace je nezbytná pro samotnou výstavbu, ale stavební úřad ji nekontroluje a není ani vyžadováno, aby byla předložena předem [63].

4.3 Poprojektová fáze

Projekt je dokončen a výsledný objekt už je v provozu. V rámci této fáze se posuzuje ekonomická efektivnost projektu. Klíčovým milníkem je bod zvratu (Break Even Point – BEP), což je okamžik, kdy celkové příjmy očištěné od provozních nákladů generují zisk pro vlastníka projektu [63].

Zároveň realizace projektu přinesla řadu nových poznatků a zkušenosti, které lze využít v dalších projektech. Proto je třeba analyzovat celý průběh projektu a určit dobré a špatné zkušenosti. Další součásti poprojektové fáze jsou třeba servisní smlouvy, záruky a garance výsledků [64].

4.4 EPC projekt

Pro efektivní řešení komplexních projektů dnes mnoho zadavatelů považuje za nejlepší, aby co největší část rizik úspěchu projektu byla přenesená na zhotovitele. Toho je možné dosáhnout pomocí takzvaného EPC projektu. EPC je zkratka pro Engineering, Procurement and Construction (Projektování, Zakázky a Výstavba). Jedná se o typ dodavatelského modelu, jehož cílem je zbavit vlastníka rizik spojených s realizací projektu. V rámci smlouvy EPC si vlastník najímá zhotovitele, který projekt naplánuje a provede od začátku do konce. Zhotovitel přebírá odpovědnost za dodání systému nebo zařízení „na klíč“ v souladu s dohodnutými standardy kvality, časovým harmonogramem a rozpočtem. Termín „na klíč“ obvykle označuje nejextrémnější formu zadání projektu, tak že po dokončení stavby zhotovitel musí pouze „otočit klíč“, aby mohl zahájit provoz postaveného objektu nebo zařízení [61].

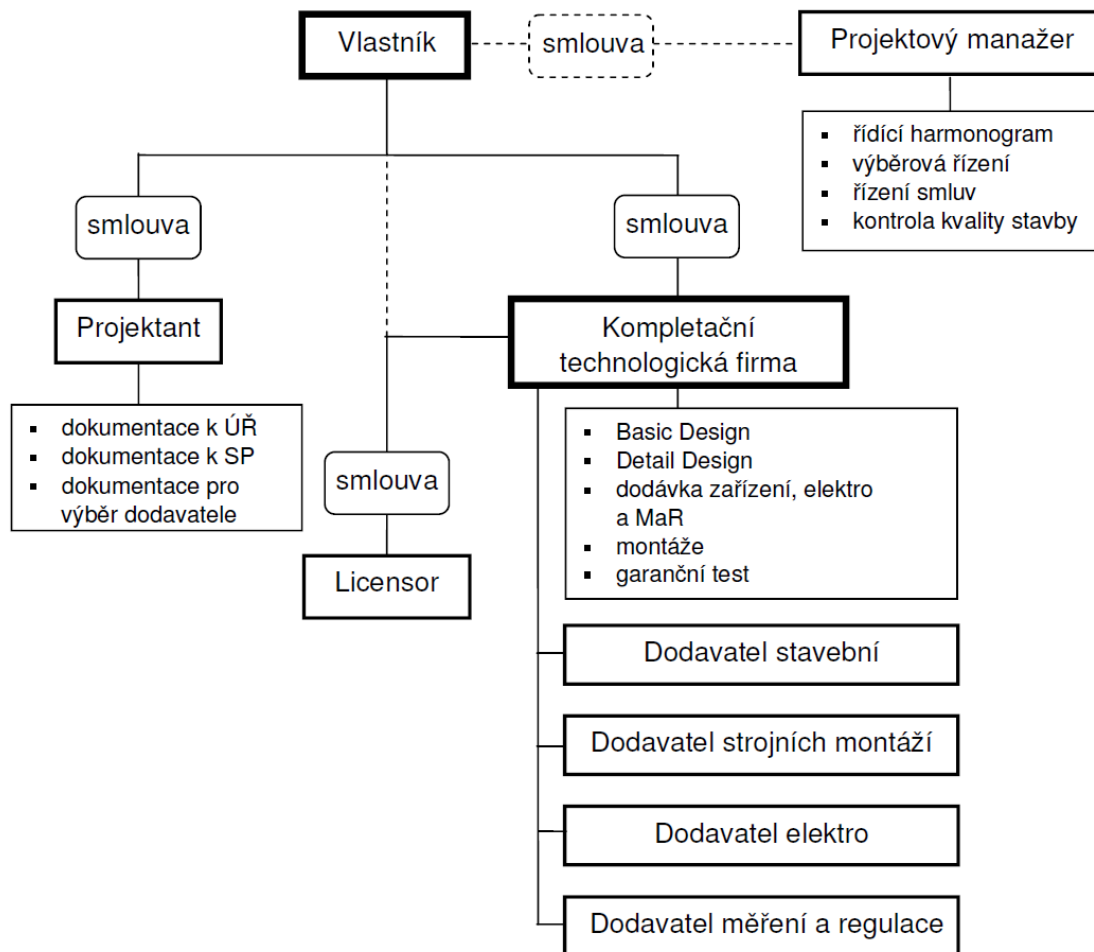
Tento typ dodavatelského systému se převážně vyskytuje hlavně u technologických projektů, které zahrnují stavbu chemických závodů, farmaceutických jednotek, rafinérií, závodů zaměřujících se na výrobu strojů, zařízení a přístrojů [63].

Je třeba poznamenat, že použití přístupu EPC se neomezuje pouze na složité inženýrské práce nebo zařízení, kde se jedná o vyhrazené technologie. Přístup EPC se ve skutečnosti úspěšně uplatňuje také u mnoha různých typů stavebních prací, včetně rozsáhlých staveb, jako jsou luxusní rekreační střediska (často včetně požadavků na kompletní vybavení, obvykle v rámci takzvané dohody „na klíč“) [62].

Přenesení hlavních rizik a odpovědnosti ze zadavatele na zhotovitele má samozřejmě za následek vyšší nabídkové ceny u projektů EPC ve srovnání s klasickými projekty. Zadavatelé na tento kompromis zřejmě rádi přistupují, aby získali větší jistotu celkových nákladů a zároveň zaručenou kvalitu výstupů z dokončeného objektu [61].

Typický postup u EPC projektu je tento: Objednavatel technologie provede předběžné poptávky u firem, které potřebnou technologii včetně licence vlastní. Po zakoupení licence, v rámci které je předán koncepční návrh, případně i výkresové dokumentace hlavních zařízení. Objednavatel tyto informace předá projekční firmě, která následně vypracuje dokumentaci nezbytnou pro získání stavebního povolení. Zároveň je pomocí výběrového řízení zvolen dodavatel EPC projektu (vyšší dodavatel). Vyšší dodavatel musí souhlasit s převodem licenční smlouvy na sebe. Tímto způsobem vlastník eliminuje riziko spojené s koordinací projektové dokumentace mezi licensorem a dodavatelem. Vyšší dodavatel má smlouvy na subdodávky v oblasti montáží, elektroinstalací a automatizace. Celkovým výsledkem je systém, kdy vyšší dodavatel zajišťuje kompletní stavbu a nese odpovědnost za kvalitu výsledného produktu. U tohoto typu kontraktu je vhodné mít smlouvou i s projektovým manažerem, který zajistí kompletní řízení projektu [63].

Příklad takového dodavatelského systému je zobrazen na obrázku 4.1.



Obrázek 4.1: Dodavatelský systém s jedním vyšším dodavatelem „na klíč“ – EPC kontrakt [63]

MaR... měření a regulace;

5 Studie proveditelnosti

V této části diplomové práce bude zpracován základní podklad pro EPC projekt, který bude zaměřený na případovou studii čištění odpadních vod v mlékárenském průmyslu, kde cílem je dosáhnout míry znečištění, při které je odpadní vodu možné recyklovat. Pro tento účel mám posloužit informace zpracované v teoretické části přeci.

V prvním kroku bude stanoveno produkované množství odpadní vody a míra znečištění. Dále bude navržen postup pro její úpravu, kde se zaměříme na membránové technologie. V rámci návrhu bude zpracováno blokové schéma, materiálová bilance a P&ID schéma. Následně budou zmíněny legislativní povolení. V poslední části bude zpracována základní studie proveditelnosti. Při této studii budeme porovnávat dvě varianty a vybere se ta, která bude ekonomicky výhodnější.

5.1 Množství a složení odpadní vody

Pro určení produkce odpadní vody je uvažována středně velká mlékárna, která denně generuje 100 m³ odpadní vody, což odpovídá přibližně spotřebě mléka ve výši 33 m³ denně. Tuto odpadní vodu lze rozdělit na dvě hlavní složky: 54 % představuje voda použitá při mytí, zatímco zbývajících 46 % připadá na procesní, chladičí, pasterizační vodu viz. Obrázek 1.3. Do druhé složky spadá také splašková voda.

Složení mlékárenských odpadních vody je velmi závislé na tom, jaký typ výrobků je ve výrobním procesu zpracováván. V návrhu je uvažováno složení odpadní vody, která má obecně vyšší koncentraci všech běžných typů znečištění v mlékárenském průmyslu.

Tab. č. 5.1 ukazuje složení celkové odpadní vody a složení mycí odpadní vody. Hodnoty byly zvolené na základě rešeršní části práce. Je zjevné, že mycí odpadní voda vykazuje výrazně nižší míru znečištění ve srovnání s celkovou odpadní vodou. Tento významný rozdíl v úrovni znečištění je způsoben přítomností splaškové vody v celkové odpadní vodě, která má velmi vysoké hladiny znečištění.

Tab. č. 5.1: Složení celkové a mycí odpadní vody

Složení mlékárenské odpadní vody			
Parametr	Jednotka	Celková OV	Mycí OV
pH	[-]	7	7
CHSK	[mg/l]	11700	6500
BSK ₅	[mg/l]	5250	3000
NL	[mg/l]	3150	2100
N – NH ₄ ⁺	[mg/l]	129,6	72
N _{celk.}	[mg/l]	300	150
P _{celk.}	[mg/l]	140	70

5.2 Úprava odpadní vody

Vzhledem k hodnotám emisních limitů pro vypouštění odpadní vody do vod povrchových nebo případně pro vypouštění do kanalizace, kde jsou emisní limity stanovené v kanalizačním řádu. Je možné předpokládat, že pro provoz mlékárny je nutné uvažovat i provoz čistírny odpadních vod (ČOV) v rámci kterého, by docházelo aspoň k hrubému předčištění a primárnímu čištění, aby byly splněné emisní limity pro vypouštění do kanalizaci. Častým způsobem předčištění je koagulační/flokulační jednotka po které následuje primární čištění, do kterého nejčastěji spadá biologická úprava.

V tomto návrhu budou uvažované dva případy:

1. Všechna odpadní voda bude předčištěná na koagulační/flokulační/flotační jednotce a následně jakožto primární čištění, budou použity membránové procesy.
2. Odpadní voda bude rozdělena do dvou proudů, přičemž jeden z nich bude tvořit všechnu odpadní vodu, určenou pro mytí a druhý bude představovat zbylou odpadní vodu. Oba tyto proudy budou předčištěny na koagulační/flokulační/flotační jednotce. Voda určená pro mytí projde čištěním pomocí membránových procesů, zatímco zbylá odpadní voda projde čistícím procesem založeným na biologické úpravě.

V mlékárenském průmyslu je běžně používaná fyzikální předúprava koagulace/flokulace v kombinaci s flotací. Důvodem je nízká relativní hmotnost vloček vzniklých po flokulaci, způsobující špatnou sedimentaci kalů.

V rámci koagulace/flokulace dojde ke snížení suspendovaných a koloidních látek způsobujících zákal. Také dojde ke snížení množství organických látek, které přispívají k obsahu BSK₅ a CHSK. Následně dojde k výraznému snížení množství fosforu a snížení koncentrace celkového dusíku. V závislosti na typu koagulantu je potřeba upravit pH pro optimalizaci procesu koagulace/flokulace. V tomto případě je pH vyhovující, a tedy není upravováno.

V tab. č. 5.2 je uvedeno výsledné složení odpadní vody po procesech koagulace, flokulace a flotace, spolu s účinností procesu. Předpokládá se použití síranu železitého (Al₂(SO₄)₃) jako koagulantu a flokulant je anionický polyacrylamid.

Tab. č. 5.2: Výsledné složení OV po koagulaci, flokulaci a flotaci

Složení mlékárenské odpadní vody					
Parametr	Jednotka	Celková OV na výstupu z KFF	Mycí OV na výstupu z KFF	Účinnost	Zdroje
pH	[-]	5	5	-	[71]
CHSK	[mg/l]	3744	2080	68 %	
BSK ₅	[mg/l]	1837,5	1050	65 %	[72]
NL	[mg/l]	12,6	8,4	99,6 %	[73]
N – NH ₄ ⁺	[mg/l]	103,68	57,6	20 %	[74]
N _{celk.}	[mg/l]	36	18	88 %	
P _{celk.}	[mg/l]	1,4	0,7	99 %	

KFF.... koagulace, flokulace, flotace

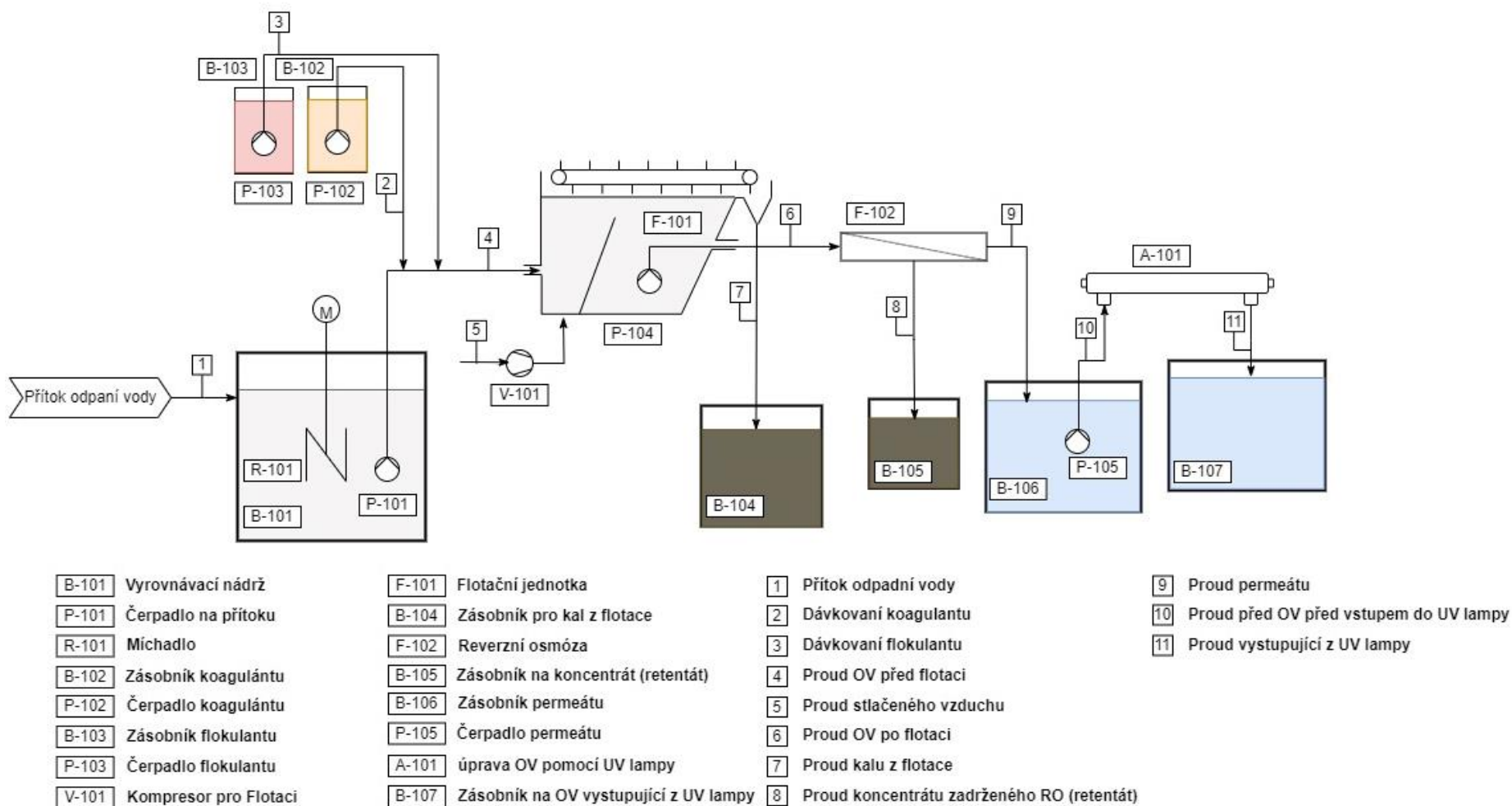
Účinnost procesů koagulace a flokulace byla stanovena na základě studií, které zahrnovaly analýzu odpadní vody s podobným typem znečištění jako ta, kterou se zabývá tato diplomová práce. Dále je stanoveno dávkování koagulantu a flokulantu, které vychází z výše uvedených studií.

5.3 Proudové technologické schéma a hmotnosti bilance koagulace, flokulace a flotace

Na obrázku 5.1 je zobrazeno proudové technologické schéma procesu úpravy celkové OV. Skládá se z procesu koagulace, flokulace a následně flotace. Poté následuje reverzní osmóza a na závěr úprava OV pomocí UV lampy. Toto schéma slouží nejen jako podklad pro P&ID, ale také při výpočtu hmotnostní bilance. Pro její výpočet je třeba stanovit pomocné parametry, jako je sytná hustota koagulátu a flokulantu a také jejich dávkování. Tyto parametry jsou uvedené v Tab. č. 5.3.



Proudem jedna vstupuje všechna odpadní voda, její objemový tok činí 100 m³/den. Vstupuje do vyrovnávací nádrže, kde je pomalu promíchávána. Účelem je vyrovnávání koncentrací nečistot pro zajištění homogennějšího proudu v dalších fázích čištění.



Obrázek 5.1: Proudové technologické schéma úpravy celkové OV

Tab. č. 5.3: Dávkování koagulantu, flokulantu

Parametr	Dávkování [g/m ³]	Zdroj	Sypná hustota [g/m ³]	Zdroj
Koagulant	500	[74]	450000	[75]
Flokulant	25	[74]	800000	[76]

Hodnota pH je optimální pro průběh koagulace jak z hlediska dávkování – je možné dávkovat menší množství koagulantu – tak i z hlediska účinnosti destabilizace polutantů a tím zapříčiněnou tvorbu malých koagulovaných částic.

Denní dávka koagulantu je vypočítána dle následujícího vztahu:

$$V_2 = \frac{D_k \cdot V_f}{\rho_k} = \frac{500 \cdot 100}{450000} = 0,111 [m^3/den] \quad (5.1)$$

Kde:

V_2 ... denní objemový průtok koagulantu	[m ³ /den]
D_k ... dávka koagulantu	[g/m ³]
V_f ... objemový průtok celkové odpadní vody	[m ³ /den]
ρ_k ... sypná hustota koagulantu	[g/m ³]

V dalším kroku je přidán flokulant (anionic polyacrylamide), který napomáhá při procesu flokulace spojováním malých koagulovaných částic do větších agregátů (vloček).

Procesy koagulace a flokulace probíhají poměrně rychle, a proto není potřeba mezi ně umístit žádný zásobník. Vše probíhá přímo během přepravy odpadní vody k flotační jednotce.

Výpočet denního dávkování flokulantu:

$$V_3 = \frac{D_{ap} \cdot V_f}{\rho_{ap}} = \frac{25 \cdot 100}{800000} = 0,0031 [m^3/den] \quad (5.2)$$

Kde:

V_3 ... denní objemový průtok flokulantu	[m ³ /den]
D_{ap} ... dávka flokulantu	[g/m ³]
V_f ... objemový průtok celkové odpadní vody	[m ³ /den]
ρ_{ap} ... sypná hustota flokulantu	[g/m ³]

U flotační jednotky je využíván stlačený vzduch a generátor mikrobublin, které slouží k nadnášení flokulí k hladině, tedy zlepšení procesu flotace. U mlékárenských odpadních vod kal, který vznikl po flokulaci má nízkou hustotu, a to způsobuje delší dobu sedimentace.

Výhodou využití flotační jednotky je nejen zrychlení procesu úpravy odpadní vody – krátká doba flotace – ale také zhutnění kalu. Stoupající bubliny tlačí kal k hladině a po jeho shrabání z hladiny do zásobníku bude výsledný kal obsahovat méně vody než při klasické sedimentaci [74].

Do flotační jednotky vstupuje proud číslo 5 a jeho objemový tok se skládá ze součtu předchozích proudů:

$$V_4 = V_1 + V_2 + V_3 = 100 + 0,111 + 0,0031 = 100,114 [m^3/den] \quad (5.3)$$

Proud stlačeného vzduchu (proud číslo 5) v hmotnostní bilanci není uvažován. Množství vzniklého kalu po flotaci odpovídá přibližně 5 % z celého objemu odpaní vody [77].

Výpočet celkového množství OV z flotace V_6 je vypočten:

$$V_6 = V_4 \cdot (1 - 0,05) = 100,114 \cdot (1 - 0,05) = 95,109 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.4)$$

Výpočet celkového množství kalu z proudu 7:

$$V_7 = V_4 \cdot 0,05 = 100,114 \cdot 0,05 = 5,006 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.5)$$

V Tab. č. 5.4 je uvedena hmotnostní bilance výše spočítaných proudů, kde V_1 je proude číslo 1, V_2 je proud číslo 2 atd...

Tab. č. 5.4: Hmotnostní bilance celkové odpadní vody

Parametr	Jednotka	V_1	V_2	V_3	V_4	V_6	V_7
Odpadní voda	[m ³ /den]	100	0	0	100	95,297	0
Koagulant	[m ³ /den]	0	0,111	0	0,111	0	0
Flokulant	[m ³ /den]	0	0	0,0031	0,0031	0	0
Kal	[m ³ /den]	0	0	0	0	0	5,006
Suma	[-]	100	0,111	0,0031	100,114	95,109	5,006

Pro zjednodušení výpočtů není uvažován žádný zbytkový kal v odpadní vodě a její složení je stanoveno z účinnosti procesů koagulace, flokulace a flotace. V Tab. č. 5.2 je uvedeno výsledné složení celkové OV.

