



VŠCHT PRAHA

VŠCHT Praha | Ústav chemického inženýrství | Ústav ekonomiky a managementu



VŠCHT PRAHA

XVIII. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Sborník mikrokonference

Praha 2023



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

XVIII. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ



**ÚSTAV
CHEMICKÉHO INŽENÝRSTVÍ**



**Ústav ekonomiky a managementu
VŠCHT PRAHA**

EDITORŮ: T. Čmelíková, F. Rejl

Praha 2023

KONZULTANTI PROCESNÍCH PROJEKTŮ

TECHNICKÉ ŘEŠENÍ

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Ing. Lukáš Valenz, Ph.D.

Ing. Jan Haidl, Ph.D.

Ing. Mária Zedníková, Ph.D.

Ing. Vladislav Nevoral, Ph.D.

EKONOMICKÉ A MANAŽERSKÉ ASPEKTY

doc. Ing. Lenka Švecová, Ph.D.

Ing. Dana Strachotová, Ph.D.

ZADAVATELÉ PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Casale Project, a.s.

Lovochemie, a.s.

ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.

Plzeňský Prazdroj, a.s.

Spolana, s.r.o.

Spolchemie, a.s.

SYNTHOS Kralupy, a.s.

Zentiva Group, a.s.

EDITORI

Ing. Tereza Čmelíková

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Za obsah příspěvků odpovídají jejich autoři.

Copyright © Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2023

ISBN 978-80-7592-160-4 (pdf)

ISBN 978-80-7592-159-8 (brož.)

PODĚKOVÁNÍ

Za spolupráci a konzultace děkujeme zástupcům zadavatelů procesních projektů panu Ing. V. Babukovi (SYNTHOS Kralupy, a.s.), Ing. M. Bittnerovi, Ph.D. (Plzeňský prazdroj, a.s.), Ing. V. Lamblovi (Spolana, s.r.o.), Ing. Z. Mühlhauserovi (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.), Ing. M. Němečkovi (Spolana, s.r.o.), Ing. O. Peškovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.), Ing. P. Sedlákoví (Zentiva Group, a.s.), Ing. P. Svobodovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.), Ing. J. Tlustému (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.), Ing. J. Tovaryšové (Plzeňský Prazdroj, a.s.) a Ing. P. Ulbrichtovi (Lovochemie, a.s.).

ÚVODNÍ SLOVO

Obhajoby Procesních projektů se konají na závěr stejnojmenného předmětu absolvovaného studenty 2. ročníku magisterského studia oboru Chemické inženýrství a bioinženýrství. V letošním XVIII. ročníku byli součástí čtyř až pětičlenných týmů budoucích chemických inženýrů také studenti 1. magisterského ročníku Ústavu ekonomie a managementu absolvující předmět *Projektové řízení* či *Reálné projekty v odborné praxi*. Procesní projekty se tak stávají čím dál komplexnější a věrnější simulací reálných projektů. Kromě propracovaného technického řešení se studenti zabývají také např. analýzou rizik, interakcí s legislativou, zhodnocením ekonomičnosti, vytvořením zjednodušené projektové charty (sestavení harmonogramu, rozdělení rolí v týmu, dodefinování zadání a cílů projektu ve spolupráci se zástupcem zadavatele). Samozřejmě nic není hned a samo od sebe, a tak i tato, v rámci VŠCHT Praha víceméně raritní spolupráce dvou ústavů, bude potřebovat čas na vývoj a optimalizaci.

Po několika letech bylo výjimečně zadání jednoho z projektů převzato z dřívější průmyslové spolupráce ÚCHI. Projekt tak měl jen konzultanta z řad vyučujících oproti ostatním osmi projektům, které byly řešeny v přímé spolupráci se zástupcem průmyslového zadavatele a s podporou konzultanta z VŠCHT Praha.

Editor

OBSAH

ORLEN UNIPETROL RPA - Optimalizace jednotky ETBE v rafinerii Kralupy (D. Horký, L. Kamenský, K. Nyklíčková, K. Odehnalová, Z. Tomiška, M. Pechar)	6
PLZEŇSKÝ PRAZDROJ - Energetická bilance hvozďení zeleného sladu ve sladovně Prazdroj (T. Šulc, K. Cajthamlová, P. Fatka, T. Hamsová, L. Pilíková, D. Egrová)	12
SYNTHOS - Zvýšení účinnosti trigenerace (J. Duras, T. Hodná, M. Šnor, A. Leskourová)	18
SPOLANA - Posouzení vlivu provozních podmínek na likvidaci benzenu a TCE chlorací EDC ze sekce štěpení EDC v R102 (J. Svoboda, A. Bouz, L. Kubičková, J. Trnka, L. Večerková, K. Amineva)	24
SPOLCHEMIE - Absorpce chloru (P. Hnídek, F. Keller, J. Kopenec, P. Šmejkal)	30
PLZEŇSKÝ PRAZDROJ - Optimalizace procesu hvozďení (Z. Semerád, D. Schimon, O. Šimůnek, M. Večeřa, T. Zheleznyak, M. Drahník)	36
CASALE PROJECT - Design of liquid storage (K. Jerhotová, A. Hojgrová, M. Polák, V. Škopek, A. Verčimák, K. Kleinová)	42
ZENTIVA - Navržení systému zachytu emisí z výroby Kilolabu (Z. Briki, E. Pazderková, T. Semlerová, A. Sklenář, K. Martynova)	48
LOVOCHEMIE - Náhrada zdroje chladu v jednotce pro úpravu vzduchu výrobní ledku vápenatého (A. Horák, L. Babánová, Z. Hlavačková, J. Kotek, J. Kouba, M. Smoleň)	54

Příspěvek I

OPTIMALIZACE JEDNOTKY ETBE V RAFINERII KRALUPY

Řešitelé: Bc. David Horký
Bc. Lukáš Kamenský
Bc. Kateřina Nyklíčková
Bc. Klára Odehnalová
Bc. Zbyněk Tomiška
Ing. Matouš Pechar - ÚEM

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Zdeněk Mühlhauser (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.)
Ing. Jiří Tlustý (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.)

Zadavatel: ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.,
O. Wichterleho 809, Kralupy nad Vltavou 278 01



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



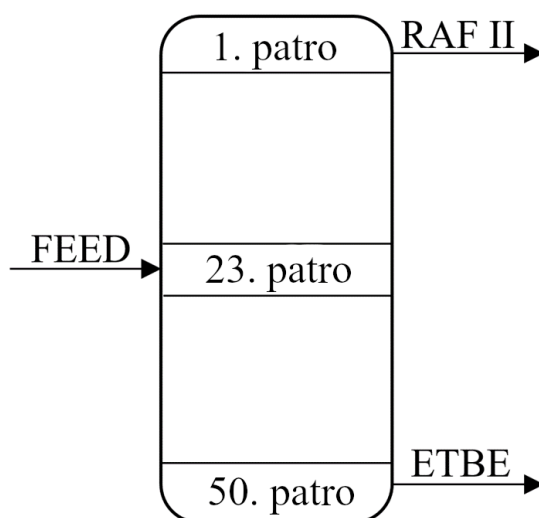
ÚVOD

Rafinérie v Kralupech nad Vltavou spadá do vlastnictví ORLEN Unipetrol a zabývá se zpracováním ropy, výrobou pohonných hmot a širokým spektrem dalších petrochemických produktů. Historie této rafinérie sahá až do 70. let minulého století. V současné době zpracovává téměř třetinu ropy na území České republiky.

Součástí rafinérie v Kralupech nad Vltavou je také ETBE jednotka, produkující etyl-tercbutyl éter (ETBE), který se používá zejména jako aditivum do benzínu. Jedná se o aditivum zvyšující oktanové číslo. Na rozdíl od dříve používaného MTBE (metyl-tercbutyl éter) je ETBE méně těkavý a také lépe mísitelný s benzinem. Z toho důvodu se v současné době rafinérie zabývá pouze produkcí ETBE.

POPIS TECHNOLOGIE

Samotná výroba ETBE probíhá v systému průtočných reaktorů, kde vzniká reakcí i-butanu a etanolu. Za reaktory je umístěna rektifikační kolona C-301 (**Obr. 1**), kde probíhá separace vzniklého ETBE a oddělení dalších složek reakční směsi. Kolona je přibližně 30 m vysoká a obsahuje 50 pater, přičemž na 23. patro je veden nástřik (FEED). Jako **destilát** z kolony odchází **Rafinát II** (RAF II) tvořen převážně **C4 uhlovodíky** a v menší míře **etanolem**. **Patou** kolony odchází proud **ETBE**, který obsahuje zejména ETBE a v menším zastoupení i další složky.



Obr. 1: Zjednodušené schéma kolony C-301 (číslování pater odpovídá Aspen Plus)

MOTIVACE

Rafinát II běžně obsahuje 1 - 3 hm. % etanolu, což znemožňuje jeho efektivní využití. Hlavním problémem je přítomnost organického kyslíku (právě ve formě etanolu). Organický kyslík ztěžuje například zpracování Rafinátu II v etylenové jednotce, neboť jeho přítomnost může způsobit velmi rychlé zapolymerování této jednotky. Odstraněním etanolu z Rafinátu II by se tento proud velmi zhodnotil.

CÍL

Cílem projektu je ověření možnosti snížení hmotnostního zlomku etanolu v Rafinátu II pomocí vhodně umístěného bočního odtahu azeotropické směsi (etanol a C4 frakce). Prvním krokem je simulace reálného stavu kolony pomocí dostupných dat. Druhým krokem je pomocí této simulace usoudit, zda existuje vhodné místo v koloně pro umístění bočního odtahu. Prokáže-li se, že je boční odtah vhodným řešením, třetím krokem je optimalizace celého systému se snahou co nejvíce snížit hmotnostní zlomek etanolu v Rafinátu II.

ŘEŠENÍ

ROVNOVÁŽNÁ DATA

Pro vytvoření spolehlivé simulace kolony bylo nezbytné využívat co nejpřesnější termodynamický popis chování kolony. Byl zvolen model NRTL, neboť ve svých datových bankách obsahoval nejvíce dat o binárních rovnováhách kapalina-pára dílčích složek. Z těchto datových bank byly vybrány (dle počtu regresních bodů a odchylek od regresní křivky) ty nejlepší datové sety pro popis binárních rovnováh. Rovnováhy bez datového setu byly odhadnuty softwarem metodou UNIFAC.

PROVOZNÍ DATA

O potřebná data od průmyslového partnera bylo zažádáno na základě analýzy poskytnutých P&ID schémat a výkresů. Rovněž byla poskytnuta detailnější data potřebných charakteristik C-301 kolony z operátorského manuálu. Data o materiálových prouděch (průtoky, teploty, tlaky, složení) v celé jednotce byla poskytnuta pro několik dnů, ze kterých byl vybrán den s co nejvíce stabilními hodnotami – 28. 9. 2022 (referenční den). Průmyslovým partnerem byla také

poskytnuta data z místních měřáků, která však sloužila pouze pro hrubou kontrolu správnosti simulace.

MODEL

V softwaru *Aspen Plus* byl pro referenční den vytvořen simulační model kolony C-301 s parametry odpovídajícími reálnému zařízení. Pro počáteční model byl použit robustní model *Rate-Based*, který však pro naše účely vykazoval vysokou složitost a nižší schopnost konvergence. Dále byl proto používán výhradně méně robustní ovšem stabilnější model *Equilibrium*, který byl rozšířen o hodnoty účinností pater vypočítaných *Rate-Based* modelem. Následně byl zlepšován termodynamický popis modelu vhodnějším výběrem datasetů pro popis binárních rovnováh. Tím vznikl tzv. zlepšený model s optimalizovanou kombinací datasetů, který věrohodně simuloval hodnoty složení výstupních proudů z reálného zařízení v Unipetrolu (**Tab. 1**). Vytvořením spolehlivého modelu byla splněna první část zadání a bylo přikročeno k ověření možnosti snížení hmotnostního zlomku etanolu bočním odtahem.