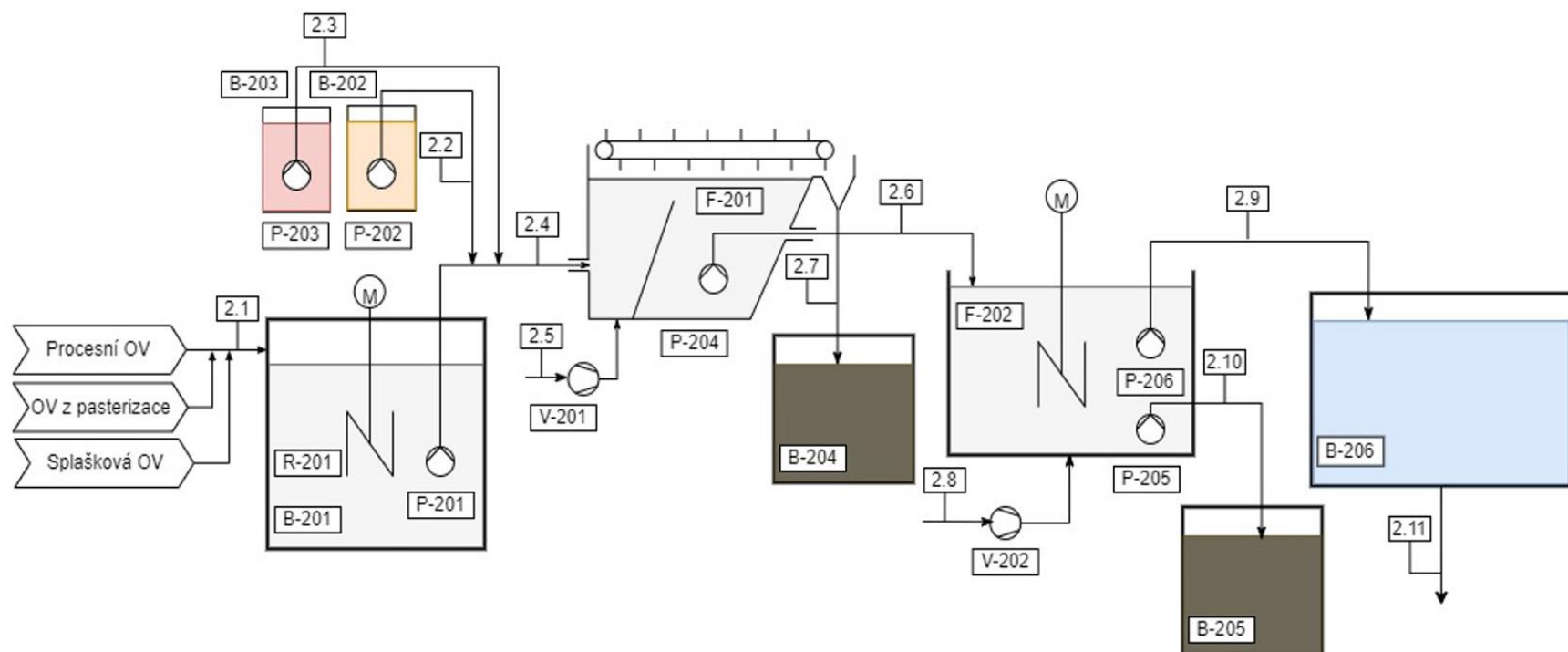
Pro druhý případ, kde je upravováno jen část OV pomocí membrán, je vypočítaná hmotnostní bilance stejným způsobem jako i u prvního případu. Jen dávkování koagulantu a flokulantu je přizpůsobeno množství OV.

Pomocí membrán je upravována jen mycí OV, což činí 54 % celkové odpadní vody. Zbýlých 46 % odpaní vody je čištěná klasickým způsobem, tedy pomocí procesů koagulace, flokulace a flotace. Pote následuje biologická úprava pomocí SBR (sequencing batch reactor), jedná se o stejný princip jako u procesu s aktivovaným kalem viz kap. 2.3.2 [99]. Následně je odpaní voda vypouštěná do kanalizace. Vzhledem k tomu, že pro výpočet byly použité stejné vztahy – rovnice 5.1 až 5.5, nebude znovu uveden postup výpočtů.

Na obrázku 5.2 je zobrazeno proudové technologické schéma druhého případu. Je na něm uvedena jen jedna ze dvou částí technologií, druhá část technologie je stejná, jako je zobrazená na obrázku 5.1. V tab. č. 5.5 je uvedená hmotnostní bilance pro případ 2, kde $V_{1.1}$ až $V_{1.7}$ odpovídá proudem 1-7 na obrázku 5.1 jen na vstupu je místo celkové odpaní vody jen mycí odpadní voda.

Tab. č. 5.5: Hmotnostní bilance mycí odpadní vody

Parametr	Jednotka	$V_{1.1}$	$V_{1.2}$	$V_{1.3}$	$V_{1.4}$	$V_{1.6}$	$V_{1.7}$
Odpadní voda	[m ³ /den]	54	0	0	54	51,359	0
Koagulant	[m ³ /den]	0	0,06	0	0,06	0	0
Flokulant	[m ³ /den]	0	0	0,0017	0,0017	0	0
Kal	[m ³ /den]	0	0	0	0	0	2,703
Suma	[-]	54	0,06	0,0017	54,0617	51,359	2,703



B-201	Vyrovňovací nádrž	P-204	Čerpadlo na flotaci	2.1	Přítok odpadní vody	2.10	Proud kalu z BÚ
P-201	Čerpadlo na přítoku	B-204	Zásobník pro kál z flotaci	2.2	Dávkování koagulantu	2.11	Odvod OV do kanalizace
R-201	Míchadlo	F-202	Biologická úprava OV (SBR)	2.3	Dávkování flokulantu		
B-202	Zásobník koagulantu	V-202	Kompresor pro biologickou úpravu	2.4	Proud OV před flotaci		
P-202	Čerpadlo koagulantu	R-202	Míchadlo	2.5	Proud stlačeného vzduchu		
B-203	Zásobník flokulantu	P-205	Čerpadlo kalu	2.6	Proud OV po flotaci		
P-203	Čerpadlo flokulantu	P-206	Čerpadlo OV po Biologické úpravě	2.7	Proud kalu z flotace		
V-201	Kompresor pro flotaci	B-205	Zásobník kalu pro biologickou úpravu	2.8	Proud stlačeného vzduchu do BÚ		
F-201	Flotační jednotka	B-206	Zásobník OV po biologické úpravě	2.9	Proud OV z BÚ		

Obrázek 5.2: Proudové technologické schéma úpravy OV s SBR

Hmotností bilance odpadní vody, která je čištěná pomocí SBR uvádí tab. č. 5.6. V tab. č. 5.6 je uvedena hmotností bilance zbylé odpadní vody, pro druhý případ provozu a $V_{2.1}$ až $V_{2.7}$ odpovídají proudům 2.1-2.7.

Tab. č. 5.6: Hmotnostní bilance OV SBR

Parametr	Jednotka	$V_{2.1}$	$V_{2.2}$	$V_{2.3}$	$V_{2.4}$	$V_{2.6}$	$V_{2.7}$
Odpadní voda	[m ³ /den]	46	0	0	46	43,750	0
Koagulant	[m ³ /den]	0	0,051	0	0,051	0	0
Flokulant	[m ³ /den]	0	0	0,0014	0,0014	0	0
Kal	[m ³ /den]	0	0	0	0	0	2,303
Suma	[-]	46	0,051	0,0014	46,0525	43,750	2,303

5.4 Hmotnostní bilance membránových procesů

Chemická předúprava odpadní vody v mlékárenském průmyslu je běžnou součástí ČOV, a předpokládá se, že tyto technologie jsou již implementovány v mlékárenské čistírně odpadních vod, proto tato část výpočtů není zásadní pro ekonomickou bilanci.

V další části je prováděna úprava odpadní vody pomocí membránových procesů, kde typ a množství membrán a s tím související další faktory jako je výsledný průtok permeátu, příkon čerpadla atd., mají zásadní vliv na návratnost technologie. Vzhledem k počtu zatím neznámých parametrů není možné stanovit, jaký průtok permeátu by byl optimální z ekonomického hlediska, a proto bude výsledný průtok permeátu na začátku odhadnut. Dále budou stanoveny jednotlivé náklady na základě kterých, bude iteračně dopočítán optimální průtok permeátu.

Jako membránový proces byla zvolena reverzní osmóza. Efektivita této úpravy byla stanovena na základě studia literatury. Různé studie prezentovaly podobné výsledky. Jako ukázkou lze uvést práce například Bortoluzzi et al. [100]. anebo Balannec et al. [101]. Nejkompletnější a nejrelevantnější zdroje informací byly nalezeny ve studii od autora Vandrého Barbosy Briãa et al. [102]. Z tohoto důvodu byly výsledky v uvedených studiích převzaty a použity v této práci.

Konkrétně byly převzaty parametry rejekčního faktoru a účinnost odstranění (removal efficiency). Účinnost odstranění lze vypočítat pomocí rovnice č. 2.1 a rejekční faktor, dle rovnice 5.6.

$$R_J = 1 - \frac{C_r}{C_p} \quad (5.6)$$

Kde:

R_J ... rejekční faktor	[-]
C_r ... koncentrace separované složky v retentátu	[-]
C_p ... koncentrace separované složky v permeátu	[-]

Pomocí těchto parametrů lze vypočítat výslednou koncentraci jednotlivých složek permeátu a retentátu.

Pro zajištění dostatečného průtoku permeátu bude potřeba zapojit membrány do série. Pro výpočet koncentrace nečistot v permeátu a v retentátu je třeba znát parametry R a R_J pro každý stupeň sériového zapojení, jelikož po průchodu OV každou membránou v sérii dojde k mírné změně parametrů R a R_J . Vzhledem k tomu, že tyto změny nelze jednoduše vypočítat nebo

odhadnout, výpočet je proveden pro výslednou koncentraci permeátu a retentátu a neuvažuje se koncentrace v jednotlivých stupních. Výsledná koncentrace jednotlivých složek odpadní vody je uvedena v Tab. č. 5.7.

Tab. č. 5.7: Složení celkové OV po reverzní osmóze

Parametr	Jednotka	Složení OV před RO	Složení permeátu	Složení retentátu	R [%]	R _J [%]
pH	[-]	5	5	5	-	-
CHSK	[mg/l]	3744	29,95	42789	99,2	99,93
BSK ₅	[mg/l]	1837,5	7,16	10238	99,6	99,93
NL	[mg/l]	12,6	0,27	2772	97,8	99,99
N – NH ₄ ⁺	[mg/l]	107,568	3,28	633	97	99,49
N _{celk.}	[mg/l]	36	1,08	212	97	99,49
P _{celk.}	[mg/l]	1,4	0,03	26,8	97,7	99,88

5.4.1 Stanovení průtoku permeátu a volba membrány

Byla zvolena membrána od společnosti CSM s názvem RE8040-FEⁿ, u které je provozní tlak 15 bar, maximální vstupní průtok je $Q_{FM} = 17 \text{ m}^3/\text{hodinu}$ a efektivní plocha $37,2 \text{ m}^2$ [78]. Výrobce také uvádí maximální výtěžek vody, který je 15 %. Výtěžek vody lze stanovit pomocí následující rovnice.

$$R_r = \frac{Q_p}{Q_f} \cdot 100 \quad (5.7)$$

Kde:

Q_p ... objemový průtok permeátu [m³/h]

Q_f ... objemový průtok na vstupu do membrány [m³/h]

Reálný výtěžek vody se stanovuje experimentálně a může se lišit pro každý typ odpadní vody. Pro mlékárenskou odpaní vodu a pro zvolený typ membrány byly na základě experimentů ve výzkumném ústavu NETME Centre stanoven výtěžek vody a intenzita toku permeátu. Výtěžek vody – $R_r = 10 \%$ a intenzita toku permeát – $J_p = 10,4 \text{ [l/m}^2 \cdot \text{h]}$. Tyto informace mi byly předány, v průběhu konzultace, vedoucím této diplomové práce Ing. Davidem Horňákem.

Dále je třeba u membrán stanovit provozní dobu a dobu proplachování. Předpokládána doba denního provozu je $t_{p1} = 20$ hodin a mytí (proplachování) bez použití chemických prostředků je $t_{m1} = 4$ hodiny. Celkově lze dobu provozu a dobu mytí rozdělit do 8 cyklů, kde jsou 4 provozní cykly a 4 mycí. Tab. č. 5.8 zobrazuje rozdělení cyklů za jeden den provozu. Každé 2 týdny proběhne mytí s použitím chemických prostředků a bude trvat $t_{m_ch} = 6$ hodin.

Tab. č. 5.8: Rozdělení pracovních a mycích cyklů a jejich doba trvání

Rozdělení cyklů				
Počet cyklů	Kumulativní doba provozu	Provoz/mytí	Počet hodin	Doba trvání
1	5	5	4	1 den
2	0	1	5	
3	5	5	9	
4	0	1	10	
5	15	5	14	
6	0	1	15	
7	20	5	19	
8	1	1	20	
Celkem	20	4	24	

Pro výpočet počtu membrán řazených paralelně je třeba vypočítat maximální pracovní vstupní průtok $V_{6,h}$ a následně ho porovnat s maximálním vstupním průtokem stanoveným výrobcem membrány.

$$V_{6,h} = \frac{V_6}{t_{p1}} = \frac{95,108}{20} = 4,755 \text{ [m}^3/\text{h]} \quad (5.8)$$

Kde:

V_6 ... proud odpadní vody z flotační jednotky [m³/den]
 t_{p1} ... denní pracovní doba membrán [h/den]

Výrobce uvádí $Q_{FM} = 17 \text{ m}^3/\text{h}$, proto v tomto případě postačí jedna membrána.

Pro stanovení počtu membrán řazených sériově je třeba odhadnout celkovou hodnotu výtěžku vody. Celková hodnota výtěžku vody je odhadnuta $R_{rc} = 50 \%$ a bude případně upravená v závislosti na ekonomické bilanci. Dále je vypočítaná celková potřebná membránová plocha A_{CM} .

$$A_{CM} = \frac{V_6 \cdot 1000 \cdot R_{rc}}{J_p \cdot t_{p1}} = \frac{95,108 \cdot 1000 \cdot 0,5}{10,4 \cdot 20} = 228,63 \text{ [m}^2\text{]} \quad (5.9)$$

Kde:

J_p ... intenzita toku permeátu [l/m²·h]

A následně vypočten potřebný počet membrán N_m .

$$N_m = \frac{A_{CM}}{A_M} = \frac{228,63}{37,2} = 6,14 \quad (5.10)$$

Kde:

A_M ... efektivní membránová plocha [m³]

Bude tedy zapotřebí zapojit sériově 7 membrán pro dosažení $R_{rc} = 50 \%$. Dále na základě výstupu z ekonomické bilance bude R_{rc} iteračně upravována na optimální hodnotu.

5.5 Ekonomická bilance a ekonomický model

V prvním kroku je třeba vypočítat provozní náklady (OPEX) pro případ provozu ČOV při původní konfiguraci čistících procesů, tedy výše zmíněná chemická úprava a následná biologická úprava pomocí SBR. Při původní konfiguraci ČOV, odpovídá proudové technologické schéma tomu, co je zobrazeno na obrázku 5.2 je stejné jako v případě, kdy je jen část odpaní vody upravována pomocí SBR. Pro jejich rozlišení bude použito různé indexování. Tab. č. 5.6 uvádí hmotnostní bilanci provozu, kdy je jen část OV upravována pomocí SBR a proudy mají indexy $V_{2.1}$, $V_{2.2}$, $V_{2.3}$, atd... Provoz při původní konfiguraci ČOV bude indexován $V_{3.1}$, $V_{3.2}$, $V_{3.3}$, atd... Hmotnostní bilance tohoto typu provozu odpovídá hmotnostní bilanci celkové OV a je uvedena v tab. č. 5.4

5.5.1 Stanovení provozních nákladů původního provozu ČOV

Vypočítané provozní náklady poslouží jako výchozí bod pro ekonomické srovnání různých typů provozů ČOV.

Vzhledem k tomu, že chemická úprava je využívána v obou typech provozů – jak v původním, tak i v provozu ČOV s membránovými procesy, není provoz chemické úpravy OV zahrnován do provozních nákladů. Proto pro výpočet provozních nákladu postačí spočítat náklady na provoz biologické úpravy odpadní vody.

Hlavní složkou provozních nákladů u provozu SBR, jsou náklady na vodu, které se skládají z poplatku za nákup vody a poplatku za stočné. Průměrná cena za nákup vody činí $C_{n.voda} = 60,31 \text{ Kč/m}^3$ a průměrný poplatek za stočné je $C_{s.voda} = 55,41 \text{ Kč/m}^3$ [79]. Denní spotřeba vody činí $V_{3.1} = 100 \text{ m}^3$, celkové náklady na nákup vody $N_{n.voda}$ jsou:

$$N_{n.voda} = V_{3.1} \cdot C_{n.voda} = 100 \cdot 60,31 = 6\,031 \text{ [Kč/den]} \quad (5.11)$$

Množství vypouštěné odpaní vody je závislé na množství vyprodukovaného kalu. Z hmotnostní bilance uvedené v Tab. č. 5.4 vyplývá, že po průchodu OV flotační jednotkou bude vyprodukováno $V_{3.7} = 5 \text{ m}^3/\text{den}$ kalu a $V_{3.6} = 95,109 \text{ m}^3/\text{den}$ odpadní vody. Následně OV vstupuje do SBR, kde je produkce kalu stanovena na základě údajů poskytnutých od mlékárny MILSY a.s., která se nachází v Bánovcích nad Bebravou na Slovensku. ČOV mlékárny se skládá z koagulačních, flokulačních a flotačních jednotek, pote následuje biologická úprava pomocí SBR. Produkce kalu u SBR činí 12,82 %. Následně je produkce odpadní vody $V_{3.9}$ vypočítaná pomocí rovnice 5.12.

$$V_{3.9} = V_{3.6} \cdot (1 - 0,1282) = 95,109 \cdot (1 - 0,1282) = 82,92 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.12)$$

Kde:

$$V_{3.6} \dots \text{ průtok OV z flotační jednotky původního typu provozu} \quad [\text{m}^3/\text{den}]$$

Náklady na vypouštění odpadní vody $N_{s.voda}$ jsou vypočteny:

$$N_{s.voda} = V_{3.9} \cdot C_{s.voda} = 82,92 \cdot 55,41 = 4\,594,35 \text{ [Kč/den]} \quad (5.13)$$

Kde:

$$C_{s.voda} \dots \text{ poplatek za stočené} \quad [\text{Kč/m}^3]$$

Pak celkové náklady na vodu N_{voda} jsou uvedené v rovnici 5.14.

$$N_{voda} = N_{n.voda} + N_{s.voda} = 6\,031 + 4\,594,35 = 10\,625 \text{ [Kč/den]} \quad (5.14)$$

Další položkou provozních nákladů jsou náklady na odvoz a zpracování kalu. Celková produkce kalu se skládá z kalu z flotace: $V_{3.7}$ a kalu z SBR: $V_{3.10}$. Produkce kalu z SBR se stanoví pomocí rovnice 5.15.

$$V_{3.10} = V_{3.6} \cdot 0,1282 = 95,109 \cdot 0,1282 = 12,19 \text{ [m}^3\text{/den]} \quad (5.15)$$

Celková produkce kalu:

$$V_{kal} = V_{3.7} + V_{3.10} = 5 + 12,19 = 17,19 \text{ [m}^3\text{/den]} \quad (5.16)$$

Informace o výši poplatku za odvoz a zpracování kalu byly poskytnuty mlékárnou MILSY a.s. a činí $C_{kal} = 60,55 \text{ Kč/m}^3$. Jedná se o neodvodněný kal. Pak jsou provozní náklady na zpracování kalu N_{kal} vypočítané pomocí rovnice 5.17

$$N_{kal} = V_{kal} \cdot C_{kal} = 17,19 \cdot 60,55 = 1\,041 \text{ [Kč/den]} \quad (5.17)$$

Následně jsou odhadnuty náklady za spotřebu elektrické energie. Měrná spotřeba elektrické energie pro provoz SBR je stanovována na miligram odstraněného CHSK a odpovídá $MS_{el} = 1,19 \cdot 10^{-6} \text{ kWh/mgCHSK}$ [80]. Účinnost odstranění CHSK je $\eta_{SBR} = 96,54 \%$ [81]. Na začátku dubna 2024 činila průměrná cena elektrické energie $C_{el} = 4,12 \text{ Kč/kWh}$ [82]. Koncentrace CHSK celkové OV na výstupu z flotační jednotky je $C_{CHSK} = 3\,744 \text{ mg/l}$. Celkové náklady na elektrickou energii jsou vypočítané pomocí rovnice 5.18.

$$N_{el_SBR} = MS_{el} \cdot C_{CHSK} \cdot \eta_{SBR} \cdot C_{el} \cdot V_{3.6} \cdot 1000 = 1,19 \cdot 10^{-6} \cdot 3\,744 \cdot 0,9654 \cdot 4,12 \cdot 95,109 \cdot 1000 = 1\,685,41 \text{ [Kč/den]} \quad (5.18)$$

Dále jsou odhadnuty roční náklady na údržbu. Odhad je stanoven na základě investičních nákladů na SBR a odpovídá 2 % investičních nákladů. Pro výpočet investičních nákladů je třeba přepočítat objemový tok odpadní vody a její organické zatížení na ekvivalentní počet obyvatel N_{EO} . Pro přepočet byla použita rovnice 5.19.

$$N_{EO} = \frac{V_{3.6}}{60} \cdot BSK5 = \frac{95,109}{60} \cdot 1837,5 = 2\,913 \text{ [EO]} \quad (5.19)$$

Měrné investiční náklady pro 2 913 EO jsou $CEO = 20\,124 \text{ Kč/EO}$. [83]. Pak roční náklady na údržbu N_u jsou vypočítané pomocí rovnice 5.20, kde N_{invest_SBR} se rovná: $CEO \cdot N_{EO}$

$$N_u = N_{invest_SBR} \cdot 0,02 = CEO \cdot N_{EO} \cdot 0,02 = 20\,124 \cdot 2\,913 \cdot 0,02 = 1\,172\,303 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.20)$$

Kde:

N_{invest_SBR} ... investiční náklady na SBR [Kč]

Poslední položkou provozních nákladů jsou náklady na zaměstnance. Předpokládá se zaměstnanost dvou lidí $osob = 2$ a hrubá mzda pro jednotlivce bude $C_{mzda} = 44\,000 \text{ Kč}$ měsíčně.

Poplatek za sociální a zdravotní pojištění ze strany zaměstnavatele činí 33,8 % hrubé mzdy [89]. Celkové mzdové náklady N_{mzda_SBR} za jeden rok jsou:

$$N_{mzda_SBR} = 12 \cdot C_{mzda} \cdot (1 + 0,338) \cdot n_{osob} = 12 \cdot 44\,000 \cdot (1 + 0,338) \cdot 2 = 1\,412\,928 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.21)$$

Odhadovaná roční doba provozu je $t_d = 360$ dní, ale produkce odpadní vody se nezmění, tady bude odpovídat 365dennímu provozu, jen v době mimo provoz bude uskladňována v zásobnicích a v době provozu bude upravována s mírně větším průtokem. Celkové provozní náklady N_{OPEX} jsou vypočítané pomocí rovnice 5. 22.

$$N_{OPEX} = 365 \cdot (N_{voda} + N_{kal} + N_{el_SBR}) + N_u + N_{mzda_SBR} = 365 \cdot (10\,625 + 1\,041 + 1\,685,41) + 1\,172\,303 + 1\,412\,928 = 7\,458\,739 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.22)$$

Pro lepší přehlednost jsou výše vypočtené provozní náklady uvedené formou tabulky viz tab. č. 5.9.