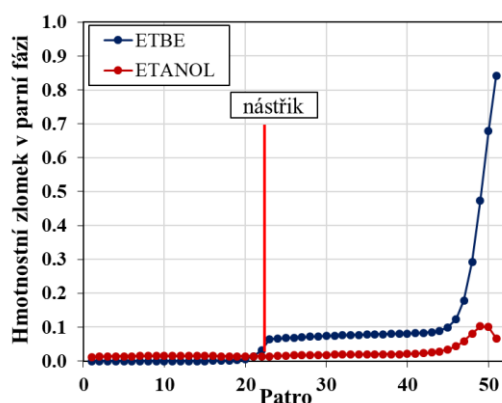
Tab. 1: Porovnání složení Rafinátu II. z Unipetrolu, zlepšeného a počátečního modelu

teplota (°C)	Unipetrol 51,2	zlepšený model 50,6	počáteční model 50,2
složka	hmotnostní zlomek		
n-buten	0,2972	0,2987	0,2995
t-buten	0,1168	0,1133	0,1134
etanol	0,0148	0,0116	0,0090
n-butan	0,1146	0,1159	0,1119
c-buten	0,0643	0,0477	0,0481
i-buten	0,0617	0,0698	0,0699
ETBE	0	$4,01 \cdot 10^{-11}$	$3,41 \cdot 10^{-11}$

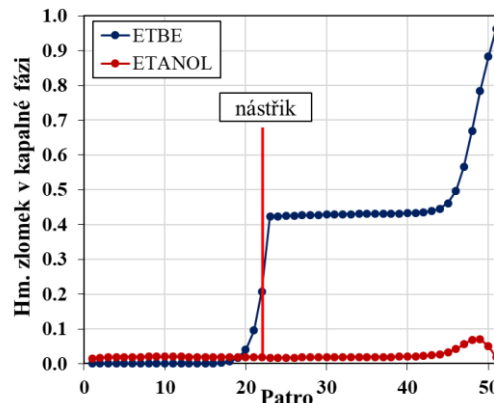
BOČNÍ ODTAH

Při řešení možnosti realizace bočního odtahu byla provedena analýza koncentračního profilu podél kolony v kapalně a plynné fázi (**Obr. 2, Obr. 3**). Z analýzy vyplynulo, že koncentrační profil etanolu je v horní části kolony příliš plochý, tudíž se zde nenachází vhodné místo pro umístění bočního odtahu. Nepatrné zvýšení hmotnostního zlomku etanolu se nachází přibližně na 49. patře, ovšem umístění bočního odtahu v tomto místě by nedávalo smysl. V bočním odtahu by

odcházelo i významné množství ETBE. Předpoklad nevhodnosti řešení problému bočním odtahem byl ověřen simulací v *Aspen Plus*.

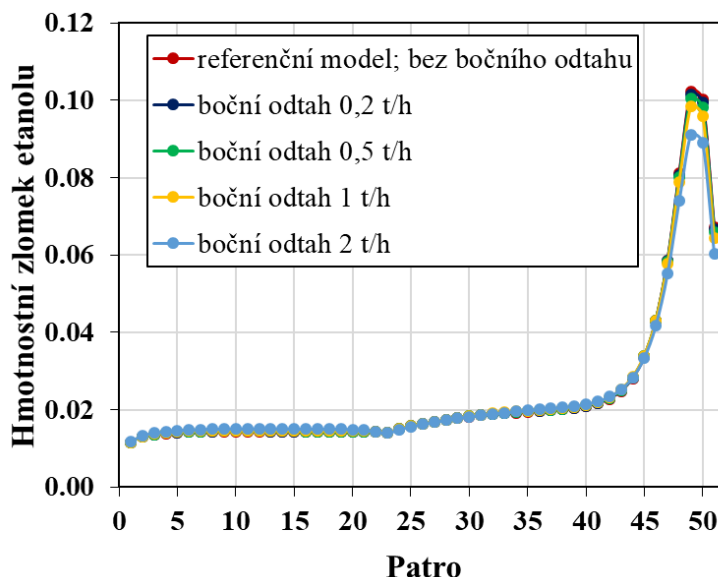


Obr. 2: Koncentrační profil etanolu a ETBE v parní fázi



Obr. 3: Koncentrační profil etanolu a ETBE v kapalně fázi

Boční odtah byl umístěn na 15. patro (poloha měla zanedbatelný vliv) a jeho hodnota průtoku se pohybovala v rozmezí 0,2 – 2 t/h (**Obr. 4**), přičemž původní hodnota toku Rafinátu II byla 13,5 t/h. Byl také analyzován vliv změny dalších parametrů kolony na hmotnostní zlomek etanolu v Rafinátu II. Změna průtoku Rafinátu II, čili změna hmotnostní bilance, neměla na zlomek etanolu vliv (etanol tedy není v Rafinátu II vázán bilančně).



Obr. 1: Vliv toku bočním odtahem na koncentrační profil etanolu

Zvýšení refluxního poměru přibližně 40x vykazovalo snížení zlomku na třetinu původní hodnoty, ovšem procesně je taková optimalizace nevýhodná. Počet pater kolony měl zanedbatelný vliv na obsah etanolu v Rafinátu II.

ZÁVĚR

Destilát ETBE jednotky (Rafinát II) obsahuje běžně přibližně 1 - 3 hm. % etanolu. Případné odstranění etanolu by celou výrobu zhodnotilo nejen ekonomicky, ale i procesně. Cílem projektu proto bylo ověření možnosti významného snížení obsahu etanolu v Rafinátu II a to pomocí vhodně umístěného bočního odtahu směsi uhlovodíky - etanol. V simulačním softwaru *Aspen Plus* byla vytvořena simulace popisující reálný stav průmyslové kolony. Následně byly analyzovány koncentrační profily v koloně za účelem najít v koloně vhodné místo pro umístění bočního odtahu. Z analýzy vyplynulo, že v koloně se takové místo nenachází, což bylo potvrzeno i následnou simulací kolony s bočním odtahem, kdy byl potvrzen jeho zanedbatelný vliv na hmotnostní zlomek etanolu v Rafinátu II. Na základě našeho modelu se boční odtah nejeví jako možné řešení. Následně bylo provedeno několik analýz vlivu změn parametrů kolony na zlomek etanolu v Rafinátu II. Při změně toku Rafinátu II (změna bilance) byl pozorován malý vliv na hmotnostní zlomek etanolu, oproti tomu při výrazném zvýšení refluxního poměru došlo k přibližně trojnásobnému snížení zlomku, otázkou však byla ekonomická a procesní vhodnost řešení. Zvýšení počtu pater kolony nemělo významný vliv na množství etanolu. Bylo také navrženo několik dalších možností řešení, například vypírka etanolu vodou, optimalizace reaktorů před kolonou, či hluboké podchlazení vystupujícího Rafinátu II, kdy při teplotách pod -45 °C docházelo v simulacích k tvorbě druhé (etanolové fáze) a snížení etanolu v uhlíkaté fázi. Poslední jmenované řešení by však z ekonomického hlediska bylo patrně velmi nevýhodné.

Příspěvek II

ENERGETICKÁ BILANCE HVOZDĚNÍ ZELENÉHO SLADU VE SLADOVNĚ PRAZDROJ

Řešitelé: Bc. Tomáš Šulc
Bc. Kristýna Cajthamlová
Bc. Petr Fatka
Bc. Tereza Hamsová
Bc. Lucie Pilíková
Bc. Denisa Egrová - ÚEM

Konzultanti: Ing. Mária Zedníková, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Milan Bittner, Ph.D. (Plzeňský Prazdroj, a.s.)

Zadavatel: Plzeňský Prazdroj, a.s. U Prazdroje 64/7, Plzeň 30 100



ÚVOD

Ve sladovně Plzeňského Prazdroje probíhá první fáze výroby piva – sladování ječmene. Proces sladování lze rozdělit na tři základní kroky. Nejprve dochází k máčení dovezeného ječmenného zrna, jehož cílem je zvýšit obsah vody v zrně. Následuje fáze klíčení, po které získáme tzv. zelený slad, který je v posledním kroku vysoušen. Této poslední fázi říkáme hvozdění. Z hlediska energetické náročnosti a ekonomických nákladů je tento proces nejvýznamnější. Cílem hvozdění je snížit obsah vody v zrně až na konečnou vlhkost pohybující se okolo 5 %. K sušení sladu se v Prazdroji využívá ohřátý proudící vzduch.

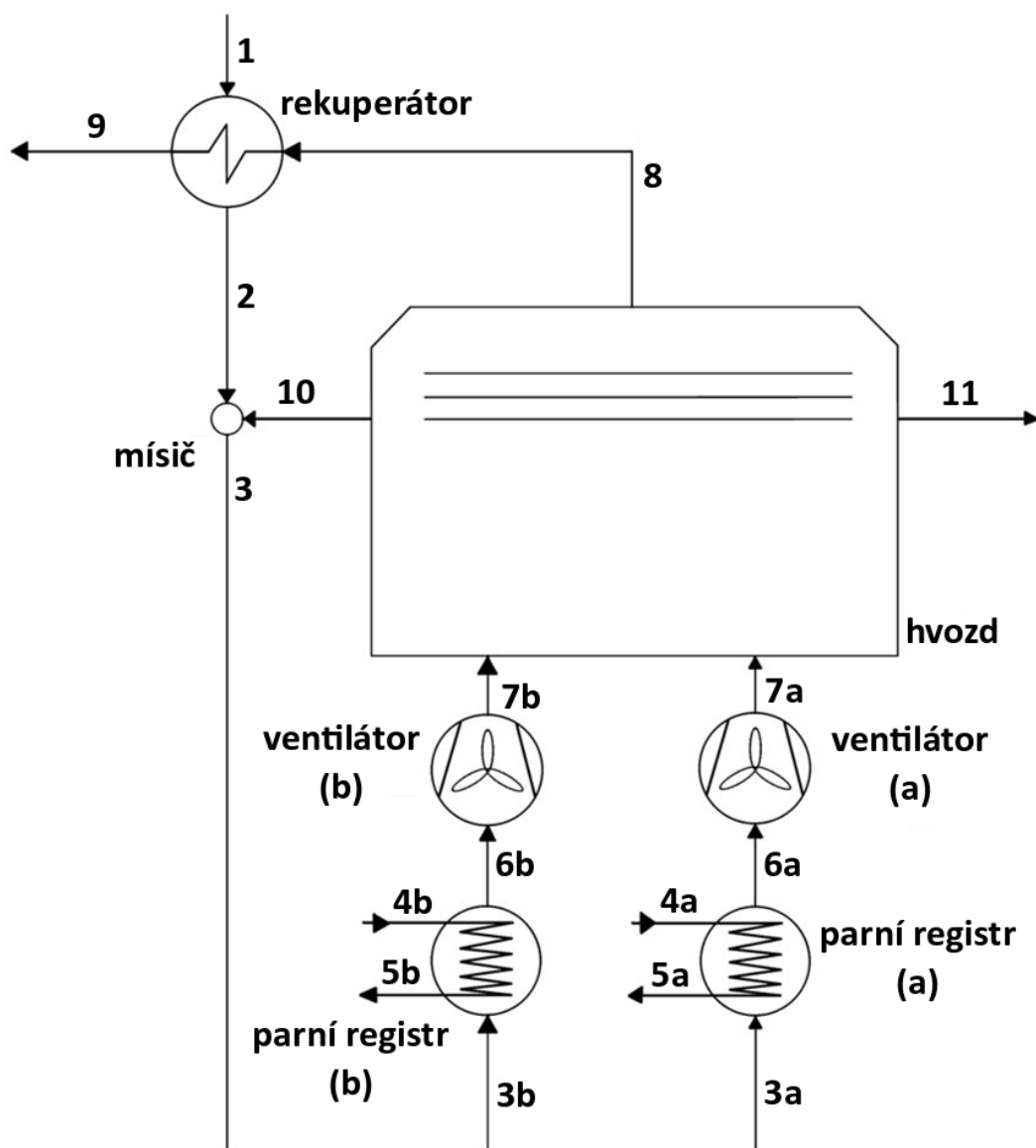
Cílem projektu bylo pochopit a navázat na znalosti předchozích dvou prací, které se zabývaly problematikou hvozdění. Dále bylo cílem pokusit se zdokonalit matematický model procesu hvozdění, především entalpické bilance jednotlivých kroků. Jelikož se již vytvořený model předchozích skupin zabývá pouze hvozdem 2, dalším cílem projektu byla aplikace modelu na všechny tři hvozdy, které se ve sladovně nacházejí. Na závěr bylo cílem zakomponovat do modelu otevírání větrací klapky, která ve stávajícím modelu nebyla zahrnuta.