Tab. č. 5.9: Souhrn provozních nákladů původní ČOV

Provozní náklady původního provozu ČOV			
Parametr	Hodnota	Jednotka	Rovnice
Náklady na vodu			
$N_{n.voda}$ – náklady na nákup vody	6 031	[Kč/den]	$N_{n.voda} = V_{3.1} \cdot C_{n.voda}$
$N_{s.voda}$ – náklady na vypouštění odpadní vody	4 594,35	[Kč/den]	$N_{s.voda} = V_{3.9} \cdot C_{s.voda}$
Náklady na odvoz a zpracování kalu			
N_{kal} – náklady na likvidaci kalu	1 041	[Kč/den]	$N_{kal} = V_{kal} \cdot C_{kal}$
Náklady na spotřebu elektrické energie			
N_{el_SBR} – náklady na elektrickou energii	1 685,41	[Kč/den]	$N_{el_SBR} = MS_{el} \cdot C_{CHSK} \cdot \eta_{SBR} \cdot C_{el} \cdot V_{3.6} \cdot 1000$
Náklady na údržbu			
N_u – náklady na údržbu	1 172 303	[Kč/rok]	$N_u = C_{EO} \cdot N_{EO} \cdot 0,02$
Náklady na zaměstnance			
N_{mzda_SBR} – náklady na zaměstnance	1 412 928	[Kč/rok]	$N_{mzda_SBR} = 12 \cdot C_{mzda} \cdot (1 + 0,338) \cdot n_{osob}$
Celkové provozní náklady			
C_{opex_SBR} – celkové provozní náklady na provoz SBR	7 458 739	[Kč/rok]	$N_{OPEX_SBR} = 365 \cdot (N_{n.voda} + N_{s.voda} + N_{kal} + N_{el_SBR}) + N_u + N_{mzda_SBR}$

5.5.2 Ekonomický model výpočtu investičních nákladů ČOV při použití RO membrán a UV dezinfekce

Jedná se o provoz, kdy všechna OV je po flotační jednotce upravována pomocí RO membrán a následně dezinfikována pomocí UV lamp. Bude pro něj používána zkratka RO_1

Pro výpočet investičních a části provozních nákladů byl použit ekonomický model, který byl založený na experimentálních datech. Pojednávají o něm ve studii: Adrián Suárez et al. [84]. V rámci modelu je využíván Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) pro meziroční přepočtení nákladů. Ekonomický model byl vytvořen v roce 1996, tehdy hodnota

CEPCI byla 381,7 a aktuálně je 831. Meziroční poměr je $CCEPCI = 831/381,7 = 2,1299$. Také byl stanoven tehdejší poměr měn EUR/USD: $k = (0,81/1)$.

Na základě níže popsaného modelu a iteračního výpočtu v MS excel byla stanovena optimální hodnota celkového výtěžku vody – $R_{rc} = 81,36 \%$. Pote pomocí rovnic 5.9 a 5.10 byla dopočítána celková potřebná plocha a následně celkový počet membrán. Celková potřebná plocha $A_{CM} = 371,997 \text{ m}^3$ a celkový počet membrán $N_m = 10$. Celkový průtok permeátu byl vypočítán pomocí rovnice 5.23.

$$V_9 = V_6 \cdot R_{rc} = 95,109 \cdot 0,8136 = 77,375 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.23)$$

Kde:

V_9 ... objemový průtok permeátu pro RO_1 [m³/den]

V_6 ... proud odpadní vody po flotaci [m³/den]

Celkový průtok retentátu je vypočítán pomocí rovnice 5.24

$$V_8 = V_6 - V_9 = 95,109 - 77,376 = 17,73 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.24)$$

Kde:

V_8 ... objemový průtok retentátu pro RO_1 [m³/den]

• Výpočet investičních nákladů pro RO_1

Náklady na potrubí a armatury C_{PV} , jsou odhadnuty využitím rovnice 5.25. Převod mezi eurem a korunou zaznamenaný 17.04. byl $k_{eur} = 25,235 \text{ Kč/EUR}$.

$$C_{PV} = 5926,13 \cdot A_{CM}^{0,42} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur} = 5926,13 \cdot 371,997^{0,42} \cdot 2,13 \cdot 0,81 \cdot 25,24 = 3\,099\,237 \text{ [Kč]} \quad (5.25)$$

Náklady na řídicí prvky C_{IC} vychází také z modelu a jsou vypočtené pomocí rovnice 5.26.

$$C_{IC} = 1445,5 \cdot A_{CM}^{0,66} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur} = 1445,5 \cdot 371,997^{0,66} \cdot 2,13 \cdot 0,81 \cdot 25,24 = 3\,129\,186 \text{ [Kč]} \quad (5.26)$$

Náklady na zásobníky a ocelové konstrukce C_{TF} jsou vypočtené pomocí rovnice 5.27.

$$C_{TF} = 3047,21 \cdot A_{CM}^{0,53} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur} = 3047,21 \cdot 371,997^{0,53} \cdot 2,13 \cdot 0,81 \cdot 25,24 = 3\,055\,945 \text{ [Kč]} \quad (5.27)$$

Náklady na nákup membrán C_m nevychází z ekonomického modelu, ale ze skutečně zvoleného typu membrán. Cena jedné membrány je $C_{mk} = 34\,679 \text{ Kč}$ [85]. Celkové náklady na nákup membrán je stanoven pomocí rovnice 5.28.

$$C_m = N_m \cdot C_{mk} = 10 \cdot 34\,679 = 346\,790 \text{ [Kč]} \quad (5.28)$$

Kde:

N_m ...počet membrán [-]

Další položkou kapitálových investic jsou náklady na membránové housinky C_{mh} . Cena jednoho kusu je $C_{mhk} = 7\,043$ Kč [86]. Celkové náklady na membránové housinky jsou vypočítané pomocí rovnice 5.29.

$$C_{mh} = N_m \cdot C_{mhk} = 10 \cdot 7\,042,8 = 70\,428 \text{ [Kč]} \quad (5.29)$$

Pro tento případ byla zvolena čerpadla na základě potřebného průtoku a tlaku. Předpokládá se, že primárním zdrojem tlakových ztrát je průchod skrz membránu. Výrobce uvádí maximální možnou tlakovou ztrátu 0,8 bar, ale zvolená tlaková ztráta, se kterou se bude dál počítat je $\Delta p_i = 0,4$ bar. Je zvolena nižší tlaková ztráta, jelikož objemový průtok přes membrány je mnohem menší, vzhledem k možnému maximálnímu průtoku uvedeným výrobcem [78]. Výpočet potřebného tlaku na výstupu z čerpadla je uveden v rovnici 5.30.

$$P_{out_tč_RO_1} = P_m + N_m \cdot \Delta p_i = 15 + 10 \cdot 0,4 = 19 \text{ [bar]} \quad (5.30)$$

Kde:

$P_{out_tč_RO_1}$... tlak na výstupu z čerpadla [bar]
 P_m ... provozní membránový tlak [bar]

Potřebný průtok je roven průtoku vystupujícímu z flotační jednotky $V_6 = 4,75$ m³/hodinu. Bylo zvoleno vertikální čerpadlo E-Tech EV 6/33 FI040 T5 E1 IE3 s výkonem 4 kW [87]. Z charakteristiky čerpadla byl stanoven pracovní bod čerpadla, pracovní tlak byl 19,625 Bar pracovní průtok čerpadla, odpovídal potřebnému průtoku zhruba 4,7 m³/hodinu. Účinnost čerpadla byla $\eta_{EV6/33} = 62$ % [88]. Pořizovací cena čerpadla $C_{EV6/33} = 91\,707$ Kč. Vzhledem k tomu, že čerpadlo bude neustále v provozu, budou pořízena dvě stejná čerpadla pro případ, kdyby se jedno poškodilo. Celkové náklady na čerpadla $C_{p_RO_1}$ jsou vypočítané pomocí rovnice 5.31.

$$C_{p_RO_1} = 2 \cdot C_{EV6/33} = 2 \cdot 91\,707 = 183\,414 \text{ [Kč]} \quad (5.31)$$

Pro případ, že RO membrány nezachytí všechny viry, byla v posledním kroku úpravy odpaní vody použita UV dezinfekce. Tato technologie zajišťuje efektivní likvidaci případných zbytkových virů nebo bakterií bez nutnosti použití chemikálií.

Na základně průtoku byl stanoven potřebný počet a velikost UV lamp. Prodejce uvádí maximální možný průtok pro zachování efektivní dezinfekci. Byly zvolené dvě UV lampy VIQUA VH 200 a VUQUA VH 410 [90] [91]. UV lampy VUQUA VH 410 bude pracovat při průtoku $V_{VH410} = 2,269$ m³/h a její cena je $C_{VH410} = 20\,000$ Kč [91]. Zatímco VIQUA VH 200 bude pracovat při průtoku $V_{VH200} = 1,6$ m³/h a její cena je $C_{VH200} = 16\,000$ Kč [90]. Oba průtoky jsou zvolené tak, aby jejich součin odpovídal průtoku permeátu V_9 . Náklady na nákup UV lamp C_{UV} jsou vypočítané pomocí rovnice 5.32.

$$C_{UV} = C_{VH200} + C_{VH410} = 16\,000 + 20\,000 = 36\,000 \text{ [Kč]} \quad (5.32)$$

Maximální pracovní tlak uváděný prodejcem je 8,6 bar [90]. Tlakovou ztrátu prodejce neuvádí, ale předpokládá se minimální pokles tlaku vzhledem k tvaru UV lamp (trubka). Z tohoto důvodu volba čerpadla proběhla z pohledu největšího provozního tlaku a potřebného průtoku. Byla zvolena dvě čerpadla: E-Tech EV 3/14 FI015 M5 E1 IE1, kterým je zajišťován průtok V_{VH410} a čerpadlo E-Tech EV 3/13 FI011 M5 E1 IE1 pro zajištění průtoku V_{VH200} . Na

základě daných průtoků, pracovního tlaku a čerpadlové charakteristiky uvedené v katalogu výrobce, byly určeny účinnosti čerpadel, kde $\eta_{EV3/14} = 55\%$ a $\eta_{EV3/13} = 49\%$ [92] [93].

Pořizovací cena čerpadla $C_{EV3/14} = 51\,497$ Kč a čerpadla $C_{EV3/13} = 49\,747$ Kč [92] [93]. Budou pořízena čtyři čerpadla, dvě od každého modelu, pro případ jejich poruchy. Celkové náklady na čerpadla pro UV lampy C_{P_UV} jsou vypočítané pomocí rovnice 5.33.

$$C_{p_UV} = 2 \cdot (C_{EV3/14} + C_{EV3/13}) = 2 \cdot (51\,497 + 49\,747) = 202\,488 \text{ [Kč]} \quad (5.33)$$

Celkové investiční náklady RO_1 a UV lamp jsou spočítané pomocí rovnice 5.34.

$$C_{invest_RO_1} = C_{PV} + C_{IC} + C_{TF} + C_m + C_{mh} + C_P + C_{UV} + C_{P_UV} = 3\,099\,237 + 3\,129\,186 + 3\,055\,945 + 346\,790 + 70\,428 + 183\,414 + 36\,000 + 202\,488 = 10\,123\,488 \text{ [Kč]} \quad (5.34)$$

Znovu pro lepší přehlednost je souhrn výpočtů investičních nákladů na RO_1 uveden ve formě tabulky viz tab. č. 5.10

Tab. č. 5.10: Souhrn investičních nákladů pro RO_1

Investiční náklady RO_1			
Parametr	Hodnota	Jednotka	Rovnice
C_{PV} – náklady na potrubí a ventily	3 099 237	[Kč]	$C_{PV} = 5926,13 \cdot A_{CM}^{0,42} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur}$
C_{IC} – náklady na řídicí prvky	3 129 186	[Kč]	$C_{IC} = 1445,5 \cdot A_{CM}^{0,66} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur}$
C_{TF} – náklady na zásobníky a ocel. konstrukce	3 055 945	[Kč]	$C_{TF} = 3047,21 \cdot A_{CM}^{0,53} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur}$
C_m – náklady na membrány	346 790	[Kč]	$C_m = N_m \cdot C_{mk}$
C_{mh} – náklady na membránové housinky	70 428	[Kč]	$C_{mh} = N_m \cdot C_{mhk}$
$C_{p_RO_1}$ – náklady na čerpadla	183 414	[Kč]	$C_{p_RO_1} = 2 \cdot C_{EV6/33}$
C_{UV} – náklady na UV lampu	36 000	[Kč]	$C_{UV} = C_{VH200} + C_{VH410}$
C_{p_UV} – náklady na čerpadla pro UV lampu	202 488	[Kč]	$C_{p_UV} = 2 \cdot (C_{EV3/14} + C_{EV3/13})$
$C_{invest_RO_1}$ – celkové investiční náklady	10 123 488	[Kč]	$C_{invest_RO_1} = C_{PV} + C_{IC} + C_{TF} + C_m + C_{mh} + C_P + C_{UV} + C_{P_UV}$

• Výpočet investičních nákladů pro RO_2

Jedná se o případ provozu, kdy pomocí RO membrán je zpracovávána jen mycí odpadní voda, která je následně upravována pomocí UV lamp, jejíž hmotnostní bilance je uvedena v tab. č. 5.5, a zbylá odpadní voda je upravována stávajícím SBR. Hmotnostní bilance vody zpracovávané v SBR je uvedena v tab. č. 5.6. Pro tento typ provozu je používána zkratka RO_2. Tomuto provozu odpovídají proudová technologická schémata, která jsou uvedena na obrázku 5.2 a 5.3. Vzhledem k tomu, že provoz RO_1 a RO_2 mají stejná proudová technologická schémata, budou rozlišeny různými indexy. Pro RO_1 jsou indexy stejné, jako na obrázku 5.2 a pro RO_2 jsou následující: $V_{1.1}$ – přítok odpadní vody; $V_{1.2}$ – proud koagulantu; $V_{1.3}$ – proud flokulantu, atd...

V rámci nalezení optimálního řešení, byly zvolené různé typy membrán, které měly stejné parametry intenzity toku permeátu J_p a stejnou hodnotu výtěžku vody R_c , ale jiné hodnoty efektivní membránové plochy A_m [94]. Také byly zvolené různé hodnoty celkového výtěžku vody R_{rc} , a tedy i počet membrán v sériovém zapojení. Ukázalo se, že optimální je použít membránu, která byla použita v případě RO_1. Důvodem je vysoká hodnota efektivní membránové plochy a nižší tlaková ztráta ve srovnání s membránou RE4040-FEⁿ, která má $A_m = 7,9 \text{ m}^2$ a byla by druhou nejlepší variantou. Ale vzhledem k její malé A_m by bylo zapotřebí zapojit sériově mnohem více membrán pro dosažení dostatečné hodnoty celkového výtěžku vody R_{rc} , což by způsobilo velkou tlakovou ztrátu, a tedy i dražší čerpadla. Z tohoto důvodu, je ekonomičtější variantou volba membrány RE8040-FEⁿ.

Následně byla iteračně dopočítán celkový výtěžek vody – $R_{rc} = 89 \%$. Poté pomocí rovnic 5.9 a 5.10 byly dopočítané hodnoty celkové potřebné plochy $A_{cm} = 219,75 \text{ m}^2$ a celkový počet membrán $N_m = 6$.

Celkový objemový průtok permeátu byl vypočítán pomocí rovnice 5.35.

$$V_{1.9} = V_{1.6} \cdot R_{rc} = 51,359 \cdot 0,89 = 45,71 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.35)$$

Kde:

$$\begin{aligned} V_{1.9} \dots & \text{Objemový průtok permeátu pro RO}_2 & \text{[m}^3/\text{den]} \\ V_{1.6} \dots & \text{Objemový průtok mycí OV po flotaci} & \text{[m}^3/\text{den]} \end{aligned}$$

Zatímco celkový průtok retentátu pomocí rovnice 5.36.

$$V_{1.8} = V_{1.6} - V_{1.9} = 51,359 - 45,71 = 5,65 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.36)$$

Kde:

$$V_{1.8} \dots \text{Objemový průtok retentátu pro RO}_2 \quad \text{[m}^3/\text{den]}$$

Pro výpočet RO_2 byl použit stejný ekonomický model jako pro RO_1 a stejným způsobem byly vypočítané náklady na čerpadla a UV lampy, a proto nebude postup výpočtů znovu vysvětlen. Výpočet je uveden v tab. č. 5.9. Výpočet pro volbu vhodného typu čerpadla je uveden níže.

Potřebný tlak na výstupu z čerpadla je vypočítán pomocí rovnice 5.37.

$$P_{out_tč_RO_2} = P_m + N_m \cdot \Delta p_i = 15 + 6 \cdot 0,4 = 17,4 \text{ [bar]} \quad (5.37)$$

Kde:

$$\begin{aligned} P_{out_tč_RO_2} \dots & \text{potřebný tlak na výstupu z čerpadle pro RO}_2 & \text{[bar]} \\ \Delta p_i \dots & \text{tlakový ztráta průchodem membránou} & \text{[bar]} \\ N_m \dots & \text{počet membrán} & \text{[-]} \end{aligned}$$

Dále bylo na základě průtoku a potřebného tlaku zvoleno čerpadlo E-Tech EV 3/29 FI030 T5 E1 IE3 [95]. Výkon čerpadla je 3 kW a jeho účinnost při průtoku $V_{1.6}$ a pracovním tahu $P_{out_tč_RO_2}$ je rovna $\eta_{EV3/29} = 60 \%$ [88]. Cena čerpadla je $C_{EV3/29} = 90\,800 \text{ Kč}$ [95]. Je uvažován nákup dvou čerpadel, pro případ poruchy jednoho čerpadla.

Pro UV dezinfekci byla zvolena UV lampa VIQUA VH 410, která bude pracovat při průtoku $V_{1.9}$ a její cena je $C_{VH410} = 20\,000 \text{ Kč}$ [91]. Pro dodávku vody do UV lampy bylo

zvoleno čerpadlo E-Tech EV 3/14 FI015 M5 E1 IE1 s výkonem 1,5 kW a cenou $C_{EV3/14} = 51\,497$ Kč [92]. Jeho účinnost pro pracovní tlak 8,6 bar a průtok $V_{1.9}$ je $\eta_{EV3/14} = 55\%$ [92]. Pro případnou rezervu uvažuje se s nákupem dvou čerpadel.

Tab. č. 5.11: Výpočet investičních nákladů pro RO₂

Investiční náklady RO ₂			
Parametr	Hodnota	Jednotka	Rovnice
C_{PV} – náklady na potrubí a ventily	2 484 521	[Kč]	$C_{PV} = 5926,13 \cdot A_{CM}^{0,42} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur}$
C_{IC} – náklady na řídicí prvky	2 210 829	[Kč]	$C_{IC} = 1445,5 \cdot A_{CM}^{0,66} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur}$
C_{TF} – náklady na zásobníky a ocel. konstrukce	2 311 997	[Kč]	$C_{TF} = 3047,21 \cdot A_{CM}^{0,53} \cdot CEPCI \cdot k \cdot k_{eur}$
C_m – náklady na membrány	208 074	[Kč]	$C_m = N_m \cdot C_{mk}$
C_{mh} – náklady na membránové housinky	42 257	[Kč]	$C_{mh} = N_m \cdot C_{mhk}$
$C_{p_RO_2}$ – náklady na čerpadla	181 600	[Kč]	$C_{p_RO_2} = 2 \cdot C_{EV3/29}$
C_{UV} – náklady na UV lampu	20 000	[Kč]	
C_{p_UV} – náklady na čerpadla pro UV lampu	102 994	[Kč]	$C_{p_UV} = 2 \cdot C_{EV3/14}$
$C_{invest_RO_2}$ – celkové investiční náklady	7 562 271	[Kč]	$C_{invest_RO_2} = C_{PV} + C_{IC} + C_{TF} + C_m + C_{mh} + C_p + C_{VH410} + C_{p_UV}$

5.5.3 Výpočet provozních nákladů RO₁ a RO₂

Po výpočet části provozních nákladů RO membrán byl použit ekonomický model: Adrián Suárez [84].

Budou vypočítané provozní náklady na provoz RO₁ a RO₂ následně se tyto náklady porovnají s provozními náklady pro provoz SBR. Poté se použitím různých finančních metrik stanoví nejvýhodnější varianta provozu dané čistírny odpadních vod.

• Výpočet provozních nákladů RO₁

Pro výpočet provozních nákladů je třeba stanovit roční celkovou pracovní dobu a celkovou dobu mytí. Pomocí rovnice 5.38 je vypočítaná celková doba určena pro mytí t_m .

$$t_m = 365 \cdot t_{m1} + 12 \cdot 2 \cdot t_{m_ch} = 365 \cdot 4 + 12 \cdot 2 \cdot 6 = 1\,604 \text{ [h/rok]} \quad (5.38)$$

Kde:

t_{m1} ... doba mytí za jeden den [h]

t_{m_ch} ... doba mytí s chemickými prostředky (opakuje se 2krát za měsíc) [h]

Doba mytí chemickými prostředky $t_{m_ch} = 144$ h/rok. Celková pracovní doba t_p je vypočítaná pomocí rovnice 5.39.

$$t_p = 365 \cdot 24 - t_m = 8\,760 - 1\,604 = 7\,156 \text{ [h/rok]} \quad (5.39)$$

Dále budou vypočítané měrné náklady na výměnu membrán C_{vm} , jejich údržbu a měrná spotřeba elektrické energii. Měrné náklady na výměnu membrán jsou spočítané pomocí rovnice 5.40.

$$C_{vm} = \frac{C_m}{(t_p + t_m) \cdot V_{6,h}} = \frac{346\,790}{(7\,156 + 1\,604) \cdot 4,755} = 8,32 \text{ [Kč/h} \cdot \text{m}^3] \quad (5.40)$$

Kde:

$V_{6,h}$... objemový průtok odpadní vody na vstupu do membrán [m³/h]
 C_m ... celkové náklady na membrány [Kč]

Náklady na spotřebovanou elektrickou energii $C_{el_RO_1}$, byly stanoveny dopočítáním příkonu použitého čerpadla pomocí rovnice 5.41.

$$C_{el_RO_1} = \frac{(1 + \eta_{EV6/33}) \cdot P_{EV6/33} \cdot C_{el}}{V_{6,h}} = \frac{(1 + 0,62) \cdot 4 \cdot 4,12}{4,755} = 5,61 \text{ [Kč/h} \cdot \text{m}^3] \quad (5.41)$$

Kde:

$\eta_{EV6/33}$... účinnost zvoleného čerpadla [-]
 $P_{EV6/33}$... výkon čerpadla [kW]
 C_{el} ... Cena elektrické energie [Kč/kWh]

Náklady na údržbu C_u , byly dopočítané z investičních nákladů RO₁, kde už jsou zahrnuté investiční náklady na UV lampy, tedy C_u jsou celkové náklady na údržbu a jsou vypočítané pomocí rovnice 5.42.

$$C_u = \frac{0,02 \cdot C_{invest}}{V_{6,h} \cdot (t_p + t_m)} = \frac{0,02 \cdot 10\,123\,488}{4,755 \cdot (7\,156 + 1\,604)} = 4,86 \text{ [Kč/h} \cdot \text{m}^3] \quad (5.42)$$

Celkové náklady na výměnu membrán, jejich provoz, údržbu membrán a UV lamp byly vypočítané pomocí rovnice 5.43.

$$C_{opex_m} = (C_{vm} + C_{el_RO_1} + C_u) \cdot (t_p + t_m) \cdot V_{6,h} = (8,32 + 5,61 + 4,86) \cdot (7\,156 + 1\,604) \cdot 4,755 = 783\,131 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.43)$$

Dále jsou vypočítané roční náklady na chemické prostředky. Výpočet vychází z ekonomického modelu, kdy je uvažovaná koncentrace acid detergent v mycí vodě $k_{ad} = 3,8 \text{ l/m}^3$ a cena acid detergent $C_{ad} = 1,6 \text{ EUR/l}$ [84]. Objemový průtok proplachovací vody $V_{mycí}$ bude stejný jako průtok odpadní vody na vstupu do membrán $V_{6,h}$. Náklady na chemické prostředky C_{chem} jsou vypočtené pomocí rovnice 5.44.

$$C_{chem} = k_{ad} \cdot C_{ad} \cdot k_{eur} \cdot V_{mycí} \cdot t_{m_ch} = 3,8 \cdot 1,6 \cdot 25,235 \cdot 4,755 \cdot 144 = 110\,975 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.44)$$

V dalším kroku byly vypočítané náklady na likvidace kalu $C_{kal_celk.}$, který je tvořen retentátem a mycí odpadní vodou, cena za odvoz a likvidaci je stejná, jako v případě SBR: $C_{kal} = 60,5 \text{ Kč/m}^3$. Náklady byly vypočítané pomocí rovnice 5.45.

$$C_{kal_celk.} = C_{kal} \cdot V_{6,h} \cdot (t_m + (1 - R_{rc}) \cdot t_p) = 60,5 \cdot 4,755 \cdot (1\ 064 + (1 - 0,81) \cdot 7\ 156) = 845\ 983 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.45)$$

Základním důvodem použití reverzní osmózy a UV dezinfekce je recyklace odpadní vody, tedy když bude mít odpaní voda dostatečnou čistotu na to, aby mohla být znovu využita v nějakém procesu při provozu mlékárny. Vyčištěná voda může být použita pro mytí podlah, dopravních vozidel, splachování WC nebo zalívání. Dále by se také dala využít v první fázi proplachování nádob na mléko, v dalších fázích proplachování by měla být použita pitná voda. Při proplachování membrán je využívána tato upravená odpaní voda. V rámci ekonomické bilance se předpokládá, že vyčištěná voda bude zcela využita pro potřeby mlékárny. Náklady na vodu $C_{v_celk.}$, byly vypočítané v rovnici 5.46. Cena za m^3 vody je převzata z výpočtu provozních nákladů pro SBR.

$$C_{v_celk.} = C_{n.voda} \cdot (365 \cdot V_1 - V_{6,h} \cdot t_p \cdot R_{rc} + V_{6,h} \cdot t_m) = 60,31 \cdot (365 \cdot 100 - 4,755 \cdot 7\ 156 \cdot 0,81 + 4,755 \cdot 1\ 604) = 991\ 661 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.46)$$

Kde:

$C_{n.voda}$... cena za nákup vody	[Kč/m ³]
$365 \cdot V_1$... roční spotřeba vody	[m ³ /rok]
R_{rc} ... celkový výtěžek vody pro RO_1	[-]

Náklady na zaměstnance $C_{mzda_celk.}$ jsou vypočítané pomocí rovnice 5.47. Doplatek zaměstnavatele za sociální a zdravotní pojištění je vyjádřen procentuálně k hrubé mzdě a činí 33,8 %.

$$C_{mzda_celk.} = C_{mzda} \cdot n_{osob} \cdot (1 + C_{cz}) = 44\ 000 \cdot 2 \cdot (1 + 0,338) = 1\ 412\ 928 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.47)$$

Kde:

C_{mzda} ... hrubá mzda	[Kč]
n_{osob} ... počet zaměstnanců	[-]
C_{cz} ... procentuální doplatek za sociální a zdravotní pojištění	[-]

Poslední složkou nákladů, jsou náklady na provoz UV lamp, které se skládají z nákladů na výměnu UV lamp a nákladů na elektrickou energii. Provozní náklady na elektrickou energii C_{el_UV} jsou vypočítané pomocí rovnice 5.48. Příkony UV lamp jsou uvedeny ve zdrojích [90] a [91].

$$C_{el_UV} = C_{el} \cdot t_p (P_{UV_410} + P_{UV_200} + (1 + \eta_{EV3/14}) \cdot P_{EV3/14} + (1 + \eta_{EV3/13}) \cdot P_{EV3/13}) = 4,12 \cdot 7\ 156 (0,06 + 0,035 + (1 + 0,55) \cdot 1,5 + (1 + 0,49) \cdot 1,1) = 119\ 670 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.48)$$

Kde:

P_{UV_410} ... příkon UV lampy VIQUA VH 410	[kW]
P_{UV_200} ... příkon UV lampy VIQUA VH 200	[kW]

C_{el} ... cena elektrické energie	[Kč/kWh]
$P_{EV3/14}$... výkon čerpadla EV3/14	[kW]
$\eta_{EV3/14}$... účinnost čerpadla EV3/14	[-]

Náklady na výměnu UV lamp C_{v_UV} jsou stanoveny na základě jejich ceny a životnosti $t_{z_UV} = 9\,000$ hodin a jsou vypočítány pomocí rovnice 5.49.

$$C_{v_UV} = \frac{t_p}{t_{z_UV}} \cdot (C_{UV410} + C_{UV200}) = \frac{7\,156}{9\,000} \cdot (20\,000 + 16\,000) = 28\,624 \text{ [Kč/rok]} \quad (5.49)$$

Kde:

t_{z_UV} ... životnost UV lampy	[h]
t_p ... roční doba provozu UV lamp	[h/rok]

Celkové provozní náklady na provoz RO_1 jsou vypočítané pomocí rovnice 5.50

$$C_{opex_RO_1} = C_{opex_m} + C_{chem} + C_{kal_celk.} + C_{v_celk.} + C_{mzda_celk.} + C_{el_UV} +$$

$$C_{v_UV} = 783\,131 + 110\,975 + 845\,983 + 991\,661 + 1\,412\,928 + 119\,670 + \quad (5.50)$$

$$28\,624 = \mathbf{4\,292\,973}$$

Dále pro lepší přehlednost je uveden souhrn výše vypočtených provizních nákladů pro RO_1, viz tab. 5.12.

Tab. č. 5.12: Souhrn výpočtů provizních nákladů pro RO_1

Provozní náklady pro RO_1			
Parametr	Hodnota	Jednotka	Rovnice
Membrány			
C_{vm} – náklady na výměnu membrán	8,32	[Kč/h·m ³]	$C_{vm} = \frac{C_m}{(t_p + t_m) \cdot V_{1.6,h}}$
$C_{el_RO_1}$ – náklady elektrickou energií	5,61	[Kč/h·m ³]	$C_{el_RO_1} = \frac{(1 + \eta_{EV6/33}) \cdot P_{EV6/33} \cdot C_{el}}{V_{6,h}}$
C_u – náklady na údržbu	4,86	[Kč/h·m ³]	$C_u = \frac{0,02 \cdot C_{invest}}{V_{1.6,h} \cdot (t_p + t_m)}$
C_{opex_m} – celkové náklady na membrány	783 131	[Kč/rok]	$C_{opex_m} = (C_{vm} + C_{el_RO_1} + C_u) \cdot (t_p + t_m) \cdot V_{1.6,h}$
Náklady na mytí membrán chemickými prostředky			
C_{chem} – náklady na mytí chemikáliemi	110 975	[Kč/rok]	$C_{chem} = k_{ad} \cdot C_{ad} \cdot k_{eur} \cdot V_{mycí} \cdot t_{m,ch}$
Náklady na odvoz a likvidaci retentátu a mycí odpadní vody (kal)			
$C_{kal_celk.}$ – náklady na likvidaci kalu	845 983	[Kč/rok]	$C_{kal_celk.} = C_{kal} \cdot V_{6,h} \cdot (t_m + (1 - R_{rc}) \cdot t_p)$
Náklady na nákup vody			
$C_{v_celk.}$ – náklady na vodu	991 661	[Kč/rok]	$C_{v_celk.} = C_{n.voda} \cdot (365 \cdot V_1 - V_{6,h} \cdot t_p \cdot R_{rc} + V_{6,h} \cdot t_m)$
Provozní náklady pro UV lampu			
C_{el_UV} – náklady na elektrickou energií	119 670	[Kč/rok]	$C_{el_UV} = C_{el} \cdot t_p (P_{UV_410} + P_{UV_200} + (1 + \eta_{EV3/14}) \cdot P_{EV3/14} + (1 + \eta_{EV3/13}) \cdot P_{EV3/13})$
C_{v_UV} – náklady na výměnu UV lamp	28 624	[Kč/rok]	$C_{v_UV} = \frac{t_p}{t_{z_UV}} \cdot (C_{UV410} + C_{UV200})$
Náklady na zaměstnance			
$C_{mzda_celk.}$	1 412 928	[Kč/rok]	$C_{mzda_celk.} = C_{mzda} \cdot n_{osob} \cdot (1 + C_{cz})$
$C_{opex_RO_2}$ – celkové provozní náklady pro RO_2	4 292 973	[Kč/rok]	$C_{opex_RO_1} = C_{opex_m} + C_{chem} + C_{kal_celk.} + C_{v_celk.} + C_{el_UV} + C_{v_UV}$

• **Výpočet provozních nákladů RO_2 a SBR**

V tomto případě výpočet provozních nákladů pro provoz membrán a UV lamp je stejný jako v předchozím, proto bude uveden zkráceně ve formě tabulky. V tomu typu provozu musí být přičteny provozní náklady pro biologickou úpravu OV, vzhledem k tomu, že část odpadní vody je čištěná v SBR.

Tab. č. 5.10 uvádí zkrácený výpočet provozních nákladů.

Byl přepočítán denní průtok odpadní vody z flotační jednotky, kde $V_{1.6,h}$ je hodinový průtok OV, který vstupuje do membrán, je uveden v rovnici 5.51.

$$V_{1.6,h} = \frac{V_{1.6}}{t_{p1}} = \frac{51,359}{20} = 2,58 [m^3/h] \quad (5.51)$$

Kde:

t_{p1} ... provozní doba za jeden den

[h]

$V_{1.6}$... proud OV vystupující z flotační jednotky

[m³/den]

Celková provozní doba t_p , celková doba mytí t_m a doba mytí chemickými prostředky t_{m_ch} zůstávají stejné jako v případě RO_1. Dále je průtok mycí vody $V_{mycí}$ roven $V_{1.6_h}$.

Tab. č. 5.13: Výpočet provozních nákladů pro RO_2

Provozní náklady pro RO_2			
Parametr	Hodnota	Jednotka	Rovnice
Membrány			
C_{vm} – náklady na výměnu membrán	9,25	[Kč/h·m ³]	$C_{vm} = \frac{C_m}{(t_p + t_m) \cdot V_{1.6_h}}$
$C_{el_RO_2}$ – náklady elektrickou energií	7,70	[Kč/h·m ³]	$C_{el_RO_2} = \frac{(1 + \eta_{EV3/29}) \cdot P_{EV3/29} \cdot C_{el}}{V_{1.6_h}}$
C_u – náklady na údržbu	6,72	[Kč/h·m ³]	$C_u = \frac{0,02 \cdot C_{invest}}{V_{1.6_h} \cdot (t_p + t_m)}$
C_{opex_m} – celkové náklady na membrány	532 557	[Kč/rok]	$C_{opex_m} = (C_{vm} + C_{el_RO_2} + C_u) \cdot (t_p + t_m) \cdot V_{1.6_h}$
Náklady na mytí membrán chemickými prostředky			
C_{chem} – náklady na mytí chemikáliemi	59 927	[Kč/rok]	$C_{chem} = k_{ad} \cdot C_{ad} \cdot k_{eur} \cdot V_{mycí} \cdot t_{m_ch}$
Náklady na odvoz a likvidaci retentátu a mycí odpadní vody (kal)			
$C_{kal_celk.}$ – náklady na likvidaci kalu	430 036	[Kč/rok]	$C_{kal_celk.} = C_{kal} \cdot V_{1.6_h} \cdot (t_m + (1 - R_{rc}) \cdot t_p)$
Náklady na nákup vody			
$C_{v_celk.}$ – náklady na vodu	450 770	[Kč/rok]	$C_{v_celk.} = C_{n.voda} \cdot (365 \cdot V_{1.1} - V_{1.6_h} \cdot t_p \cdot R_{rc} + V_{1.6_h} \cdot t_m)$
Provozní náklady pro UV lampu			
C_{el_UV} – náklady na elektrickou energií	70 316	[Kč/rok]	$C_{el_UV} = C_{el} \cdot t_p (P_{UV410} + (1 + \eta_{EV3/14}) \cdot P_{EV3/14})$
C_{v_UV} – náklady na výměnu UV lamp	15 902	[Kč/rok]	$C_{v_UV} = \frac{t_p}{t_{z_UV}} \cdot C_{UV410}$
$C_{opex_RO_2}$ – celkové provozní náklady pro RO_2	1 559 509	[Kč/rok]	$C_{opex_RO_2} = C_{opex_m} + C_{chem} + C_{kal_celk.} + C_{v_celk.} + C_{el_UV} + C_{v_UV}$

V dalším kroku budou dopočítány provozní náklady biologické úpravy odpadní vody pomocí SBR. Vzhledem k tomu, že výpočet provozních nákladů je obdobný tomu, který je popsán v kapitole 5.5.1, budou zde uvedeny pouze zkráceně formou tabulky. Hmotnostní bilance tohoto typu provozu je uvedena v tab. č. 5.6. Dále budou dopočítané proudy, které nejsou uvedeny v tab. č. 5.6. Produkce odpadní vody vypouštěná do kanalizace byla vypočítána pomocí rovnice 5.52. Produkce kalu v SBR činí 12,82 % z odpadní vody vstupující do reaktoru.

$$V_{2.9} = V_{2.6} \cdot (1 - 0,1282) = 43,75 \cdot (1 - 0,1282) = 38,14 \text{ [m}^3/\text{den]} \quad (5.52)$$

Kde:

$V_{2.9}$... produkce odpadní vody vypouštěné do kanalizace

[m³/den]

$V_{2.6}$... proud OV vystupující z flotační jednotky [m³/den]

Objemový průtok kalu vystupujícího z SBR $V_{2.10}$, byl vypočítán pomocí rovnice 5.53.

$$V_{2.10} = V_{2.6} \cdot 0,1282 = 43,75 \cdot 0,1282 = 5,61 \text{ [m}^3\text{/den]} \quad (5.53)$$

Celková produkce kalu V_{kal} je vypočítaná pomocí rovnice 5.54.

$$V_{kal} = V_{2.7} + V_{2.10} = 2,3 + 5,61 = 7,91 \text{ [m}^3\text{/den]} \quad (5.54)$$

Kde:

$V_{2.7}$... proud kalu z flotační jednotky [m³/den]

Náklady na údržbu byly vypočítané na základě investičních nákladů a jsou stejné jako v uvedené v kapitole 5.51.

Jsou zaměstnány dvě osoby a předpokládá se, že budou stíhat kontrolovat jak provoz SBR, tak i membrány a UV lampy. Předpokládaná doba provozu SBR se může přibližně shodovat s dobou provozu RO membrán, ale nemusí, vzhledem k tomu, že původně SBR jednotka byla projektována na víc než dvojnásobnou kapacitu. Provozní dobu volím: $t_d = 360$ dní, ale produkce OV se nezmění, jen v době mimo provoz, OV se bude hromadit v zásobnících a v době provozu bude upravována při vyšším průtoku.

Tab. č. 5.14: Výpočet provozních nákladů SBR

Provozní náklady SBR			
Parametr	Hodnota	Jednotka	Rovnice
Náklady na vodu			
$N_{n.voda}$ – náklady na nákup vody	2 774,26	[Kč/den]	$N_{n.voda} = V_{2.1} \cdot C_{n.voda}$
$N_{s.voda}$ – náklady na vypouštění odpadní vody	2113,40	[Kč/den]	$N_{s.voda} = V_{2.9} \cdot C_{s.voda}$
Náklady na odvoz a zpracování kalu			
N_{kal} – náklady na likvidaci kalu	479	[Kč/den]	$N_{kal} = V_{kal} \cdot C_{kal}$
Náklady na spotřebu elektrické energie			
N_{el_SBR} – náklady na elektrickou energii	430,72	[Kč/den]	$N_{el_SBR} = MS_{el} \cdot C_{CHSK} \cdot \eta_{SBR} \cdot C_{el} \cdot V_{2.6} \cdot 1000$
Náklady na údržbu			
N_u – náklady na údržbu	1 172 303	[Kč/rok]	$N_u = C_{EO} \cdot N_{EO} \cdot 0,02$
Náklady na zaměstnance			
N_{mzda_SBR} – náklady na zaměstnance	1 412 928	[Kč/rok]	$N_{mzda_SBR} = 12 \cdot C_{mzda} \cdot (1 + 0,338) \cdot n_{osob}$
Celkové provozní náklady			
C_{opex_SBR} – celkové provozní náklady na provoz SBR	4 701 275	[Kč/rok]	$N_{OPEX_SBR} = 365 \cdot (N_{n.voda} + N_{s.voda} + N_{kal} + N_{el_SBR}) + N_u + N_{mzda_SBR}$

5.5.4 Výsledné ekonomické vyhodnocení

Byly vypočítané investiční a provozní náklady původního a dvou navrhovaných. provozů. V další části budou tyto výsledky vyhodnocené použitím různých finančních metrik jako je návratnost investice (ROI – Return on Investment), čistá současná hodnota (NPV – Net Present Value) a vnitřní míra návratnosti (IRR – Internal Rate of Return). Vztahy pro ROI je popsán rovnicí 5.55 [63].

$$ROI = \frac{CCF}{I \cdot n} \cdot 100 [\%/rok] \quad (5.55)$$

Kde:

CCF... kumulativní tok hotovosti za období životnosti technologie [Kč]
I... hodnota investice (Investment) [Kč]
n... doba životnosti technologie [rok]

Čistá současná hodnota je uvedena v rovnici 5.56 [63].

$$NPV = \sum_{i=0}^n \frac{CF}{(1+r)^i} \quad (5.56)$$

Kde:

CF... finanční tok za každý rok (Cash-Flow) [Kč/rok]
n... předpokládaná doba životnosti technologie [rok]
r... diskontní sazba [-]

Vnitřní míra návratnosti je uvedena v rovnici 5.57 [96].

$$0 = \sum_{i=0}^n \frac{CF}{(1+IRR)^i} \quad (5.57)$$

Kde:

IRR... je diskontní sazba při které NPV = 0 [-]

V tab. č. je uveden souhrn výsledků z výpočtů investičních a provozních nákladů.

Tab. č. 5.15: Souhrn investičních a provozních nákladů

Parametr	Původní provoz ČOV	RO_1	RO_2
Investiční náklady [Kč]	-	10 123 488	7 562 271
Provozní náklady [Kč/rok]	7 458 739	4 292 973	6 260 784

CF je vypočítán jako rozdíl mezi provozními náklady při původním provozu a navrhovaných typů provozů, jedná se o množství peněz, které by se každý rok ušetřily při použití navrhovaných typů provozů. Pro případ provozu RO_1:

$$CF_{RO_1} = 7\,458\,739 - 4\,292\,973 = 3\,165\,766 [kč] \quad (5.58)$$

A pro provoz RO_2:

$$CF_{RO_2} = 7\,458\,739 - 6\,260\,784 = 1\,197\,955 \text{ [Kč]} \quad (5.59)$$

Předpokládaná doba životnosti obou technologií je $n = 15$ let. Zároveň se předpokládá, že tok hotovosti v průběhu této doby bude konstantní. Diskontní úroková míra byla stanovena na hodnotě 7 %.

Obrázek 5.3 uvádí toky hotovosti a kumulativní toky hotovosti provozů RO_1 a výsledné hodnoty finančních metrik.

Činnost	Výstavba	Provoz														
Konec roku	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
CF_RO_1 [tis. Kč]	- 10 123	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166	3 166
CCF_RO_1 [tis. Kč]	- 10 123	- 6 958	- 3 792	- 626	2 540	5 705	8 871	12 037	15 203	18 368	21 534	24 700	27 866	31 031	34 197	37 363
Návratnost investice																
ROI	24,60%															
Čistá současná hodnota																
Diskontní sazba r	7%															
Diskontní tok hotovosti [tis. Kč]	- 10 123	2 959	2 765	2 584	2 415	2 257	2 109	1 971	1 843	1 722	1 609	1 504	1 406	1 314	1 228	1 147
NPV	18 710 038															
Vnitřní míra návratnosti																
Diskontní sazba IRR	30,7084%															
Diskontní tok hotovosti [tis. Kč]	- 10 123	2 422	1 853	1 418	1 085	830	635	486	372	284	217	166	127	97	75	57
NPV	0															

Obrázek 5.3: toky hotovosti, kumulativní toky hotovostí a finanční metriky pro RO 1

V nultém roce jsou uvedeny investiční náklady $C_{invest_RO_1}$, v dalších letech je uváděn čistý zisk RN_{RO_1} . Jak je vidět na obrázku, kladné hodnoty kumulativního toku hotovosti jsou dosaženy ve 4. roce, tedy za daných podmínek je návratnost tohoto typu provozu čtyři roky. ROI je 24,6 %/rok. Při diskontní sazbě 7 % je $NPV = 18\,710\,038$ Kč. Úroková sazba, při které je $NPV = 0$, je rovna 30,71 %.

Na obrázku 5.4 jsou uvedeny toky hotovosti po provoz RO_2.

Činnost	Výstavba	Provoz														
Konec roku	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
CF_RO_2 [tis. Kč]	- 7 562	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198	1 198
CCF_RO_2 [tis. Kč]	- 7 562	- 6 364	- 5 166	- 3 968	- 2 770	- 1 572	- 375	823	2 021,37	3 219	4 417	5 615	6 813	8 011	9 209	10 407
Návratnost investice																
ROI	9,17%															
Čistá současná hodnota																
Diskontní sazba r	7%															
Diskontní tok hotovosti [tis. Kč]	- 7 562	1 120	1 046	978	914	854	798	746	697	652	609	569	532	497	465	434
NPV	3 348 601															
Vnitřní míra návratnosti																
Diskontní sazba IRR	13,4572%															
Diskontní tok hotovosti [tis. Kč]	- 7 562	1 056	931	820	723	637	562	495	436	385	339	299	263	232	205	180
NPV	0															

Obrázek 5.4: toky hotovostí, kumulativní toky hotovostí a finanční metriky pro RO_2

Doba návratnosti provozu RO_2 je 7 let a návratnost investice je $ROI = 9,17$ %/rok. Po 15 letech provozu je $NPV = 3\,348\,601$ Kč a $IRR = 13,5$ %.

Z ekonomického vyhodnocení vyplývá, že je mnohem výhodnější upravovat všechnu odpaní vodu pomocí RO membrán a UV dezinfekce. Přestože počáteční investice do RO_1 je vyšší než do RO_2, je doba návratnosti investice RO_1 mnohem nižší a v průběhu celkové životnosti technologie bude dosaženo výrazně vyššího zisku.