POPIS TECHNOLOGIE

Celý proces hvozdění probíhá v zařízení zvaném hvozd. Na lísku je nastřena vrstva namočených ječmenných zrn, která je sušena proudícím horkým vzduchem. Vzduch vstupuje do hvozdu zvenku přes rekuperátor, kde je částečně předeřhříván pomocí odcházejícího vzduchu z prostoru nad lískou. Z rekuperátoru proudí vzduch k parním registrům, kde dochází k jeho ohřevu párou na požadovanou teplotu. Následně je hnán pomocí jednoho nebo dvou ventilátorů umístěných přímo pod roštem. Horký vzduch vstupuje do hvozdu nastřenou vrstvou zeleného sladu a vzniklý vlhký vzduch vystupuje přes rekuperátor ven (viz **Obr. 1**).

Během procesu hvozdění je také možné použít recirkulační, nebo větrací klapku. Obě klapky se nacházejí vedle sebe v prostoru nad lískou. Recirkulační klapka umožňuje cirkulovat ohřátý vzduch nad vrstvou sladu zpět do procesu, což vede k úspoře spotřeby páry v parním registru. Tato klapka se využívá až v druhém

období sušení, kdy vzduch již není zcela nasycený vodními parami. Větrací klapka se využívá v letních měsících, kdy je venkovní teplota vyšší než teplota nad lískou. Při otevření větrací klapky odchází velká část vzduchu nad lískou ven z budovy a zbytek do rekuperátoru. Můžeme tím získat jak úsporu tepelné energie, tak i snížit znečištění rekuperátoru.



Obr. 1: Bilancované uzly; 1 – rekuperátor, 2 – mísič, 3 – hvozd, 4 – parní registr

Na závěr hvozdění je nutné slad zchladit, aby nedošlo ke snížení kvality a zhoršení některých parametrů. K tomu se využívá prvek umístěný u paty hvozdu zvaný

chladicí klapka. Tímto prvkem je vysušený slad ochlazen venkovním vzduchem na teplotu okolo 55 °C.

ŘEŠENÍ A VÝSLEDKY

Při řešení zadaného projektu jsme model vytvořený v předchozích projektech rozšířili o parametry pro zbylé hvozdy, které se ve sladovně nacházejí. Provedli jsme automatizaci v podobě načítání vstupních parametrů z excelovského souboru, který obsahuje naměřená a procesní data z vybraných sekvenčních kroků hvozdění pro vybranou šarži. Mezi vstupní parametry, které je zapotřebí zadat do modelu, řadíme **teplotu a vlhkost venkovního vzduchu, sekvenční krok, výšku nastírky, číslo hvozdu, otevření/zavření recirkulační a větrací klapky**.

V již vytvořeném modelu byl hmotnostní průtok vzduchu nastaven na konstantní hodnotu 3 500 kg/min. Naším cílem bylo ověřit správnost odhadu a případně provést zlepšení predikce celého modelu. V prvním kroku jsme se zaměřili na měření rychlosti proudění vzduchu v průběhu hvozdění v Prazdroji. Pro měření nám byl zapůjčen anemometr se sondou na principu žhaveného drátku. S rychlostí proudění byl měřen také průřez, kterým vzduch v průběhu každého měření protékal. Tento údaj byl získán pomocí laserového dálkoměru. Druhým krokem bylo ověření správnosti experimentálního určení průtoku suchého vzduchu z provozních dat. Hodnoty pro ověření byly získány na základě vytvořené materiálové bilance hvozdu. Výsledné průtoky vzduchu vypočtené z výsledků měření v Prazdroji se bohužel výrazně neshodovaly s výsledky získanými pomocí bilance, ani s prvotním odhadem použitým už v předešlém modelu. Oproti oběma zmíněným údajům se tyto výsledky lišily téměř dvojnásobně, a proto byly do modelu použity hodnoty získané z bilance (viz **Tab. 1**).

Tab. 1: Hmotnostní průtoky vzduchu jednotlivých hvozďů použité v modelu

	H1	H2	H3
$\dot{m}_B$ [kg/min]	3480	3770	4390

Další rozšíření modelu hvozdění se týkalo rekuperátoru. Došlo k úpravě výpočtů výstupních teplot v II. období sušení, čímž se zpřesnil i výpočet tepla potřebného

na ohřev vstupního vzduchu. Mezi další vylepšení modelu lze zařadit i rozšíření o výpočty výstupních teplot během inverzního stavu, který může nastat v letním období, kdy je venkovní teplota vyšší než teplota nad lískou. Následující úprava byla zaměřena na výpočet účinnosti parního registru. Z podílu tepla získaného vzduchem a tepla dodaného párou jsme zjistili přibližnou hodnotu účinnosti parního registru, která je pro každý hvozď jiná.