5.6 Strojně technologické schéma (P&ID – Piping and instrumentation diagram)

Pro provoz RO_1 bylo vytvořeno strojně technologické schéma, které lze nalézt v příloze č. 1. Toto schéma je důležitým podkladem pro EPC projekt, na základě něho lze stanovit, co všechno je třeba zakoupit, dále slouží jako návod při zapojování technologie.

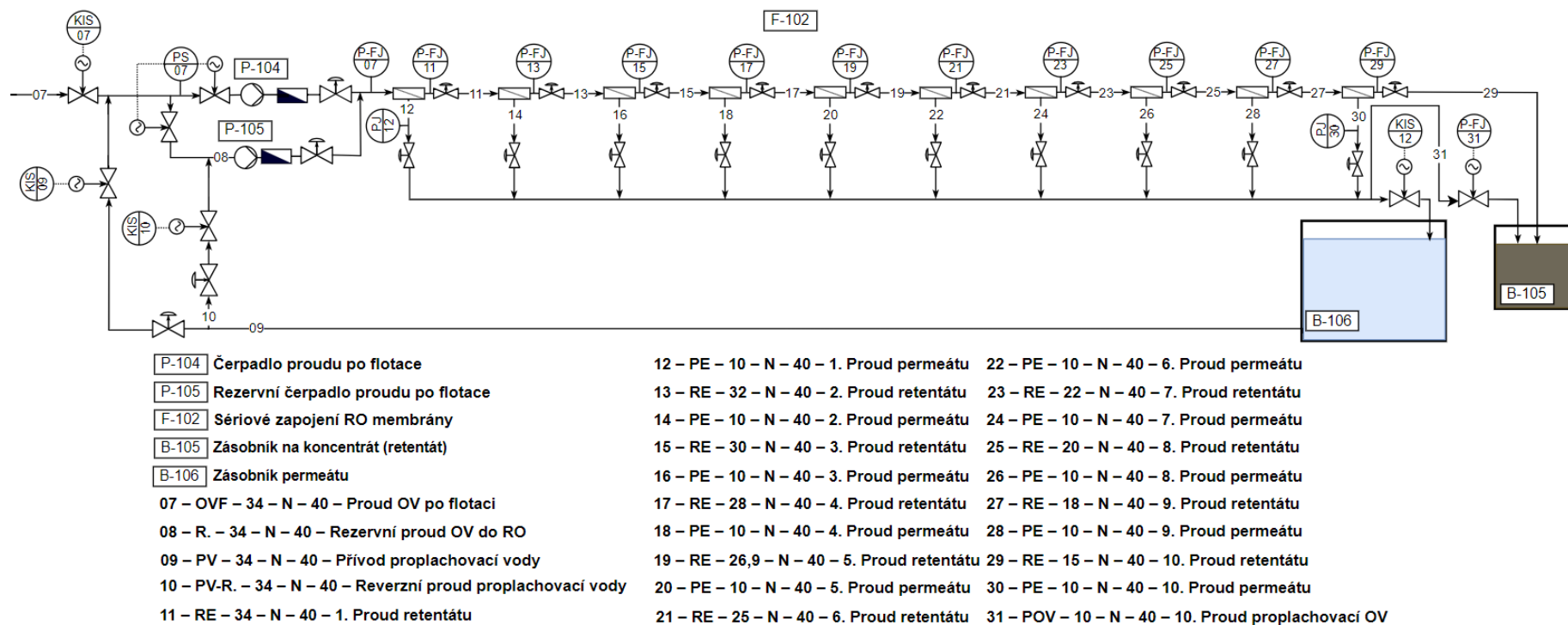
Každá potrubní větev byla označena jedinečným identifikačním kódem, který obsahuje číslo větve, typ média, průměr potrubí a jmenovitý tlak v potrubí (PN). Průměry potrubí byly vypočítány na základě doporučené rychlosti proudění vody, byla zvolena hodnota 1,5 m/s. Materiály potrubí byly voleny s ohledem na pracovní tlak média, většinou byla volena nerezová potrubí vzhledem k jejím vyšším PN.

Značení řídicích a regulačních prvků bylo vytvořeno využitím zdrojů [63] a [97]. Seznam použitých zkratk pro měřicí a regulační prvky je uveden v tab. č. 5.13.

Tab. č. 5.16: Význam použitých zkratk u P&ID

Zkratky pro měřicí a regulační prvky	
Zkratka	Význam
LJC	Snímání a regulace hladiny
KIS	Spínání ventilu na základě časového programu a ukazování času
PS	Spínání ventilu při zadání tlaku
PJ	Snímání tlaku
FJ	Snímání průtoku
KS	Spínání ventilu na základě časového programu
P-FJ	Snímání tlaku a průtoku
Zkratky v identifikačním kódu potrubní větvi	
Zkratka	Význam
N	Nerez
HDPE	High-density polyethylene
PE	Polyethylene
PVC	polyvinyl chloride

Dále byl vytvořen detail P&ID schématu zapojení RO membrán u případu RO_1, kde je sériově zapojeno 10 membrán, schéma je zobrazeno na obrázku 5.5



Obrázek 5.5: P&ID schématu zapojení RO membrán u provozu RO_1

5.7 Řízení rizik

Riziko projektu lze definovat jako nejistou událost nebo podmínku, která – pokud nastane – bude mít negativní dopad na cíle projektu [64]. Negativní dopad se nejčastěji vyjadřuje ve formě finanční ztráty. Riziko lze charakterizovat dvěma parametry – výše finanční ztráty, pokud daná událost nastane a pravděpodobnost toho, že nastane. Tedy číselně vyjádřená hodnota rizika je součin finanční ztráty a pravděpodobnosti, že ke ztrátě dojde [64].

Obecně platí, že riziko klesá v čase, největší je na začátku projektu a nulové po jejím dokončení [63].

Řízení rizik z pohledu rizikového inženýrství zahrnuje následující procesy:

- a) **Stanovení kontextu** – řízení rizik v projektu by mělo být navrženo na řízení rizik v celé organizaci, tedy na řízení obchodních rizik, rizik nákupu, finančních rizik a rizik bezpečnosti a ochrany zdraví. V této fázi je vytvořen plán přístupu k řízení rizik [64].
- b) **Identifikace rizik** – určí se, která rizika ovlivňují nebo mohou ovlivnit projekt. Je sestaven seznam rizik s jejich detailním popisem [63].
- c) **Analýza rizik** – provádí se analýza zaznamenaných rizik, jejich příčin a následků. Odhadují se měřitelné dopady na cíle projektu – délka zpoždění, nárůst nákladů [63].
- d) **Hodnocení rizik** – účelem tohoto kroku je rozhodnout, která rizika mají být ošetřena, která budou zanedbatelná, nebo která naopak nelze akceptovat [64].
- e) **Ošetření rizik** – ke každému riziku se stanoví opatření, která mají riziko eliminovat nebo redukovat.
- f) **Monitorování a přezkoumání** – provádí se v průběhu projektu, sleduje se aktuální výše rizika [63].
- g) **Komunikace a konzultace** – jde především o zachycení rozdílného vnímání rizik mezi jednotlivými zainteresovanými stranami, které mohou mít významný vliv na přijímaná rozhodnutí v projektu [64].

V rámci rozsahu této práce bude provedena identifikace rizik, jejich hodnocení a následné jejich ošetření. Řízení rizik bude provedeno pro případ RO_1.

Byly identifikované následující rizika:

- Nedosažení dostatečné kvality upravené OV – odpadní voda by neměla požadovanou kvalitu, proto aby nemohla být použita pro předpokládaný účel. Měřítkem dostatečné kvality bude maximální koncentrace nečistot v šedých vodách pro jejich opětovné použití. V konkrétních provozech je však potřeba získat povolení od hygieny [98].
- Nedosažení definované kapacity upravené OV – může být způsobeno poškozením membrán, nebo jejich ucpáním.
- Nekvalitně odvedené montážní práce – může způsobit chyby v zapojení technologických jednotek – špatně zapojené potrubí, membrány, měřicí a regulační armatury.
- Chyby v dokumentaci – při tvorbě průvodní dokumentace by mohly vzniknout různé chyby – nesprávně navrhnuté zapojení membrán, špatně nastavené regulační armatury.
- Povolování stavby – i když nejedná se o výstavbu nové technologie, ale o náhradu stávající je možné, že tato změna bude vyhodnocena jako dostatečná pro nutnost

získání stavebního povolení, a tedy vypracovat s tím související dokumentaci pro stavební povolení.

- Zpoždění dodávky materiálů – zpoždění dodávky membrán, UV lamp, zásobníků nebo potrubí a armatur.
- Chybně odhadnuté investiční náklady – mohlo by se jednat o chybu ve výpočtu nebo nedostatečný konzervativní odhad nákladů.
- Špatně definovaný rozsah prací – při nepřesně definovaném zadání může dojít k více pracím.

Dále byla výše zaznamenaného rizika analyzována. Byla snaha hodnotu rizika vyjádřit kvantitativně, ale ty, které se nedaly vyjádřit číselně, byly vyhodnocené verbálně. K tomu poslouží tab. č. 5.14, ve které je možné vidět rozložení hodnot rizika, tyto hodnoty dávají do souvislosti verbální vyjádření rizika.

Tab. č. 5.17: Matice pravděpodobnosti a dopadu [64]

Pravděpodobnost	Dopad			
	Velmi malý (1)	Malý (2)	Střední (3)	Velký (4)
Velmi malá (1)	1	2	3	4
Malá (2)	2	4	6	8
Střední (3)	3	8	9	12
Velká (4)	4	6	12	16

Úroveň pravděpodobnosti lze převést z kvalitativního hodnocení na kvantitativní pomocí tab. č. 5.15.

Tab. č. 5.18: Úroveň pravděpodobnosti [64]

Pravděpodobnost	Rozsah
Velmi malá (1)	0-2 %
Malá (2)	2-10 %
Střední (3)	10-20
Velká (4)	Více než 20 %

Tab. č. 5.16 zobrazuje kvalitativní a kvantitativní analýzu případu provozu RO₁. Všechna rizika jsou uspořádána od nejvyššího k nejnižšímu. Pro stanovení dopadu byly použité informace z ekonomického vyhodnocení.

Ztráty zisku jsou vypočítané procentuálně z toku hotovosti za rok provozu (CF_{RO_1}).

Největší dopad má riziko spojené s povolováním stavby, vzhledem k tomu, že odhadovaná doba zpoždění je 8 měsíců a s tím je spojená vysoká ztráta zisku až $8/12 \cong 65\%$ CF_{RO_1} . Odhadované náklady na přípravu dokumentace pro stavební povolení C_{dok} 100 000 Kč.

Druhým největším rizikem jsou chybně odhadnuté investiční náklady. Důvodem je použitý ekonomický model, který nemusí mít dostatečně konzervativní další odhady nákladů, které také mohou být nepřesné.

Dalším rizikem jsou nekvalitně odvedené montážní (stavební) práce. Chyby vznikající při nekvalitně odvedené stavební práci jsou celkem běžné v různých typech projektů [63]. Z toho důvodu je pravděpodobnost vysoká, dopady jsou odhadnuty na 1 000 000 Kč.

Nejvyšší pravděpodobnost má riziko spojené s dodávkou materiálů. Jedná se o membrány, UV lampy, měřicí a regulační armatury, potrubí, zásobníky či čerpadla. Jestli cokoliv z výše uvedeného bude mít zpoždění – doba dokončení projektu se bude muset posouvat. Byla odhadnuta maximální doba zpoždění na 2 měsíce a podle toho odhadnuta ztráta

– vyjádřená v toku hotovosti připadajícímu na 2 měsíce provozu ČOV. Dopad tohoto rizika je „malý“, ale kvůli vysoké pravděpodobnosti, je výsledná hodnota rizika je relativně vysoká.

Další možnou nežádoucí situací jsou chyby v dokumentaci. Nejspíš by se jednalo o průvodní dokumentaci, kdy by mohlo dojít k chybám ve výpočtech nebo k nekorektně navrženému P&ID schématu. Pravděpodobnost tohoto druhu chyb je „střední“. Dopad je odhadnut na 500 000 Kč. Výsledná hodnota rizika v porovnání s ostatními riziky je nižší.

Dalším rizikem je špatně definovaný rozsah prací. Toto riziko přímo souvisí s nepřesným zadáním a jeho pravděpodobnost je odhadována na 18 %, dopad je však „malý“ a výsledná hodnota rizika je také nízká.

Nejnižší hodnotu rizika má – nedosažení dostatečné kvality upravované vody a nedosažení definované kapacity upravované vody. Jejich dopad je „velký“, a dokonce má prvně zmiňované riziko největší dopad vůbec. V obou případech je však pravděpodobnost „velmi malá“ – 0,5 % a 1 %. Z tohoto důvodu jsou výsledné hodnoty rizik nízké.

Tab. č. 5.19: Kvalitativní a kvantitativní analýza rizik pro případ RO_1

Riziko	Pravděpodobnost	Dopad	Hodnota rizika (0-16)
Povolování stavby	Střední – 3 15 %	Velký – 4 Dokumentace pro stavební povolení, delší doba trvání projektu – ztracený zisk $0,65 \cdot CF_{RO_1} = 2\,100\,000$ Kč ¹ . Odhad – $C_{dok.} = 100\,000$ Kč	12 $0,15 \cdot (C_{dok.} + 0,65 \cdot CF_{RO_1}) = 330\,000$ Kč
Chybně odhadnuté investiční náklady	Střední – 3 15 %	Velký – 4 Zvýšení investičních nákladů. Odhad – $0,20 \cdot C_{invest_RO_1} = 2\,000\,000$	12 $0,15 \cdot 0,2 \cdot C_{capex_RO_1} = 300\,000$ Kč
Nekvalitně odvedené montážní práce	Střední – 3 20 %	Střední – 3 Prodloužení termínu ukončení projektu. Přerušení provozu. Odhad – $1\,000\,000$ Kč	9 $0,2 \cdot 1\,000\,000 = 200\,000$ Kč
Zpoždění dodávky materiálů	Velká – 4 35 %	Malý – 2 Prodloužení doby dokončení projektu max. 2 měsíce – ztráta zisku – $\frac{2}{12} \cdot CF_{RO_1} = 528\,000$ Kč	8 $0,35 \cdot \frac{2}{12} \cdot CF_{RO_1} = 185\,000$ Kč
Chyby v dokumentaci	Střední – 3 18 %	Malý – 2 Více práce, úprava technologie. Odhad – $5\,000\,000$ Kč	6 $0,18 \cdot 5\,000\,000 = 900\,000$ Kč
Špatně definovaný rozsah prací	Střední – 3 18 %	Malý – 2 Více práce a ztráta zisku. Odhad – $300\,000$	6 $0,18 \cdot 300\,000 = 54\,000$ Kč
Nedosažení dostatečné kvality upravené OV	Velmi malá – 1 Vysoká kvalita upravené OV. 0,5 %	Velký – 4 Výrazný nárůst provozních nákladů, odstavení RO_1. $C_{opex_RO_1} = 4\,292\,973$ Kč a ztráta zisku $CF_{RO_1} = 3\,165\,766$	4 $0,005 \cdot (C_{opex_RO_1} + CF_{RO_1}) = 38\,000$ Kč
Nedosažení definované kapacity upravené OV	Velmi malá – 1 Membrány, čerpadla a UV lampy jsou předimenzované. 1 %	Velký – 4 Zvýšení produkce kalu a vyšší spotřeba čisté vody. $C_{kal_celk.} + C_{v_celk.} = 1\,837\,644$	4 $0,01 \cdot C_{kal_celk.} + C_{v_celk.} = 19\,000$ Kč

V posledním kroku budou navrženy ošetření pro vyhodnocená rizika. Cílem je snížit výslednou hodnotu všech rizik na tolik, aby projekt byl s vysokou pravděpodobností úspěšně realizován.

Tab. č. 5.20: Ošetření rizik

Riziko	Ošetření rizik
Povolování stavby	<ul style="list-style-type: none"> Získat posudek odborníka ohledně toho, jestli je nutné stavební povolení. V případě, že ano, nechat vypracovat dokumentaci pro stavební povolení a v rámci konečné fáze úředních zařizování zahájit další práce na projektu. Cílem je efektivně využít čas v průběhu zařizování stavebního povolení.
Chybně odhadnuté investiční náklady	<ul style="list-style-type: none"> Důkladně zkontrolovat výpočet pro případné chyby. Zvážit možnost posouzení od externí firmy. V průběhu projektu vest evidence spotřebovaných nákladů a dopočítávat odhady dalších nákladů. Vyhradit dostatečnou rezervu v případě naplnění rizika, rezerva by mohla být 15 % $C_{invest RO 1}$.
Nekvalitně odvedené montážní práce	<ul style="list-style-type: none"> Důkladně definovat potřebné práce a provádět průběžné kontroly. Přenést riziko na montážní (stavební) společnost sjednáním smlouvy, v rámci které, budou stanovené smluvní pokuty za nesplnění cílů.
Zpoždění dodávky materiálů	<ul style="list-style-type: none"> Volba spolehlivého dodavatele. Možnost odstoupit od smlouvy při velkém zpoždění. Harmonogram s rezervami.
Chyby v dokumentaci	<ul style="list-style-type: none"> Provést důkladnou kontrolu dokumentace. Nechat časovou a finanční rezervu pro případ nesplnění rizika.
Špatně definovaný rozsah práce	<ul style="list-style-type: none"> Nechat finanční rezervu pro případ nesplnění rizika
Nedosažení dostatečné kvality upravené OV	<ul style="list-style-type: none"> Zvážit možnost pojištění. Jinak toto riziko nechat bez ošetření.
Nedosažení definované kapacity upravené OV	<ul style="list-style-type: none"> Nechat bez ošetření.

5.8 Časový harmonogram projektu

Pro realizaci daného projektu byl vytvořen jeho časový harmonogram ve formě Ganttového diagramu viz obrázek 5.6. Jsou v něm označené jednotlivé úkoly a jejich doba trvání. Doba trvání byla odhadnuta a přepočítaná na pracovní dny s ohledem na svátky a víkendy v roce 2024. Doba zahájení projektu – 03.06.2024 a doba jeho ukončení – 13.12.2024 jsou vyznačené svislou zelenou přerušovanou čarou.

Pro eliminaci rizika spojeného se získáním stavebního povolení se uvažuje, že je třeba jej získat a na základě toho je přizpůsoben časový harmonogram. Dále jsou Ganttovým diagramu vyznačené 3 milníky:

1. Bylo zvoleno optimální řešení – 05.09.2024.
2. Bylo získáno stavební povolení – 29.10.2024
3. Dodavatel dodal technologie – 29.10.2024

Z důvodu lepší přehlednosti jsou v diagramu úkoly jen označené a rozepsány jsou tab. č.5.18.

5.9 Výsledky a Diskuse

V praktické části diplomové práce byly zpracovány podklady pro realizaci EPC projektu případové studie výměny stávající technologie mlékárenské čistírny odpadních vod využívající biologické procesy, za novou technologii využívající membránové metody.

Nejprve byla stanovena kapacita produkované odpadní vody a na základě rešeršní části práce bylo odhadnuto její složení. Poté byly popsány technologické jednotky čistírny odpadních vod, která má být nahrazená. Jednalo se o jednotku, kde probíhala předúprava odpadní vody pomocí procesů koagulace, flokulace a flotace, a jednotku primární fáze čištění, kde byla odpadní voda upravována pomocí SBR reaktoru.

Z rešeršní části práce jednoznačně vyplynulo, že reverzní osmóza má ve srovnání s ostatními membránovými procesy největší účinnost v odstranění nečistot, ale pro její efektivní využití je nutné odpadní vodu předupravit. Proto pro snížení investičních nákladů byly jako procesy předúpravy zvoleny koagulace, flokulace a flotace, které jsou k dispozici u stávající technologie.

Byly tedy navrženy dvě možnosti náhrady:

1. Výměna SBR reaktoru za membrány reverzní osmózy, kde se následně jednalo o návrh se zkratkou RO_1.
2. Mycí voda, která činí zhruba 54 % celkové odpadní vody bude zpracovávána pomocí reverzní osmózy a zbylá odpadní voda bude upravená pomocí SBR reaktoru. Tento návrh měl zkratku RO_2.

V dalším kroku byla nakreslena proudová technologická schémata (obrázky 5.1 a 5.2) a na základě nich byly vypočteny hmotnostní bilance pro stávající provoz a pro provozy RO_1 a RO_2 (tab. č. 5.4, 5.5 a 5.6).

Pro ekonomické vyhodnocení možných nových návrhů provozu čistírny odpadních vod bylo zapotřebí stanovit provozní náklady SBR reaktoru. Jeho výpočet byl složen z výsledků rešerše a poskytnutých informací od mlékárny Milsy a.s. Celková roční hodnota provozních nákladů SBR reaktoru činí **7 458 739 Kč**.

Následně byly vypočítané investiční a provozní náklady obou navrhovaných variant. Před samotným výpočtem nákladů byly odhadnuté účinnosti membrán pro danou míru znečištění mlékárenské odpadní vody, výsledky jsou uvedené v tab. č. 5.7.

Dále bylo nutné stanovit hodnoty výtěžku vody R_r a intenzitu toku permeátu J_p pro zvolený typ membrán. Tyto parametry byly získané v rámci experimentu ve výzkumném ústavu NETME Centre a byly mi předány vedoucím této diplomové práce, Ing. Davidem Horňákem. Výtěžek zvoleného typu membrán je $R_r = 10 \%$ a intenzita toku permeátu $J_p = 10,4 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}$.

Výpočet investičních nákladů musel probíhat iteračně vzhledem k tomu, že nebylo možné jednoduše vypočítat optimální hodnoty celkového výtěžku vody R_{rc} . V průběhu výpočtu, kdy nebylo možné ze známých informací dopočítat položky investičních či provozních nákladů, byl využíván ekonomický model [84].

Investiční náklady pro návrh RO_1 vyšly **10 123 488 Kč** a provozní náklady vycházejí **4 292 973 Kč**. U návrhu RO_2 sice vyšly nižší investiční náklady – **7 562 171 Kč**, ale provozní náklady jsou výrazně vyšší v porovnání s RO_1 – **6 260 784 Kč**. To je způsobeno tím, že část odpadní vody v tomto návrhu je zpracovávána pomocí SBR reaktoru.

Nižší provozní náklady obou návrhů oproti provozu samotného SBR naznačují, že obě varianty by mohly být rentabilní. Pro získání odpovědi na tuto otázku, a také pro kvantitativní posouzení, který z návrhů je lepší, bylo provedeno ekonomické vyhodnocení, v rámci kterého byla vypočtená doba návratnosti investice. Pro RO_1 je doba návratnosti 4 roky a pro RO_2 je to 7 let. Předpokládaná životnost technologie je minimálně 15 let – oba návrhy jsou tedy

ziskové, jelikož jejich doba návratnosti je nižší než předpokládaná životnost technologie. Dále byla vypočítaná procentuální roční návratnost investice připadající na celkovou životnost technologie (ROI). Pro RO_1 je to 24,6 %/rok a pro RO_2 je to 9,57 %/rok. Také byla vypočtená čistá současná hodnota příjmů (NPV), při diskontní sazbě 7 %. Pro RO_1 je NPV rovno **18 710 038 Kč** a pro RO_2 je to **3 348 601 Kč**. Posledním vypočteným parametrem byla vnitřní míra výnosnosti (IRR) pro RO_1 je to **30,71 %** a pro RO_2 je to **13,5 %**. Z výše zmíněných výsledků vyplývá, že ekonomicky výhodnější je výměna SBR reaktoru za membrány reverzní osmózy, tedy návrh RO_1.

V poslední části diplomové práce byly vytvořené další důležité podklady pro realizaci EPC projektu, zejména bylo nakresleno strojně technologické schéma provozu RO_1, provedeno řízení rizik daného provozu a odhadnut časový plán projektu.

Zbývající část této kapitoly bude věnována diskusi odhadovaných hodnot a zhodnocení možných nedostatků ve výpočtech. Následně budou posouzeny celkové výsledky praktické části práce a navržena případná zlepšení.

Na základě rešeršní části práce byl prvním stanoveným parametrem odhad koncentrace nečistot v odpadní vodě před vstupem do čistírny odpadních vod. Vzhledem k tomu, že nebyl stanoven žádný konkrétní typ mléčného výrobku, který se v mlékárně zpracovává, nebylo možné na základě něj odhadnout složení odpadní vody. Byl zvolen obecný model provozu a míra znečištění byla stanovena s konzervativním přístupem, tj. na vyšší úrovni, než je obvyklé v mlékárnách. Z tohoto důvodu má voda na výstupu jak z SBR reaktoru, tak i RO membrán, mírně vyšší hodnoty znečištění, než by tomu bylo u obvyklého typu provozu mlékárny. Zároveň tím budou způsobeny vyšší provozní náklady z důvodu větší produkce kalu a vyšší spotřebě elektrické energie.

Prvním důležitým parametrem, který posloužil jako referenční hodnota, byla výše provizních nákladů na provoz SBR reaktoru. Její výpočet se skládal z rešeršní části, v rámci které byly odhadnuty náklady na spotřebu elektrické energie. Tato část výpočtů může být nepřesná, protože pro ni bylo nutné odhadnout nejen konstantu udávající spotřebu elektrické energie na množství odstraněného CHSK, ale také účinnost odstranění CHSK. Ta se může výrazně lišit v závislosti na typu odpadní vody, době zadržení vody v reaktoru a množství přiváděného vzduchu do reaktoru [81]. Jednou z dalších složek provozních nákladů, která byla odhadnuta na základě rešerše, byly náklady na údržbu. Odhad odpovídal dvěma procentům investičních nákladů, avšak tato hodnota nemusí reflektovat náklad na údržbu u skutečného provozu SBR.

Na druhou stranu, hodnoty pro výpočet nákladů na zpracování kalu byly převzaty od mlékárny MILSY a.s., a měly by odpovídat skutečným nákladům na zpracování kalu. S tím také souvisela hlavní složka provozních nákladů – náklady na nákup vody a náklady na stočné. Tyto hodnoty byly stanoveny na základě ceny 1 m³ vodného a stočného, jehož hodnota byla vypočítána jako průměr všech cen udávaných vodárenskými společnostmi [79].

U membrán reverzní osmózy byly vypočítány provozní a investiční náklady. Téměř celá část výpočtů provozních nákladů vychází z reálných, neodhadnutých hodnot. Například spotřeba elektrické energie, která byla vypočtena na základě příkonů čerpadel a náklady na likvidaci kalu a spotřebu vody, byly vypočítané stejně jako u provozu SBR. Jediným odhadovaným parametrem byly náklady na chemické prostředky, které byly dopočítané pomocí ekonomického modelu.

Investiční náklady na membrány byly z velké části odvozeny z ekonomického modelu, protože nebylo možné jednoduše odhadnout náklady na zásobníky, potrubí nebo měřicí a regulační techniku. Z tohoto důvodu mohou být tyto náklady zatíženy chybou související s rozdílnými cenami materiálů nebo například cenou práce v jiném státě. Předpokládaná chyba

bude ve směru nadhodnocení investičních nákladů, vzhledem k tomu, že model byl vyvinut v západní části Evropy, kde jsou obecně ceny práce a materiálu vyšší [84], [63].

Jedním z cílů této diplomové práce bylo získání odpovědí na otázku, zda je náhrada technologie využívající biologické procesy pro úpravu odpadní vody za membránové procesy opravdu rentabilní. I přes možnou nepřesnost výpočtů spojenou s odhadem některých parametrů a použitím ekonomického modelu je zřejmé, že výměna SBR reaktoru za RO membrány je ekonomicky velmi výhodná. Návrh RO_2, u kterého je pouze 54 % odpadní vody zpracováváno pomocí membrán, se také vyplatí. Ačkoli má vyšší dobu návratnosti a nižší hodnoty návratnosti investic a také nižší čistou současnou hodnotu příjmů, je stále přínosný.

Pro zpřesnění celkového výpočetního modelu by bylo dobré se v budoucí práci zaměřit na konkrétní mlékárenský provoz, kde by byla míra znečištění stanovena přesněji. Tím by se snížila odchylka odhadu provozních nákladů. Dále by bylo vhodné použít skutečné údaje o spotřebě elektrické energie daného provozu a biologických metod úpravy odpadní vody.

Pokud jde o investiční náklady na membrány a s nimi spojenou nepřesnost odhadu kvůli použití ekonomického modelu, jednou z možností, jak tuto nepřesnost snížit, by bylo získání skutečných cen na zásobníky, potrubí, armatury a měřicí techniku. Na základě těchto cen a potřebných kapacit by pak bylo možné dopočítat celkové investiční náklady, které by přesněji odpovídaly skutečným investičním nákladům. Budoucí výzkum by se mohl zaměřit také na kombinaci membrán s vakuovou odparkou, což by mohlo umožnit vyšší míru recyklace odpadních vod a snížení produkce kalu. Čímž by se mohlo přispět k zvýšení míry cirkularity v mlékárenských provozech.

ZÁVĚR

Mlékárenský provoz lze považovat za jednoho z největších producentů odpadních vod v potravinářském průmyslu. V tomto odvětví voda zaujímá klíčovou pozici, jelikož je využívána v různých fázích výroby, zejména při čištění, dezinfekci, vytápění a chlazení. Množství vznikající odpadní vody a její složení závisí nejen na druhu vyráběného mléčného výrobku, ale také na typu výrobní technologie, míře ztráty surovin nebo třeba ročním obdobím. Obvyklým způsobem nakládání se vzniklou odpadní vodou je její vypouštění do kanalizace, což je možné pouze po splnění emisních limitů stanovených kanalizačním řádem.

Z tohoto důvodu je nezbytné odpadní vodu předem upravit. K tomu se běžně využívají technologie založené na biologických procesech, které však mají vysoké investiční a provozní náklady. Navíc je při vypouštění odpadní vody do kanalizace nutné platit poplatky provozovateli kanalizace.

Vzhledem k výše uvedeným důvodům jsou stále častěji využívány pokročilé metody úpravy odpadních vod. Použitím pokročilých způsobů čištění, jako jsou membránové technologie, je možné recyklovat část odpadní vody a snížit tak provozní náklady. Důležitá je také možnost snížení investičních nákladů díky menší zastavěné ploše, která umožňuje kompaktnost membrán v membránových modulech. Otázkou rentability takové náhrady a přípravou podkladů pro EPC projekt se věnuje praktická část diplomové práce.

V případové studii se stávající čistírna odpadních vod skládá ze dvou jednotek. Předúprava odpadní vody pomocí procesů koagulace, flokulace a flotace je prováděna první jednotkou. Ve druhé jednotce probíhá primární fáze čištění, která je založena na využívání biologických procesů, konkrétně technologii SBR. Tato technologie SBR má být nahrazena. Pro ni byly spočítány roční provozní náklady ve výši **7 458 739 Kč**, které slouží jako referenční hodnota pro srovnání návratnosti nových návrhů.

Z důkladné rešeršní části práce jednoznačně vyplynulo, že reverzní osmóza má ve srovnání s ostatními membránovými procesy největší účinnost v odstranění nečistot, ale pro její efektivní využití je nutné odpadní vodu předupravit. Proto pro snížení investičních nákladů byly jako procesy předúpravy zvoleny koagulace, flokulace a flotace, které jsou k dispozici u stávající technologie. Dále byly navrženy dvě varianty náhrady:

1. Výměna SBR reaktoru za membrány reverzní osmózy. Byla pro ni zvolena zkratka RO_1
2. Mycí voda, která činí 54 % procent celkové odpadní vody bude zpracovávána pomocí membrán reverzní osmózy a zbylá voda bude upravována pomocí SBR reaktoru. Tento návrh měl zkratku RO_2.

Pro obě varianty byly vypočteny investiční a provozní náklady. Investiční náklady pro návrh RO_1 vyšly **10 123 488 Kč** a provozní náklady jsou **4 292 973 Kč**. Navzdory nižším investičním nákladům ve výši **7 562 171 Kč** u návrhu RO_2 jsou provozní náklady výrazně vyšší – **6 260 784 Kč** ve srovnání s RO_1. To je způsobeno tím, že část odpadní vody v tomto návrhu je zpracovávána pomocí SBR reaktoru, tudíž nemůže být recyklována. V rámci ekonomického vyhodnocení obou variant byla vypočtena doba návratnosti investice. Pro RO_1 je doba návratnosti 4 roky a pro RO_2 je to 7 let. Předpokládaná minimální doba životnosti technologie byla odhadnuta na 15 let. Dále byla vypočítaná procentuální roční návratnost investice připadající na celkovou životnost technologie (ROI). Pro RO_1 je to 24,6 %/rok a pro RO_2 je to 9,57 %/rok. Také byla vypočtena čistá současná hodnota příjmů (NPV), při diskontní sazbě 7 %. Pro RO_1 je NPV rovno **18 710 038 Kč** a pro RO_2 je to **3 348 601 Kč**. Posledním vypočteným parametrem byla vnitřní míra výnosnosti (IRR) pro RO_1 je to **30,71 %** a pro RO_2 je to **13,5 %**.

Jedním z cílů této diplomové práce bylo připravit studii proveditelnosti, v rámci které byla vypočtena ekonomická bilance a provedeno ekonomické vyhodnocení výměny

technologie využívající biologické procesy pro úpravu odpadní vody za membránové procesy. Z ekonomického vyhodnocení vyplývá, že i přes možnou nepřesnost výpočtů spojenou s odhadem některých parametrů a použitím ekonomického modelu je zřejmé, že výměna SBR reaktoru za RO membrány je ekonomicky velmi výhodná. Návrh RO_2, u kterého je pouze 54 % odpadní vody zpracováváno pomocí membrán, je stále ekonomicky výhodný. Ačkoli má vyšší dobu návratnosti, nižší hodnotu návratnosti investici, a také nižší čistou současnou hodnotu příjmů, je stále přínosný.

Důležitost této práce spočívá v tom, že poskytuje přehled pro zavedení membránových technologií do praxe díky vypracování podkladu pro realizaci EPC projektu. Podkladem jsou proudová technologická schémata, na základě kterých byla vypočítána hmotnostní bilance. Dále bylo vytvořeno strojně technologické schéma pro ekonomicky výhodnější variantu, kterou je RO_1. V poslední části práce bylo pro návrh RO_1 provedeno řízení rizik a navržen časový harmonogram projektu. Dalším výstupem této práce je přehled technologií, které se využívají k čištění odpadních vod v mlékárenském provozu.

V budoucí práci by se dalo zaměřit na konkrétní mlékárenský provoz tak, aby mohla být lépe odhadnuta míra znečištění odpadní vody a na základě toho by byly přesněji dopočítány provozní a investiční náklady. Také byly odhadnuty náklady na spotřebu elektrické energie u SBR technologie. Pro přesnější výpočet provozních nákladů by však bylo vhodné použít skutečné údaje o spotřebě elektrické energie daného provozu. Investiční náklady na membrány byly z velké části odvozeny z ekonomického modelu, protože nebylo možné jednoduše odhadnout náklady na zásobníky, potrubí nebo měřící a regulační techniku. Z tohoto důvodu mohou být tyto náklady nepřesné, a to souvisí s rozdílnými cenami materiálů nebo například cenou práce v jiném státě. V budoucích pracích by bylo možné tuto odchylku snížit získáním skutečných cen na zásobníky, potrubí, armatury a měřící techniku. Na základě těchto cen a potřebných kapacit by pak bylo možné dopočítat celkové investiční náklady, které by přesněji odpovídaly skutečným investičním nákladům. Dále by bylo možné prozkoumat využití membrán v kombinaci s vakuovou odparkou, čímž by se mohla snížit produkce kalu a zvýšit míra recyklace odpadní vody.

SEZNAM POUŽITÝCH ZDROJŮ

- [1] GARNIER, Céline; GUIGA, Wafa; LAMELOISE, Marie-Laure a FARGUES, Claire. Water reuse in the food processing industries: A review on pressure-driven membrane processes as reconditioning treatments. Online. *Journal of Food Engineering*. 2023, roč. 344. ISSN 02608774. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2022.111397>. [cit. 2023-11-10].
- [2] ROSENWINKEL, Karl-Heinz; AUSTERMANN-HAUN, Hartmut; JÖRDENING, Hans-Joachim a WINTER, Josef. Industrial Wastewater Sources and Treatment Strategies. Online. In: *Environmental Biotechnology: Concepts and Applications*. Weinheim, Germany: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co., 2005, s. 49-77. Dostupné z: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/book/10.1002/3527604286>. [cit. 2023-11-10].
- [3] K., Bella a P.V., Rao. Anaerobic digestion of dairy wastewater: effect of different parameters and co-digestion options—a review. Online. *Biomass Conversion and Biorefinery*. 2021, roč. 13. ISSN 2190-6823. Dostupné z: <https://doi.org/https://doi.org/10.1007/s13399-020-01247-2>. [cit. 2023-11-13].
- [4] BRITZ, Trevor J.; VAN SCHALKWYK, Carné; HUNG, Yung-Tse; WANG, Lawrence; HUNG, Yung-Tse et al. Treatment of Dairy Processing Wastewaters. Online. In: *Handbook of Industrial and Hazardous Wastes Treatment*. 2. Boca Raton: CRC Press, 2004, s. 1-33. ISBN 9780429216350. Dostupné z: <https://www.taylorfrancis.com/chapters/edit/10.1201/9780203026519-19/treatment-dairy-processing-wastewaters-trevor-britz-carn%C3%A9-van-schalkwyk-yung-tse-hung>. [cit. 2023-11-10].
- [5] SIGMA DAF CLARIFIERS. *Wastewater treatment in the production of ice cream*. Online. Dostupné z: <https://sigmadafclarifiers.com/en/tratamiento-de-aguas-residuales-de-la-fabricacion-de-helados/>. [cit. 2023-11-10].
- [6] JANCZUKOWICZ, W.; ZIELIŃSKI, M. a DEBOWSKI, M. Biodegradability evaluation of dairy effluents originated in selected sections of dairy production. Online. *Bioresource Technology*. 2008, roč. 99, č. 10, s. 4199-4205. ISSN 09608524. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.08.077>. [cit. 2023-11-10].
- [7] *Dairy Processing Handbook*. Lund, Sweden,: Tetra Pak Processing Systems AB, 2015. ISBN 9789176111321.
- [8] KOLEV SLAVOV, Aleksandar. Dairy Wastewaters – General Characteristics and Treatment Possibilities – A Review. Online. *Food Technology and Biotechnology*. 2017, roč. 55, č. 1, s. 14-28. ISSN 13309862. Dostupné z: <https://doi.org/10.17113/ftb.55.01.17.4520>. [cit. 2023-11-10].
- [9] RAD, Salimeh Jabbari a LEWIS, Michael John. Water utilisation, energy utilisation and waste water management in the dairy industry: A review. Online. *International Journal of Dairy Technology*. 2014, roč. 67, č. 1, s. 1-20. ISSN 1364-727X. Dostupné z: <https://doi.org/10.1111/1471-0307.12096>. [cit. 2023-11-13].

- [10] SINHA, Surbhi; SRIVASTAVA, Abhinav; MEHROTRA, Tithi; SINGH, Rechana a JINDAL, Tanu. A Review on the Dairy Industry Waste Water Characteristics, Its Impact on Environment and Treatment Possibilities. Online. In: *Emerging Issues in Ecology and Environmental Science*. 1. Cham, Switzerland: Springer Cham, 2018, s. 73-84. Dostupné z: https://link.springer.com/chapter/10.1007/978-3-319-99398-0_6. [cit. 2023-11-10].
- [11] SHETE, Bharati S. a SHINKAR, N. P. Dairy Industry Wastewater Sources, Characteristics & its Effects on Environment. Online. *International Journal of Current Engineering and Technology*. 2013, roč. 3, č. 5, s. 1-5. ISSN 2277 - 4106. Dostupné z: https://www.researchgate.net/publication/286182856_Dairy_industry_wastewater_sources_characteristics_its_effects_on_environment. [cit. 2023-11-10].
- [12] GARG, Shivani; RUMJIT, Nelson Pyndathu; THOMAS, Paul; LAI, Chin Wei a ASIRI, Abdullah. Green Technologies for the Treatment and Utilisation of Dairy Product Wastes. Online. In: *Sustainable Green Chemical Processes and their Allied Applications*. 1. Switzerland, Cham: Springer Cham, 2020, s. 311-338. ISBN 978-3-030-42283-7. Dostupné z: https://link.springer.com/chapter/10.1007/978-3-030-42284-4_11#:~:text=The%20mechanical%20treatment%20removes%20the,pollutants%20from%20dairy%20wastewater%20effluent. [cit. 2023-11-13].
- [13] BHARGAVA, Dr. Akshey. Physico-Chemical Waste Water Treatment Technologies: An Overview. Online. *International Journal Of Scientific Research And Education*. 2016. ISSN 23217545. Dostupné z: <https://doi.org/10.18535/ijsre/v4i05.05>. [cit. 2023-11-13].
- [14] WEALTHINWASTES. *Design Criteria, Advantages and Disadvantages for Grit Removal*. Online. WelthInWastes. 2022. Dostupné z: <https://wealthinwastes.com/design-criteria-advantages-and-disadvantages-for-grit-removal/>. [cit. 2023-11-13].
- [15] MLEJNSKÁ, Eva. *Biologické nádrže využívané k čištění a dočišťování odpadních vod*. Online. 2015. Dostupné z: <https://www.asio.cz/cz/news/biologicke-nadrze-vyuzivane-k-cisten-i-a-docistovani-odpadnich-vod.331>. [cit. 2023-11-13].
- [16] AOS TREATMENT SOLUTION. *What Is Sedimentation in Water Treatment*. Online. Aosts.com. 2018. Dostupné z: <https://aosts.com/what-is-sedimentation-in-water-treatment-types-settling-tanks/>. [cit. 2023-11-13].
- [17] YONAR, Taner; SIVRIOĞLU, Özge a ÖZENGİN, Nihan. Physico-Chemical Treatment of Dairy Industry Wastewaters: A Review. Online. In: KOCA, Nurcan (ed.). *Technological Approaches for Novel Applications in Dairy Processing*. InTech, 2018. ISBN 978-1-78923-312-4. Dostupné z: <https://doi.org/10.5772/intechopen.77110>. [cit. 2023-11-26].
- [18] TEH, Chee Yang; BUDIMAN; SHAK, Katrina Pui Yee a WU, Ta Yeong. Recent Advancement of Coagulation–Flocculation and Its Application in Wastewater Treatment. Online. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2016, roč. 55, č. 16, s. 4363-4389. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/full/10.1021/acs.iecr.5b04703>. [cit. 2023-11-27].

- [19] AUTOR. *Flokulant*. Online. Mivalt. Dostupné z: <https://www.mivalt.cz/terminologie/flokulant>. [cit. 2023-11-27].
- [20] ČERVENÁ, Kristýna; LYČKOVÁ, Barbora; KUČEROVÁ, Lucie; BOUCHALOVÁ, Markéta a BARABÁŠOVÁ, Taťána. *Biologické čištění odpadních vod*. Online. Http://hgf10.vsb.cz. Dostupné z: http://hgf10.vsb.cz/546/bmzo/pages/Biologicke_cistení_odpadnich_vod.html. [cit. 2023-11-27].
- [21] MUNI. *Kořenové čistírny odpadních vod*. Online. Http://is.muni.cz. Dostupné z: https://is.muni.cz/el/1423/podzim2013/ENS101/um/44783250/Korenové_cistirny.PDF. [cit. 2023-11-27].
- [22] GOIL, Amin; SHAMIRI, Ahmad; KHOSROYAR, Susan; TALAIEKHOZANI, Amirreza; SANAYE, Reza et al. A Review on Different Aerobic and Anaerobic Treatment Methods in Dairy Industry Wastewater. Online. *Journal of enviromental treatment techniques*. 2019, roč. 7, č. 1, s. 113-134. ISSN 2309-1185. Dostupné z: https://www.researchgate.net/publication/331166635_A_Review_on_Different_Aerobic_and_An_aerobic_Treatment_Methods_in_Dairy_Industry_Wastewater. [cit. 2023-12-05].
- [23] ADÁMEK, Zdeněk; HELEŠIC, Jan; MARŠÁLEK, Blahoslav a RUHLÍK, Martin. *Aplikovaná hydrobiologie*. Online. 1. Vodňany, 2008. ISBN 978-80-85887-79-2. Dostupné z: https://is.muni.cz/el/sci/jaro2020/E2240/Principy_cistení_odpadnich_vod.pdf. [cit. 2023-12-05].
- [24] ŘÍHOVÁ AMBROŽIVÁ, J. Biofiltr. Online. *Encyklopedie hydrobiologie : výkladový slovník*. 2007. Dostupné z: http://vydavatelstvi.vscht.cz/knihy/uid_es-006/ebook.html?p=B021. [cit. 2023-12-05].
- [25] WAQAS, Sharjeel; HARUM, Noorfidza Yub; SAMBUDI, Nonni Soraya; BILAD, Muhammad Roil; ABIOYE, Kummi Joshua et al. A Review of Rotating Biological Contactors for Wastewater Treatment. Online. *Water*. 2023, roč. 15, č. 10. Dostupné z: MDPI, <https://doi.org/doi.org/10.3390/w15101913>. [cit. 2024-01-14].
- [26] Integrated Pollution Prevention and Control Draft Reference Document on Best Available Techniques in the Food, Drink and Milk Industry. Online. 2002, s. 306-308. Dostupné z: European Commission, <https://users.fs.cvut.cz/pavel.hoffman/PREDMETY/VLP/BAT%20in%20food%20industry.pdf>. [cit. 2024-01-15].
- [27] ZIELIŃSKI, Marcin; KAZIMIEROWICZ, Joanna a DĘBOWSKI, Marcin. Advantages and Limitations of Anaerobic Wastewater Treatment—Technological Basics, Development Directions, and Technological Innovations. Online. *Energies*. 2023, roč. 16, č. 1. Dostupné z: MDPI, <https://doi.org/10.3390/en16010083>. [cit. 2024-01-16].
- [28] HURTADO, F.J.; KAISER, A.S. a ZAMORA, B. Fluid dynamic analysis of a continuous stirred tank reactor for technical optimization of wastewater digestion. Online. *Water research*.