Dále byl matematický model zdokonalen zakomponováním větrací klapky. Z entalpické bilance rekuperátoru jsme určili parametr β , který jsme zavedli jako **poměr** hmotnostního toku **vzduchu**, který **vstupuje do rekuperátoru** vůči **celkovému** hmotnostnímu toku **vzduchu hvozdem** (viz Tab. 2). Zavedený parametr nabývá hodnoty **0**, pokud veškerý vzduch z lísky je odváděn ven větrací klapkou a hodnoty **1**, pokud jde veškerý vzduch do rekuperátoru. Došlo tak ke zlepšení reálnosti celého procesu hvozdění. Větrací klapka má za úkol vypouštět vzduch z lísky a snížit tak množství vzduchu, které jde do rekuperátoru během období inverze teplot nastávajícího v letních měsících.

Tab. 2: Parametr větrací klapky jednotlivých hvozdů použitý v modelu

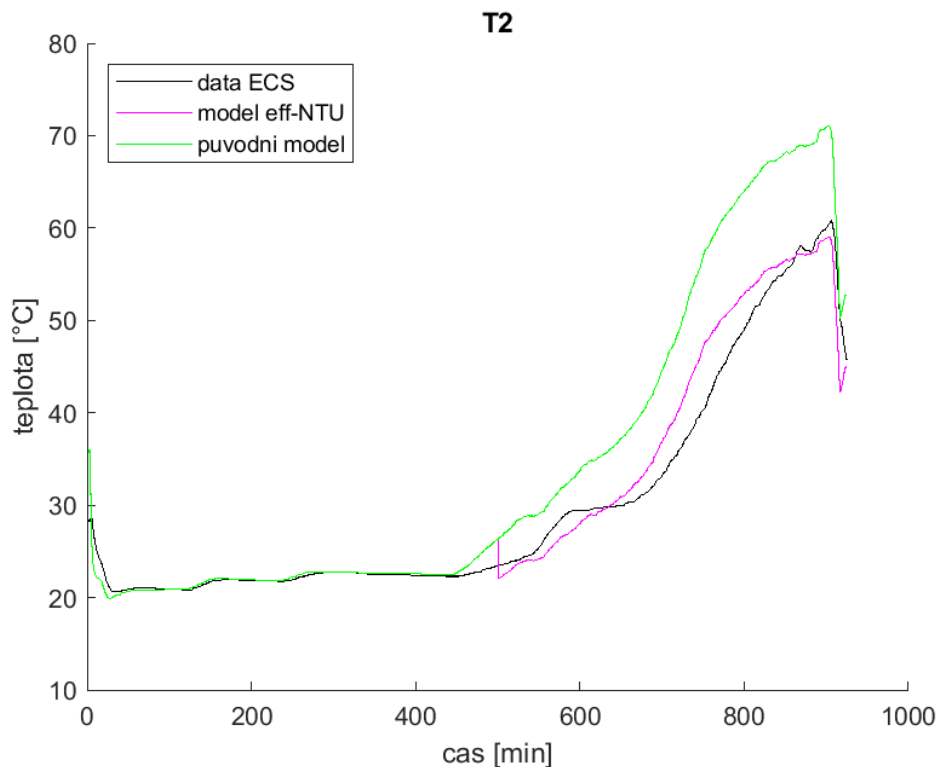
	H1	H2	H3
β [-]	0,731	0,695	0,500

Poslední částí projektu byla také ekonomická analýza, která byla zaměřena především na analýzu úspory energie otevíráním větrací klapky. V některých případech bylo zjištěno, že správně načasované otevření větrací klapky může ušetřit až okolo 500 000 Kč na hvozdu.

ZÁVĚR

Cílem naší práce bylo optimalizovat a zdokonalit již existující matematický model procesu hvozdění. Podařilo se nám rozšířit model na všechny tři hvozdy a zároveň zjednodušit spuštění pomocí automatizace načítání vstupních parametrů z excelovské tabulky pro vybranou šarži. Dále jsme určili hodnoty hmotnostních toků vzduchu ve všech hvozdech a zpřesnili jsme výpočty teplot proudů vystupujících z rekuperátoru v období otevřené recirkulační klapky (viz teplota proudu **2** na Obr. 2), čímž se zpřesnil i výpočet tepla. Model jsme také rozšířili

o výpočty výstupních teplot během inverzního stavu a zavedli jsme funkci větrací klapky. Na závěr jsme vytvořili analýzu úspory energie otevíráním větrací klapky.



Obr. 2: Výstupní teplota z rekuperátoru vypočtená původním (zelená) a upraveným (růžová) modelem a jejich porovnání s naměřenými hodnotami (černá) pro šarži 418 na Hvozdu 1

Příspěvek III

ZVÝŠENÍ ÚČINNOSTI TRIGENERACE

Řešitelé: Bc. Jan Duras
Bc. Tereza Hodná
Bc. Marek Šnor
Bc. Aneta Leskourová - ÚEM

Konzultanti: Ing. Jan Haidl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Václav Babuka (SYNTHOS Kralupy, a.s.)

Zadavatel: SYNTHOS Kralupy, a.s.,
O. Wichterleho 810, Kralupy nad Vltavou 278 01

ÚVOD

V areálu chemických výrob společnosti Synthos Kralupy a. s. se nachází podniková teplárna společnosti Tamer Invest s.r.o. Ta je založena na principu trigenerace, tzn. dochází ke kombinované výrobě **elektřiny**, **tepla** v podobě topné páry a **chlada**. Výroba elektřiny probíhá na dvou parních turbínách a plynové turbíně.

Motivací k vypracování projektu je snaha o optimalizaci tepelného cyklu těchto energetických zařízení, případně integrace nového zařízení pro využití nízkoenergetického zbytkového tepla spalín pro ohřev jiné komodity.