- 2015, roč. 71, s. 282-293. Dostupné z: <https://doi.org/doi.org/10.1016/j.watres.2014.11.053>. [cit. 2024-01-15].
- [29] *AguaClara Reach*. Online. 2017. Dostupné z: <https://www.aguaclarareach.org/researcharchive/2021/4/6/uasb-spring-2017#>. [cit. 2024-01-14].
- [30] HAKIZIMANA, Jean Hepo; GOURICH, Bouchaib; CHAFI, Mahammed; STIRIBA, Youssef; VIAL, Christophe et al. Electrocoagulation process in water treatment: A review of electrocoagulation modeling approaches. Online. 2017, roč. 17, č. 404, s. 1-21. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.10.011>. [cit. 2024-01-18].
- [31] MOUSAZADECH, Milad; ALIZADECH, S.M.; FRONTSTIS, Zacharias; KABDAŞLI, Işık; NIARAGH, Elnaz Karamati et al. Electrocoagulation as a Promising Defluoridation Technology from Water: A Review of State of the Art of Removal Mechanisms and Performance Trends. Online. 2021, roč. 13, č. 5. Dostupné z: <https://doi.org/10.3390/w13050656>. [cit. 2024-01-18].
- [32] SHAHEDI, A.; DARBAN, A.K.; TAGHIPOUR, F. a JAMSHIDI-ZANJANI, A. A review on industrial wastewater treatment via electrocoagulation processes. Online. *Current Opinion in Electrochemistry*. 2020, roč. 22, s. 154-169. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.coelec.2020.05.009>. [cit. 2024-01-19].
- [33] BAZRAFSHAN, Edris; MOEIN, Hossein; MOSTAFAPOUR, Ferdos Kord a NAKHAIE, Shima. Application of Electrocoagulation Process for Dairy Wastewater Treatment. Online. *Journal of Chemistry*. 2012, roč. 2013. Dostupné z: <https://doi.org/10.1155/2013/640139>. [cit. 2024-01-19].
- [34] *Adsorpce*. Online. In: VYSOKÁ ŠKOLA CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ V PEAZE. Wwww.vscht.cz. Dostupné z: <https://old.vscht.cz/uchi/ped/chi/chi.ii.text.k24.adsorpce.pdf>. [cit. 2024-01-21].
- [35] *Organic Pollutants - Monitoring, Risk and Treatment*. Online. IntechOpen, 2013. ISBN 978-953-51-5347-4. Dostupné z: <https://doi.org/10.5772/55953>. [cit. 2024-01-21].
- [36] REN, Hongqiang a ZHANG, Xuxiang. Chapter 8 - Physicochemical technologies for HRPs and risk control. Online. In: *High-Risk Pollutants in Wasterwater*. 2020, s. 169-207. ISBN 978-0-12-816448-8. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/B9780128164488000083>. [cit. 2024-01-21].
- [37] ABHRAHAM, Nitha; BABU, Amrutha; GOPI, Athira; RAJAN, Sonu a PAUL, Tinsha. Adsorptive Treatment of Dairy Waste Water Using Rubber Seed Shell Activated Carbon. Online. *IOSR Journal of Mechanical and Civil Engineering*. 2020, roč. 17, č. 4, s. 49-57. ISSN 2278-1684. Dostupné z: <https://doi.org/10.9790/1684-1704014957>. [cit. 2024-02-08].
- [38] EZECHI, E.H; KUTTY, S.R.M.; MUDA, Khalida a YAQUB, Asim. A comparative evaluation of an integrated hybrid bioreactor treating industrial wastewater. Online. *Jurnal of Water*

Process Engineering. 2019, roč. 31. Dostupné z:
<https://doi.org/doi.org/10.1016/j.jwpe.2019.100805>. [cit. 2024-01-23].

- [39] CZEMP. *Obecné informace o membránových procesech*. Online. Czemp.cz. Dostupné z:
<https://www.czemp.cz/cs/membranove-procesy/obecne-informace-o-membranovych-procesech#:~:text=V%20sou%C4%8Dasnosti%20membr%C3%A1nov%C3%A9%20separace%20zahrnuj%C3%AD,membr%C3%A1nov%C3%A1%20separace%20plyn%C5%AF%20a%20dial%C3%BDza.> [cit. 2024-01-25].
- [40] VŠCHT PRAHA. *Membránové procesy*. Online. Dostupné z:
<https://old.vscht.cz/uchi/ped/chi/chi.ii.text.k27.membranove.procesy.pdf>. [cit. 2024-01-25].
- [41] EZUGBE, Elorm Obotey a RATHIAL, Sudesh. *Membran Technologies in Wastewater Treatment: A Review*. Online. 2020. Dostupné z: <https://doi.org/10.3390/membranes10050089>. [cit. 2024-01-25].
- [42] VŠCHT PRAHA. *SEPARACE V BIOTECHNOLOGIÍCH*. Online. Dostupné z:
<https://ub.vscht.cz/files/uzel/0015847/separ.pdf?redirected>. [cit. 2024-01-25].
- [43] JASTŘEMBSKÁ, Karolína. *Separace organických látek s využitím reverzní osmózy a diafiltrace*. Disertace. Pardubice: Univerzita Pardubice, 2022.
- [44] SINGH, Rajindar a SINGH, Rajindar. Chapter 1 - Introduction to Membrane Technology. Online. In: *Membrane Technology and Engineering for Water Purification Application, Systems Design and Operatin*. 2. 2015, s. 1-80. ISBN 978-0-444-63362-0. Dostupné z:
<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/B978044463362000001X?via%3Dihub>. [cit. 2024-01-27].
- [45] SANTONJA, Germán Giner; KARLIS, Panagiotis; STUBDRUP, Kristine Raunkjær; BRINKMANN, Thomas a ROUDIER, Serge. Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Food, Drink and Milk Industries. Online. *Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control)*. 2019, s. 375-428. Dostupné z: European Commission, https://www.researchgate.net/profile/German-Giner-Santonja/publication/339446860_Best_Available_Techniques_BAT_Reference_Document_for_the_Food_Drink_and_Milk_Industries/links/5e539013458515072db7a750/Best-Available-Techniques-BAT-Reference-Document-for-the-Food-Drink-and-Milk-Industries.pdf. [cit. 2023-11-13].
- [46] NETSOLWATER. *What are tricking filters?* Online. Wwww.netsolwater.com. Dostupné z:
<https://www.netsolwater.com/how-to-design-trickling-filters,-size-and-capacity-of-tricking-filters.php?blog=1445>. [cit. 2023-12-05].
- [47] CHEN, Zac; KATUGAMPALA, Subhani; TAKADA, Serena a XU, Linping. *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*. Online. AguaClara Reach. 2017. Dostupné z:
<https://www.aguaclarareach.org/researcharchive/2021/4/6/uasb-spring-2017#>. [cit. 2024-01-14].

- [48] MOUSSA, Dina T.; EL-NAAS, Muftah H.; NASSER, Mustafa a AL-MARRI, Mohammed J. A comprehensive review of electrocoagulation for water treatment: Potentials and challenges. Online. *Journal of Environmental Management*. 2017, roč. 186, č. 1, s. 24-41. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.10.032>. [cit. 2024-01-19].
- [49] ESSADKI, Abdel Hafid. *Electrochemical Probe for Frictional Force and Bubble Measurements in Gas-Liquid-Solid Contactors and Innovative Electrochemical Reactors for Electrocoagulation/Electroflotation*. Online. 2012. ISBN 978-953-51-4949-1. Dostupné z: <https://doi.org/10.5772/34350>. [cit. 2024-01-19].
- [50] SINGH, Rajindar; HANKINS, Nicholas P. a HANKINS, Nicholas P. Introduction to Membrane Processes for Water Treatment. Online. In: *Emerging Membrane Technology for Sustainable Water Treatment*. Elsevier, 2016, s. 15-52. ISBN 9780444633125. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63312-5.00002-4>. [cit. 2024-01-28].
- [51] SELATILE, Mantsopa Koena; RAY, Suprakas Sinha; OJJO, Vincent a SADIKU, Rotimi. Recent developments in polymeric electrospun nanofibrous membranes for seawater desalination. Online. *RSC Advances*. 2018, roč. 66. ISSN 2046-2069. Dostupné z: <https://doi.org/10.1039/C8RA07489E>. [cit. 2024-01-28].
- [52] ANIS, Shaheen Fatima; HASHAIKEH, Raed a HILAL, Nidal. Microfiltration membrane processes: A review of research trends over the past decade. Online. *Journal of Water Process Engineering*. 2019, roč. 32. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2019.100941>. [cit. 2024-01-29].
- [53] LI, Xiangmin; JIANG, Lei a LI, Haixiang. Application of Ultrafiltration Technology in Water Treatment. Online. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*. 2018, roč. 186, č. 3. Dostupné z: <https://doi.org/10.1088/1755-1315/186/3/012009>. [cit. 2024-01-29].
- [54] AANI, Saif Al; MUSTAFA, Tameem N. a HIAL, Nidal. Ultrafiltration membranes for wastewater and water process engineering: A comprehensive statistical review over the past decade. Online. *Journal of Water Process Engineering*. 2020, roč. 35. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2020.101241>. [cit. 2024-01-29].
- [55] SHON, H. K.; PHUNTSHO, S.; CHAUDHARY, D. S.; VIGNESWARAN, S. a CHO, J. Nanofiltration for water and wastewater treatment – a mini review. Online. *Drinking Water Engineering and Science*. 2013, roč. 6, č. 1, s. 47-53. Dostupné z: <https://doi.org/10.5194/dwes-6-47-2013>. [cit. 2024-01-29].
- [56] SPRATKOVÁ, Aneta. *Využití membránových procesů při úpravě vody*. Bakalářská práce. Brno: Vysoké Učení Technické v Brně, 2016.

- [57] VERMA, Bharti; BALOMAJUMDER, Chandrajit; SABAPATHY, Manigandan a GUMFEKAR, Sarang P. Pressure-Driven Membrane Process: A Review of Advanced Technique for Heavy Metals Remediation. Online. *Processes*. 2021, roč. 9, č. 5. Dostupné z: <https://doi.org/10.3390/pr9050752>. [cit. 2024-01-30].
- [58] MALAEB, Lilian a AYOUB, George M. Reverse osmosis technology for water treatment: State of the art review. Online. *Desalination*. 2011, roč. 267, č. 1, s. 1-8. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2010.09.001>. [cit. 2024-01-30].
- [59] GONG, Yan-Wen; ZHANG, Hong-Xun a CHENG, Xue-Ni. Treatment of dairy wastewater by two-stage membrane operation with ultrafiltration and nanofiltration. Online. *Water Science & Technology*. 2012, roč. 65, č. 5. Dostupné z: <https://doi.org/10.2166/wst.2012.937>. [cit. 2024-02-04].
- [60] MURO, Claudia; RIERA, Francisco; DÍAZ, María del Carmen a VALDEZ, Benjamin. Membrane Separation Process in Wastewater Treatment of Food Industry. Online. In: *Food Industrial Processes - Methods and Equipment*. 2012, s. 253-281. ISBN 978-953-307-905-9. Dostupné z: <https://www.intechopen.com/chapters/29163>. [cit. 2024-02-04].
- [61] SALMON, Walter A. *Practical Risk Management for EPC/Design-Build Projects: Manage Risks Effectively – Stop the Losses*. Online. 2020. ISBN 9781119596202. Dostupné z: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/book/10.1002/9781119596202>. [cit. 2024-02-19].
- [62] HUSE, Joseph. *Understanding & Negotiating Turnkey and EPC Contracts*. Online. 2nd. Sweet & Maxwell U.K, 2002. ISBN 9780421674103. Dostupné z: <https://www.pbookshop.com/understanding-negotiating-turnkey-and-epc-contracts-2nd-edition-9780421674103.html>. [cit. 2024-02-19].
- [63] ROUŠAK, Ivo. *Projektové řízení technologických staveb*. Praha: Grada Publishing, 2008. ISBN 978-80-247-2602-1.
- [64] DOLEŽAL, Jan; HÁJEK, Martin; HRAZDILOVÁ BOČKOVÁ, Kateřina; KRÁTKÝ, Jiří; LACKO, Branislav et al. *Projektový management podle IPMA 2., aktualizované a doplněné vydání. 2.* Praha: Grada Publishing, 2012. ISBN 978-80-247-4275-5.
- [65] BUCHTOVÁ, Alena. *Vypouštění odpadních vod z pohledu práva*. Diplomová práce. Brno: Masarykova univerzita právnická fakulta, 2014. Dostupné také z: <https://is.muni.cz/th/qnhag/?lang=cs;obdobi=3102;id=203593>.
- [66] ČR. Zákon č. 254/2001 Sb.: Zákon o vodách a o změně některých zákonů (vodní zákon). In: *Www.zakonyprolidi.cz*. 98/2001.

- [67] ČR. Nařízení vlády č. 401/2015 Sb: Nařízení vlády 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. In: *Www.zakonyprolidi.cz*. 166/2015.
- [68] ČEVAK. *Kanalizační řád*. Online. *Www.cevak.cz*. Dostupné z: <https://www.cevak.cz/cs/technicka-vyjadreni/kanalizacni-rad#:~:text=Kanaliza%C4%8Dn%C3%AD%20%C5%99%C3%A1d%20ur%C4%8Duje%20prducent%C5%AFm%20napojen%C3%BDm,nejvy%C5%A1%C5%A1%C3%AD%20p%C5%99%C3%ADpustn%C3%A9%20mno%C5%BEstv%C3%AD%20t%C4%9Bchto%20vod.> [cit. 2024-02-25].
- [69] AYECHÉ, Riad. Treatment by Coagulation-Flocculation of Dairy Wastewater with the Residual Lime of National Algerian Industrial Gases Company (NIGC-Annaba). Online. *Energy Procedia*. 2012, roč. 18, s. 147-156. Dostupné z: <https://doi.org/doi.org/10.1016/j.egypro.2012.05.026>. [cit. 2024-02-26].
- [70] RUSTEN, B.; EIKEBROKK, B. a THORVALDSEN, G. Coagulation as Pretreatment of Food Industry Wastewater. Online. *Water Science & Technology*. 1990, roč. 22, s. 1-8. Dostupné z: <https://www.proquest.com/scholarly-journals/coagulation-as-pretreatment-food-industry/docview/1943291556/se-2>. [cit. 2024-02-26].
- [71] LOLOEI, Mahshid; ALIDADI, Hossein a NEKONAM, Gholamabbas. Study of the coagulation process in wastewater treatment of dairy industries. Online. *International Journal of Environmental Health Engineering*. 2014, roč. 3, č. 1. Licence: CC BY-NC-SA 4.0. Dostupné z: <https://doi.org/10.4103/2277-9183.132684>. [cit. 2024-03-10].
- [72] RIVAS, Javier; PRAZERES, Ana R.; CARVALHO, Fatima a BELTRÁN, Fernando. Treatment of Cheese Whey Wastewater: Combined Coagulation–Flocculation and Aerobic Biodegradation. Online. *Journal of agricultural and food chemistry*. 2010, roč. 58, č. 13, s. 7871-7877. Dostupné z: <https://doi.org/10.1021/jf100602j>. [cit. 2024-03-10].
- [73] SRIWIRIYARAT, Tingchai; WONGVIAN, Rapeepan a KUHAKAEW, Sinchai. Selection of Coagulant with Consideration of Sludge Characteristics for Treatment of Industrial Wastewater Containing High Strength Mixed Surfactants. Online. *Chiang Mai Journal of Science*. 2017, roč. 44, č. 4, s. 1654-1668. Dostupné z: <https://thaiscience.info/Journals/Article/CMJS/10987609.pdf>. [cit. 2024-03-10].
- [74] AGUILAR, M. I; SÁEZ, J; LLORÉNS, M; SOLER, A a ORTUÑO, J. F. Nutrient removal and sludge production in the coagulation–flocculation process. Online. *Water Research*. 2002, roč. 36, č. 11, s. 2910-2919. Dostupné z: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(01\)00508-5](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(01)00508-5). [cit. 2024-03-10].

- [75] HAPMAN. *Bulk Material Density Guide Ferric Sulfate*. Online. Dostupné z: <https://hapman.com/resources-knowledge/tools/bulk-density-guide/>. [cit. 2024-03-22].
- [76] YIXING BLUWAT CHEMICALS CO.,LTD. *Water Treatment Flocculant Anionic Polyacrylamide PAM White Powder*. Online. Dostupné z: <https://www.waterpurifyingchemicals.com/sale-7785104-water-treatment-flocculant-anionic-polyacrylamide-pam-white-powder.html>. [cit. 2024-03-22].
- [77] CLEARFOX. *Data sheet Dissolved Air Flotation*. Online. Dostupné z: https://clearfox.com/wp-content/uploads/2022/06/DO_DB_20220621_DAF_round_EN.pdf. [cit. 2024-03-22].
- [78] LENNTECH. *RE8040-FEn Enhanced fouling resistant RO element for brackish water and wastewater reuse*. Online. <https://www.lenntech.com/>. Dostupné z: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/CSM-RE8040-FE-L.pdf>. [cit. 2024-03-26].
- [79] KRAUS, Michal. *Cena vody (vodné a stočné) v roce 2024*. Online. In: www.zakra.cz. 2023. Dostupné z: <https://www.zakra.cz/blog/cena-vody-vodne-a-stocne-v-roce-2024#:~:text=v%20roce%202024-.Cena%20vody%202024,mezi%20110%20a%20C5%BE%20135%2C%2D..> [cit. 2024-04-16].
- [80] ŻYŁKA, Radosław; KAROLINCZAK, Beata a DĄBROWSKI, Wojciech. Structure and indicators of electric energy consumption in dairy wastewater treatment plant. Online. *Science of The Total Environment*. 2021, roč. 782, č. 15. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2021.146599>. [cit. 2024-04-19].
- [81] KUSHWAHA, Jai Prakash; SRIVASTAVA, Vimal Chandra a MALL, Indra Deo. Sequential batch reactor for dairy wastewater treatment: Parametric optimization; kinetics and waste sludge disposal. Online. *Journal of Environmental Chemical Engineering*. 2013, roč. 1, č. 4, s. 1036-1043. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.jece.2013.08.018>. [cit. 2024-04-19].
- [82] *Aktuální (průměrná) cena 1 kWh elektřiny*. Online. In: [ENERGIE123.CZ](http://energie123.cz). www.energie123.cz. 2024. Dostupné z: <https://www.energie123.cz/elektrina/ceny-elektricke-energie/cena-1-kwh/>. [cit. 2024-04-19].
- [83] KUČEROVÁ, Zdeňka a ŠIMKOVÁ, Hana. *PRŮMĚRNÉ CENY DOPRAVNÍ A TECHNICKÉ INFRASTRUKTURY OBCÍ Aktualizace 2023*. Online. 2023. ISBN 978 -80 -7663 - 047 - 5. Dostupné z: <https://www.uur.cz/media/zdhljczy/ceny-ti-2023-celek.pdf>. [cit. 2024-04-19].
- [84] SUÁREZ, Adrián; FERNÁNDEZ, Pablo; IGLESIAS, José Ramón; IGLESIAS, Estefanía a RIERA, Francisco A. Cost assessment of membrane processes: A practical example in the

- dairy wastewater reclamation by reverse osmosis. Online. *Jurnal of Membrane Science*. 2015, roč. 493, č. 1, s. 389-402. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2015.04.065>. [cit. 2024-04-19].
- [85] CSM RE8040-BE440: Vysokotlaká membrána Reverzní osmózy se zvýšeným odsolením. Rozměry: 8" x 40". Online. In: WATERFILTER. [Www.waterfilter.cz](http://www.waterfilter.cz). Dostupné z: <https://www.waterfilter.cz/csm-re8040-be440/>. [cit. 2024-04-20].
- [86] AXEON 208420 4" x 80" Fiberglass Membrane Housing. Online. In: FRESH WATER SYSTEMS. [Www.freshwatersystems.com](http://www.freshwatersystems.com). Dostupné z: <https://www.freshwatersystems.com/products/axeon-208420-4-x-80-fiberglass-membrane-housing?variant=13250284224555>. [cit. 2024-04-20].
- [87] E-Tech EV 6/33 FI040 T5 E1 IE3 400V 4kW vertikální čerpadlo AISI304, přírubové. Online. In: PUMPA A.S. [Www.pumpa.eu](http://www.pumpa.eu). Dostupné z: <https://www.pumpa.eu/cs/e-tech-ev-6-33-fi040-t5-e1-ie3-400v-4kw-vertikalni-cerpadlo-aisi304/>. [cit. 2024-04-20].
- [88] Katalogový list: VERTIKÁLNÍ VÍCESTUPŇOVÁ ČERPADLA 50HZ SÉRIE EV. Online. In: PUMPA A.S. [Www.pumpa.eu](http://www.pumpa.eu). Dostupné z: https://www.pumpa.eu/-/media/Files/commerce/MAS00/13/22/03_CS_katalog.pdf. [cit. 2024-04-20].
- [89] NEXTPAGE MEDIA, S.R.O. Kalkulačka čisté mzdy 2024. Online. [Www.penize.cz](http://www.penize.cz). 2024. Dostupné z: <https://www.penize.cz/kalkulacky/vypocet-ciste-mzdy?pagenumber=2#:~:text=Z%20hrub%C3%A9%20mzdy%20zam%C4%9Bstnance%20se,a%209%20%25%20na%20zdravotn%C3%AD%20poji%C5%A1t%C4%9Bn%C3%AD..> [cit. 2024-04-25].
- [90] WATERFILTER. VIQUA VH 200. Online. [Www.waterfilter.cz](http://www.waterfilter.cz). Dostupné z: <https://www.waterfilter.cz/viqua-vh-200/>. [cit. 2024-04-25].
- [91] WATERFILTER. VIQUA VH 410. Online. [Www.waterfilter.cz](http://www.waterfilter.cz). Dostupné z: <https://www.waterfilter.cz/viqua-vh-410/>. [cit. 2024-04-25].
- [92] PUMPA. E-Tech EV 3/14 FI015 M5 E1 IE1 230V 1,5kW vertikální čerpadlo AISI304, přírubové. Online. [Www.pumpa.eu/cs](http://www.pumpa.eu/cs). Dostupné z: <https://www.pumpa.eu/cs/e-tech-ev-3-14-fi015-m5-e1-ie1-230v-1-5kw-vertikalni-cerpadlo-aisi304/?s20-min=0.0&s20-max=70.8&s19-min=50.0&s19-max=154.9>. [cit. 2024-04-25].
- [93] PUMPA. E-Tech EV 3/13 FI011 M5 E1 IE1 230V 1,1kW vertikální čerpadlo AISI304, přírubové. Online. [Www.pumpa.eu/cs](http://www.pumpa.eu/cs). Dostupné z: <https://www.pumpa.eu/cs/e-tech-ev-3-13-fi011-m5-e1-ie1-230v-1-1kw-vertikalni-cerpadlo-aisi304/?s20-min=0.0&s20-max=70.8&s19-min=50.0&s19-max=154.9>. [cit. 2024-04-25].

- [94] CSM. *Reverse Osmosis*. Online. Dostupné z: <https://www.csmfilter.com/>. [cit. 2024-04-27].
- [95] PUMPA, A.S. *E-Tech EV 3/29 FI030 T5 E1 IE3 400V 3kW vertikální čerpadlo AISI304, přírubové*. Online. Wwww.pumpa.eu/cs. Dostupné z: <https://www.pumpa.eu/cs/e-tech-ev-3-29-fi030-t5-e1-ie3-400v-3kw-vertikalni-cerpadlo-aisi304/>. [cit. 2024-05-05].
- [96] ZEDNÍČEK, Jan. *Vnitřní výnosové procento (MÍRA.VÝNOSNOSTI, IRR) | Excel*. Online. 2018. Dostupné z: <https://janzednicek.cz/vnitрни-vynosove-procento-irr-excel/>. [cit. 2024-05-08].
- [97] VYSOKÁ ŠKOLA CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ V PRAZE. *Označování měřicích a řídicích obvodů v technologických schématech*. Online. Dostupné z: <https://uprt.vscht.cz/kminekm/mrt/F3/F3k31-doku.htm>. [cit. 2024-05-08].
- [98] BIELA, Renata. *Kvalita šedých vod a možnost jejich využití*. Online. Wwww.tzb-info.cz. 2011. Dostupné z: <https://voda.tzb-info.cz/8097-kvalita-sedych-vod-a-moznost-jejich-vyuziti>. [cit. 2024-05-10].
- [99] Wine waste treatment methodology. Online. *International Journal of Food Science + Technology*. 2006, roč. 41, č. 10, s. 1117-1151. ISSN 1365-2621. Dostupné z: <https://doi.org/10.1111/j.1365-2621.2005.01112.x>. [cit. 2024-05-18].
- [100] BORTOLUZZI, Airton C.; FAITÃO, Julio A.; LUCCIO, Marco Di; DALLAGO, Rogério M. a STEFFENS, Juliana. *Dairy wastewater treatment using integrated membrane systems*. Online. *Journal of Environmental Chemical Engineering*. 2017, roč. 5, č. 5, s. 4819-4827. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.jece.2017.09.018>. [cit. 2024-05-22].
- [101] VOURCH, Mickael; BALANNEC, Béatrice; CHAUFER, Bernard a DORANGE, Gérard. *Treatment of dairy industry wastewater by reverse osmosis for water reuse*. Online. *Desalination*. 2008, roč. 219, č. 1-3, s. 190-202. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2007.05.013>. [cit. 2024-05-22].
- [102] BRIÃO, Vandrê Barbosa; SALLA, Ana Cláudia Vieira; MIORANDO, Taizi; HEMKEMEIER, Marcelo a FAVARETTO, Danúbia Paula Cadore. *Water recovery from dairy rinse water by reverse osmosis: Giving value to water and milk solids*. Online. *Resources, Conservation and Recycling*. 2019, roč. 140, s. 313-323. Dostupné z: <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2018.10.007>. [cit. 2024-05-22].

SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK

Symbol	Veličina	Jednotka
A	separační plocha membrány	[m ²]
A _{CM}	celková potřebná membránová plocha	[m ²]
A _M	efektivní membránová plocha	[m ²]
C	koncentrace separované složky i v nástřiku	[-]
C _{ad}	cena acid detergent	[EUR/l]
C _{chem}	náklady na chemikálie	[Kč/rok]
C _{CHSK}	koncentrace CHSK celkové odpadní vody na výstupu z flotační jednotky	[mg/l]
C _{cz}	procentuální doplatek za sociální a zdravotní pojištění	[-]
C _{dok}	odhadované náklady na přípravu dokumentace pro stavební povolení	[Kč]
C _{el}	průměrná cena elektrické energie (ze dne 05.04.2024)	[Kč/kWh]
C _{el_RO_1}	náklady na elektrickou energii pro RO_1	[Kč/h·m ³]
C _{el_RO_2}	náklady na elektrickou energii pro RO_2	[Kč/h·m ³]
C _{EO}	investiční náklady na ekvivalentního obyvatele	[Kč/EO]
C _{EV3/13}	cena čerpadla EV 3/13	[Kč]
C _{EV3/14}	cena čerpadla EV 3/14	[Kč]
C _{EV3/29}	cena čerpadla EV 3/29	[Kč]
C _{EV6/33}	cena čerpadla EV 6/33	[Kč]
CF	cash-flow (čes. finanční tok za každý rok)	[Kč/rok]
CF _{RO_1}	finanční tok provozu RO_1	[Kč/rok]
CF _{RO_2}	finanční tok provozu RO_2	[Kč/rok]
C _{IC}	náklady na řídicí prvky	[Kč]
C _{invest_RO_1}	celkové investiční náklady RO_1	[Kč]
C _{invest_RO_2}	celkové investiční náklady RO_2	[Kč]
C _{kal}	cena za odvoz a likvidaci kalu	[Kč/m ³]
C _{kal_celk}	celkové náklady za kal	[Kč/rok]
C _m	celkové náklady na nákup membrán	[Kč]
C _{mh}	celkové náklady na nákup membránových housingů	[Kč]
C _{mhk}	cena jednoho kusu membránového housingu	[Kč]
C _{mk}	cena jedné membrány	[Kč]
C _{mzda}	hrubá mzda jednotlivého zaměstnance	[Kč/měsíc]
C _{mzda_celk.}	celkové náklady na zaměstnance	[Kč/rok]
C _{n.voda}	průměrná cena za nákup vody	[Kč/den]
C _{opex_m}	celkové náklady na výměnu membrán, jejich provoz a údržbu membrán a UV lamp	[Kč/rok]
C _{opex_RO_1}	celkové náklady na provoz RO_1	[Kč/rok]
C _{opex_RO_2}	celkové provozní náklady na provoz RO_2	[Kč/rok]
C _{opex_SBR}	celkové provozní náklady na provoz SBR	[Kč/rok]
C _P	koncentrace separované složky v permeátu	[-]
C _{p_RO_1}	celkové náklady na čerpadlo pro RO_1	[Kč]
C _{p_RO_2}	celkové náklady na čerpadlo pro RO_2	[Kč]

C_{p_UV}	celkové náklady na UV lampy	[Kč]
C_{PV}	náklady na potrubí a armatury	[Kč]
C_r	koncentrace separované složky v retentátu	[-]
$C_{s.voda}$	průměrný poplatek za stočné	[Kč/den]
C_{TF}	náklady na zásobníky a ocelové konstrukce	[Kč]
C_u	celkové náklady na údržbu	[Kč/h·m ³]
C_{UV}	náklady na nákup UV lamp	[Kč]
C_{v_celk}	celkové náklady na vodu	[Kč/rok]
C_{VH200}	cena UV lampy VH200	[Kč]
C_{VH410}	cena UV lampy VH410	[Kč]
C_{vm}	měrné náklady na výměnu membrán	[Kč/h·m ³]
C_{v_UV}	náklady na výměnu UV lamp	[Kč/rok]
D_{ap}	dávka flokulantu	[g/m ³]
D_k	dávka koagulantu	[g/m ³]
I	hodnota investice	[Kč]
IRR	Internal Rate of Return (čes. vnitřní míra návratnosti)	[%]
J_p	intenzita toku permeátu	[m ³ / m ² ·h]
k	poměr měn EUR/USD	[-]
k_{ad}	koncentrace acid detergent v mycí vodě	[l/m ³]
k_{EUR}	převod mezi eurem a korunou	[Kč/EUR]
MS_{el}	měrná spotřeba elektrické energie pro provoz SBR	[kWh/mgCHSK]
n	doba životnosti technologie	[rok]
n_{osob}	počet zaměstnanců	[-]
N_{el_SBR}	celkové náklady na elektrickou energii	[Kč/den]
N_{EO}	objemový tok odpadní vody a její organické zatížení na ekvivalentního obyvatele	[EO]
N_{invest_SBR}	investiční náklady na SBR	[Kč]
N_{kal}	provozní náklady na zpracování kalu	[Kč/den]
N_m	celkový počet membrán	[-]
N_{mzda_SBR}	celkové mzdové náklady na rok	[Kč/rok]
$N_{n.voda}$	celkové náklady na nákup vody	[Kč/den]
N_{OPEX}	celkové provozní náklady	[Kč/rok]
NPV	Net Present Value (čes. čistá současná hodnota)	[Kč]
$N_{s.voda}$	náklady na vypouštění odpadní vody	[Kč/den]
N_u	roční náklady na údržbu	[Kč/rok]
N_{voda}	celkové náklady na vodu	[Kč/den]
P_m	provozní membránový tlak	[bar]
$P_{out\ tč\ RO\ 1}$	tlak na výstupu z čerpadla v RO_1	[bar]
$P_{out\ tč\ RO\ 2}$	tlak na výstupu čerpadla v RO_2	[bar]
v	maximální vstupní průtok	[m ³ /h]
Q_p	objemový průtok permeátu	[m ³ /h]
Q_f	objemový průtok na vstupu do membrány	[m ³ /h]
r	diskontní sazba	[-]
R_{rc}	celkový výtěžek vody	[%]

R*	Solute Retention Rate (čes. míra zadržení rozpuštěných látek)	[%]
t _d	odhadovaná roční doba provozu	[den]
t _m	celková doba mytí membrány	[h/rok]
t _{m_ch}	doba mytí membrány s použitým chemických prostředků	[h]
t _{m1}	doba mytí membrány za jeden den	[h/den]
t _p	celková doba provozu membrány	[h/rok]
t _{p1}	doba provozu membrány za jeden den	[h/den]
t _{z_UV}	životnost UV lampy	[h]
V _f	objemový průtok celkové odpadní vody	[m ³ /den]
V _{kal}	celková produkce kalu	[m ³ /den]
V _{mycí}	objemový průtok proplachovací vody	[m ³ /den]
V _P	objem permeátu	[m ³]
V _{VH200}	průtok odpadní vody do UV lampy VH200	[m ³ /h]
V _{VH410}	průtok odpadní vody do UV lampy VH410	[m ³ /h]
V _{1.6_h}	denní průtok odpadní vody z flotační jednotky	[m ³ /h]
V _{6_h}	maximální pracovní vstupní průtok? objemový průtok odpadní vody na vstupu do membrán str.62	[m ³ /h]
V ₁	přítok odpadní vody	[m ³ /den]
V ₂	denní objemový průtok koagulantu	[m ³ /den]
V ₃	denní objemový průtok flokulantu	[m ³ /den]
V ₄	proud odpadní vody před flotací	[m ³ /den]
V ₅	proud stlačeného vzduchu	[m ³ /den]
V ₆	proud odpadní vody po flotaci	[m ³ /den]
V ₇	proud kalu z flotace	[m ³ /den]
V ₈	objemový průtok retentátu RO_1	[m ³ /den]
V ₉	objemový průtok permeátu RO_1	[m ³ /den]
V ₁₀	proud odpadní vody před vstupem do UV lampy RO_1	[m ³ /den]
V ₁₁	proud odpadní vody vystupující z UV lampy RO_1	[m ³ /den]
V _{1.1}	přítok mycí odpadní vody pro RO_2	[m ³ /den]
V _{1.2}	proud koagulantu mycí odpadní vody RO_2	[m ³ /den]
V _{1.3}	proud flokulantu mycí odpadní vody RO_2	[m ³ /den]
V _{1.4}	proud mycí odpadní vody před flotací RO_2	[m ³ /den]
V _{1.5}	proud stlačeného vzduchu RO_2	[m ³ /den]
V _{1.6}	proud mycí odpadní vody po flotaci RO_2	[m ³ /den]
V _{1.7}	proud kalu z flotace RO_2	[m ³ /den]
V _{1.8}	proud stlačeného vzduchu RO_2	[m ³ /den]
V _{1.9}	proud odpadní vody z SBR pro RO_2	[m ³ /den]
V _{1.10}	proud kalu z SBR pro RO_2	[m ³ /den]
V _{1.11}	odvod odpadní vody do kanalizace RO_2	[m ³ /den]
V _{2.1}	přítok odpadní vody pro biologickou úpravu pro RO_2	[m ³ /den]
V _{2.2}	proud koagulantu pro biologickou úpravu RO_2	[m ³ /den]
V _{2.3}	proud flokulantu pro biologickou úpravu RO_2	[m ³ /den]

V _{2.4}	proud odpadní vody před flotací pro biologickou úpravu RO_2	[m ³ /den]
V _{2.5}	proud stlačeného vzduchu pro biologickou úpravu RO_2	[m ³ /den]
V _{2.6}	proud odpadní vody po flotaci pro biologickou úpravu RO_2	[m ³ /den]
V _{2.7}	proud kalu z flotace pro biologickou úpravu RO_2	[m ³ /den]
V _{2.8}	objemový průtok retentátu RO_2	[m ³ /den]
V _{2.9}	objemový průtok permeátu RO_2	[m ³ /den]
V _{2.10}	proud odpadní vody před vstupem do UV lampy RO_2	[m ³ /den]
V _{2.11}	proud odpadní vody vystupující z UV lampy RO_2	[m ³ /den]
V _{3.1}	přítok odpadní vody stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.2}	proud koagulantu stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.3}	proud flokulantu stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.4}	proud odpadní vody před flotací stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.5}	proud stlačeného vzduchu stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.6}	proud odpadní vody po flotaci stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.7}	proud kalu z flotace stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.8}	proud stlačeného vzduchu do SBR stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.9}	proud odpadní vody z SBR stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.10}	proud kalu z SBR stávající technologie	[m ³ /den]
V _{3.11}	odvod odpadní vody do kanalizace stávající technologie	[m ³ /den]
365*V ₁	roční spotřeba vody	[m ³ /rok]
Δp _i	tlaková ztráta průchodem membránou	[bar]
ρ _{ap}	sypná hustota flokulantu	[g/m ³]
ρ _k	sypná hustota koagulantu	[g/m ³]
η _{EV3/13}	účinnost čerpadla EV 3/13	[%]
η _{EV3/14}	účinnost čerpadla EV 3/14	[%]
η _{EV3/29}	účinnost čerpadla EV 3/29	[%]
η _{EV6/33}	účinnost čerpadla EV 6/33	[%]
η _{SBR}	účinnost odstranění CHSK	[%]
τ	čas	[s]
Zkratka	Název	
Al(OH) ₃	hydroxid hlinitý	
Al ₂ (SO ₄) ₃	síran hlinitý	
AOX	adsorbovatelné organické vázané halogeny	
BEP	Break Even Point (čes. bod zvratu)	
BSK	biologická spotřeba kyslíku	
BSK ₅	biologická spotřeba kyslíku za 5 dní	
Ca(OH) ₂	hydroxid vápenatý	
CCF	kumulativní tok hotovosti za období životnosti technologie	
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index	
CFF	cross-flow filtration (čes. křížový tok)	
CHSK	chemická spotřeba kyslíku	

CHSK _{Cr}	chemická spotřeba kyslíku dichromanovou metodou
CIP	Clean-In-Place (čes. čištění na místě)
CO ₂	oxid uhličitý
CSTR	Completely Stirred Tank Reactor (čes. reaktor s plně promíchanou nádrží)
ČOV	čistírna odpadních vod
D	dialýza
DEF	dead-end filtration (čes. filtrace do mrtvého bodu)
DNA	deoxyribonukleová kyselina
ED	elektrodialýza
EDI	elektrodeionizace
EIA	Environmental Impact Assessment (čes. posouzení vlivu [stavby] na životní prostředí)
EL	extrahované látky
EO	ekvivalentní obyvatel
EU	Evropská Unie
FBR	Fluidized-Bed Reactor (čes. reaktor s fluidním ložem)
FeCl ₃	chlorid železitý
Fe ₂ (SO ₄) ₃	síran železnatý
FJ	snímání průtoku
FOG	fat, oil and grease (čes. tuk, olej a mastnota)
HDPE	high-density polyethylene
IPMA	International Project Management Association (čes. mezinárodní sdružení národních asociací projektových manažerů)
IPPC	Integrated Prevention Pollution and Control (čes. Integrovaná prevence a omezování znečištění)
KČOV	kořenová čistírna odpadních vod
KFF	koagulace, flokulace, flotace
KIS	spínání ventilu na základně časového programu a ukazování času
KS	spínání ventilu na základě časového programu
LJC	snímání a regulace hladiny
MaR	měření a regulace
MD	membránová destilace
ME	membránová elektrolýza
MF	mikrofiltrace
MWCO	molecular weight cut-off (čes. velikost nejmenší částice ve vztahu k molekulové hmotnosti, kterou je membrána schopna zachytit)
N	nerez
N _{celk.}	celkový dusík
NF	nanofiltrace
NL	nerozpuštěné látky
N – NH ₄ ⁺	amoniakální dusík
OPEX	Operating Expense (čes. provozní náklady)
OV	odpadní voda
P _{celk.}	celkový fosfor
PE	polyethylen
pH	potential of hydrogen (čes. vodíkový exponent)
PJ	snímání tlaku

PN	tlak v potrubí
PS	spínání ventilu při zadáním tlaku
PTFE	polytetrafluorethylen
PVC	polyvinylchlorid
P&ID	Piping and Instrumentation Diagram (čes. strojně technologické schéma)
P-FJ	snímání tlaku a průtoku
RNA	ribonukleová kyselina
RO	reverzní osmóza
ROI	Return on Investment (čes. návratnost investice)
RO_1	typ provozu, kde všechna OV je upravována pomocí RO membrán
RO_2	typ provozu, kde všechna mycí OV je upravována pomocí RO membrán
RSS	Rubber Seed Shell (čes. chemicky aktivované uhlí z plodů gumovníku)
SBR	sequence bench reactor
SP	stavební povolení
TN	total nitrogen (čes. celkové množství dusíku)
TOC	total organic carbon (čes. celkový organický uhlík)
TP	total phosphorus (čes. celkové množství fosforu)
TS	total solids (čes. celkový obsah pevných látek)
TSS	total suspended solids (čes. celkové množství suspendovaných látek)
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket (čes. reaktor s kalovým ložem a vnitřním separátorem biomasy)
UF	ultrafiltrace
UNESCO	United Nations Educational, Scientific and Cultural Organization (čes. Organizace OSN pro vzdělání, vědu a kulturu)
UV	ultraviolet (čes. ultrafialové)
ÚŘ	územní řízení

SEZNAM OBRÁZKŮ

Obrázek 1.1: Využití plnotučného mléka v EU v roce 2014 [45]	13
Obrázek 1.2 Vývojový diagram zpracování mléka [3].....	14
Obrázek 1.3: Rozdělení spotřeby vody v mlékárenském průmyslu [9].....	17
Obrázek 2.1: Různé způsoby čištění odpadních vod v mlékárenském průmyslu [12]...	20
Obrázek 2.2:Fyzikálně-chemické čištění odpadní vody pomocí koagulace a flokulace [18]	21
.....	
Obrázek 2.3: Typické uspořádání kořenové čistírny odpadních vod [21].....	23
Obrázek 2.4: Schéma aktivačního procesu [23]	25
Obrázek 2.5: Schéma biol filtru [46]	25
Obrázek 2.6: Schéma rotačního biofilmového reaktoru [25]	26
Obrázek 2.7: Schéma anaerobního filtru v vzestupném režimu provozu [27]	27
Obrázek 2.8: Schéma reaktoru s granulovanou biomasou [47].....	28
Obrázek 2.9: Schéma anaerobního reaktoru s fluidním ložem [27]	29
Obrázek 2.10: Schéma procesu elektrokoagulace [49].....	30
Obrázek 2.11: Schéma anaerobního hybridního digestoře [27]	33
Obrázek 2.12: Princip membránového procesu	33
Obrázek 2.13: Struktura membrán [42]	34
Obrázek 2.14: Rozdělení membráno podle velikosti pórů [42].....	35
Obrázek 2.15: Schéma filtrace v režimu DEF a CEF. R_C – odpor filtračního koláče; R_M – odpor membrány; J – tok permeátu [44]	36
Obrázek 2.16: Charakteristika závislosti toku membránou na čase u běžné membránové separace a v případě použití zpětného toku permeátu.....	37
Obrázek 2.17: Tlakově řízené membránové procesy pro úpravu vody znázorňující částice účinně zachycené membránou, velikost póru a trans-membránový tlak [51].....	38
Obrázek 2.18: Princip osmózy a reverzní osmózy [56].....	39
Obrázek 3.1: Poplatek z jednotlivého znečištění [66]	42
Obrázek 4.1: Dodavatelský systém s jedním vyšším dodavatelem „na klíč“ – EPC kontrakt [63].....	47
Obrázek 5.1: Proudové technologické schéma úpravy celkové OV	51
Obrázek 5.2: Proudové technologické schéma úpravy OV s SBR.....	54
Obrázek 5.3: toky hotovosti, kumulativní toky hotovosti a finanční metriky pro RO_1	73
Obrázek 5.4:toky hotovosti, kumulativní toky hotovosti a finanční metriky pro RO_2	73
Obrázek 5.5: P&ID schématu zapojení RO membrán u provozu RO_1	75

SEZNA TABULEK

Tab. č. 2.1: Porovnání koagulačních činidel pro různé typy mlékárenských vod [17]	22
Tab. č. 2.2: Účinnost kořenových čistíren v ČR [21]	24
Tab. č. 2.3: Výhody a nevýhody elektrokoagulace [31][48]	31
Tab. č. 2.4: Rozdělení membránových procesu podle hnací síly [42]	34
Tab. č. 2.5: Příklady membránových úprav používaných pro recyklaci vody a jejich výkonost v mlékárenském průmyslu, upraveno z [1]	41
Tab. č. 3.1: Emisní limity pro vypouštění mlékárenských odpadních vod do vod povrchních [67]	43
Tab. č. 5.1: Složení celkové a mycí odpadní vody	48
Tab. č. 5.2: Výsledné složení OV po koagulaci, flokulaci a flotaci	49
Tab. č. 5.3: Dávkování koagulantu, flokulantu	52
Tab. č. 5.4: Hmotnostní bilance celkové odpadní vody	53
Tab. č. 5.5: Hmotnostní bilance mycí odpadní vody	53
Tab. č. 5.6: Hmotnostní bilance OV SBR	55
Tab. č. 5.7: Složení celkové OV po reverzní osmóze	56
Tab. č. 5.8: Rozdělení pracovních a mycích cyklů a jejich doba trvání	57
Tab. č. 5.9: Souhrn provozních nákladů původní ČOV	60
Tab. č. 5.10: Souhrn investičních nákladů pro RO_1	63
Tab. č. 5.11: Výpočet investičních nákladů pro RO_2	65
Tab. č. 5.12: Souhrn výpočtů provizních nákladů pro RO_1	69
Tab. č. 5.13: Výpočet provozních nákladů pro RO_2	70
Tab. č. 5.14: Výpočet provozních nákladů SBR	71
Tab. č. 5.15: Souhrn investičních a provozních nákladů	72
Tab. č. 5.16: Význam použitých zkratk u P&ID	74
Tab. č. 5.17: Matice pravděpodobnosti a dopadu [64]	77
Tab. č. 5.18: Úroveň pravděpodobnosti [64]	77
Tab. č. 5.19: Kvalitativní a kvantitativní analýza rizik pro případ RO_1	78
Tab. č. 5.20: Ošetření rizik	79
Tab. č. 5.21: Popis úkolů v Ganttovém diagramu	80

SEZNAM PŘÍLOH

Příloha č.1. Strojně technologické schéma provozu RO_1