CV - chladicí voda

ZP - zemní plyn

SP - spaliny

VZ - vzduch

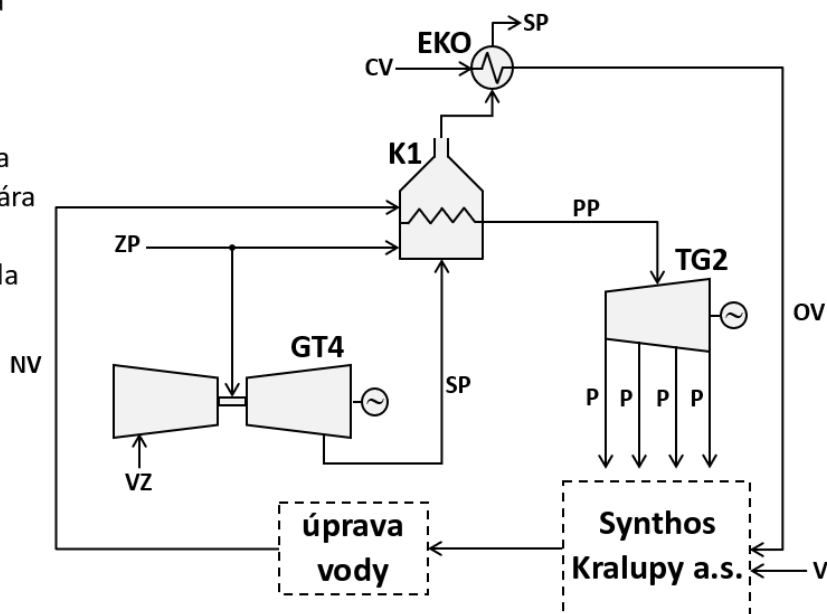
PP - přehřátá pára

P - odtahovaná pára

OV - ohřátá voda

NV - napájecí voda

V - voda



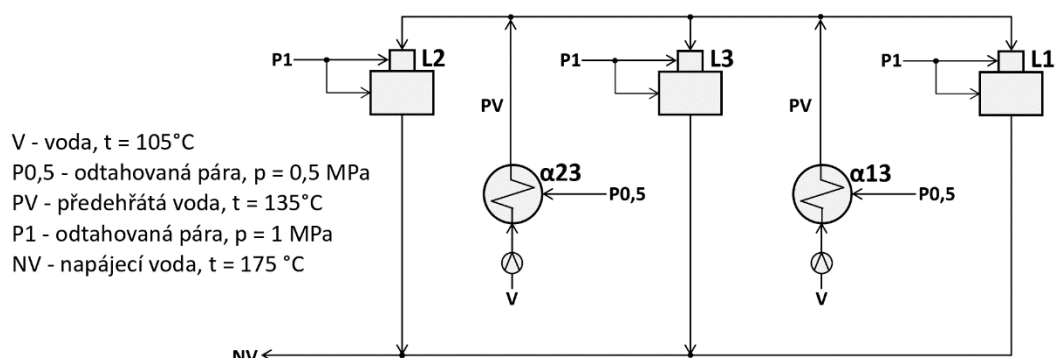
Obr. 1: Zjednodušené schéma podnikové teplárny a tepelného oběhu

Při postupu řešení projektu jsme vycházeli ze zjednodušeného schématu (viz **Obr. 1**). Spalování zemního plynu probíhá v **plynové turbíně GT4** a v **parních kotlích K1, K3 a K4**. Kompresor turbíny nasává atmosférický vzduch, který stlačí na tlak 1,87 MPa a teplotu cca 420 °C. Ve spalovací komoře dojde ke vstřiku zemního plynu, který se v přebytku stlačeného vzduchu spálí. Proud spalín roztáčí rotor turbíny, čímž se pohání kompresor a zároveň generátor elektrické energie. **Plynová turbína dodává 32 MW elektrické energie pro potřebu teplárny.**

Z turbíny jsou spaliny odváděny spalínovodem do přetlakového kotle **K1**. V něm dochází ke spalování zemního plynu se spaliny z plynové turbíny a k tvorbě **přehřáté páry** o tlaku 9,6 MPa a teplotě 545 °C, která vstupuje do **parních turbín TG1 a TG2**. Z protitlaké turbíny **TG1** jsou odtahovány páry o tlaku 3,5 MPa a 1 MPa. Protitlaká turbína **TG2** má čtyři odtahy – páry o tlacích 3,5 MPa, 1 MPa, 0,5 MPa a 0,25 MPa. **Každá turbína produkuje 33 MW elektrické energie.**

Spaliny odcházející z kotle putují do **ekonomizéru**, tepelného výměníku, ve kterém je chladicím médiem voda. Výstupní ohřátá voda poté odchází do vodního oběhu a ochlazené spaliny o teplotě 180 °C jsou spalínovodem odvedeny do komína.

Odtahované páry jsou použity v technologiích chemických výrob. Výstupní **ohřátá voda** z ekonomizéru se dostává do vodního oběhu, který doplňuje ještě další voda, o teplotě 105 °C a po úpravě se používá jako napájecí voda do kotlů. Úprava se sestává z **dvoustupňového odplynění** a současného **ohřevu** na teplotu 175 °C (viz **Obr. 2**). V prvním kroku úpravy vstupuje voda do dvou nepřímých tepelných výměníků, kde je teplotním médiem pára o tlaku 0,5 MPa, a výstupem je voda o teplotě 135 °C. Ta poté vstupuje na odplynění do odplyněváků **L1, L2 a L3** (přímé tepelné výměníky), ve kterých je teplotním médiem pára o tlaku 1 MPa. Výstupem je 175°C voda, která vstupuje jako napájecí voda do parních kotlů.



Obr. 2: Schéma dvoustupňového odplynění a současného ohřevu vody před vstupem do kotle

ŘEŠENÍ

V současném uspořádání odchází z podniku spaliny o teplotě 180 °C, pro které by v podniku bylo i nadále potenciální využití jejich zbytkového tepla.

$$\dot{Q}_{spaliny} = \dot{m}_{spaliny} \cdot c_{p,spaliny} \cdot \Delta t = 5\,403\,304,36 \text{ W} \cong 5,4 \text{ MW} \quad (1)$$

K ohodnocení tepla spalin jsme využili předpoklad, že bychom spaliny chladili na teplotu 110 °C.

VYUŽITÍ TEPLA SPALIN V ABSORPČNÍM CHLAZENÍ

První možností využití spalin bylo chlazení vzduchu před vstupem do soustavy plynové turbíny. Chlazením bychom byli snížili objem vstupního vzduchu (ze stavové rovnice ideálního plynu), a tím snížili i potřebnou práci ke kompresi, W . Jako nejefektivnější způsob chlazení jsme vybrali absorpční jednotku se systémem amoniak – voda.

$$W = \dot{n} c_{vm}^0 (T_2 - T_1) \quad [\text{J s}^{-1}] \quad (2)$$

Průměrná roční práce s uvažováním proměnlivé venkovní teploty odpovídá 132 886 MWh. S tím jsme porovnali kompresní práci s uvažováním, že celoročně budeme chladit vstupní vzduch o max. 20 °C. Výsledky ukázaly, že při chlazení je kompresní práce potřeba o přibližně 10 000 MWh/rok méně. Zchlazení vstupu by ale způsobilo i ochlazení výstupu z kompresoru, což by vedlo k nedostatečné teplotě spalin z plynové turbíny k tvorbě páry v kotli. Ke kompenzaci by bylo nutné zvýšit množství paliva ve spalovací komoře, čímž by se efektivně anulovala veškerá potenciální úspora, a proto jsme tuto možnost dále neuvažovali.

VYUŽITÍ TEPLA SPALIN K PŘEDEHŘEVU NAPÁJECÍ VODY KOTLŮ

Další možností k využití spalin se nabízelo nahrazení páry o tlaku 0,5 MPa využívané k přehřevu napájecí vody do kotle. Vstupní voda má teplotu 105 °C a aktuálně jsou využívány dva výměníky pro ohřev vody na 135 °C, kde každý z těchto výměníků spotřebovává 8 t/h přehřáté páry o tlaku 0,5 MPa a teplotě 175 °C. Ideálním výsledkem by bylo nahrazení veškerého množství této páry. K výpočtu tepla dodávaného touto parou jsme využili výparnou entalpii, jelikož v daných výměnících dochází ke kondenzaci páry.

$$\dot{Q}_{\text{para}} = \dot{m}_{\text{para}} \cdot (c_{p,\text{para}} \cdot \Delta t + \Delta h_{\text{vyp}}(152^\circ\text{C})) = 9\,710\,508 \text{ W} \cong 9,71 \text{ MW} \quad (3)$$

Při porovnání tepla páry s teplem spalin jsme došli k závěru, že není možné zcela nahradit oba dosavadní výměníky. Jsme schopni nahradit alespoň jeden novým

výměníkem, kde bychom jako teplotnosné médium využili spaliny. Jednalo by se tak o ušetření 8 t/h 0,5MPa páry.

Jako uspořádání nového výměníku jsme zvolili výměník se žebrovaným svazkem. Vybrali jsme série paralelních potrubí, na které budou umístěna žebra kruhového průřezu. Zvolili jsme žebra o průměru 0,065 m a vzdálené od sebe 2,5 mm. Vnitřní průměr potrubí byl zvolen 0,05 m a vnější průměr na 0,052 m. K výpočtu jsme si vyjádřili plochu jednoho žebra, volnou vnější plochu a celkový povrch. Po stanovení Reynoldsova a Prandtlova kritéria jsme dle následující kritériální rovnice dopočítali Nusseltovo kritérium, kde A_o je vnější plocha výměníku a A_t je plocha potrubí bez žeber.

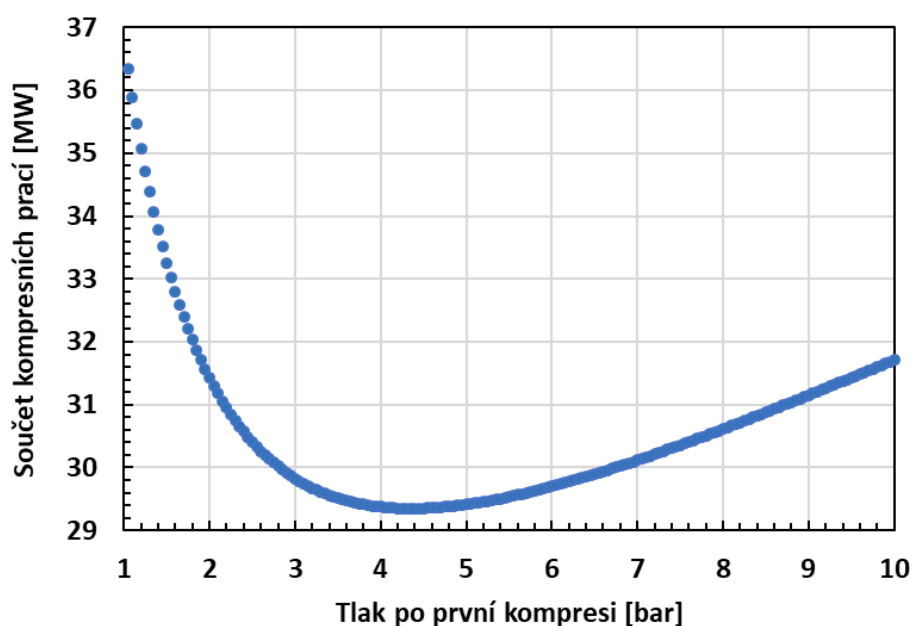
$$Nu = 0,22 \cdot Re^{0,6} \cdot \left(\frac{A_o}{A_t}\right)^{-0,15} \cdot Pr^{1/3} \quad (4)$$

Pro vyjádření koeficientu přestupu tepla na straně vody byla využita Dittusova-Boelterova korelace a po vyhodnocení koeficientu prostupu tepla jsme stanovili celkovou teplosměnnou plochu výměníku. Pro předání již zmíněného tepla spalin by tento výměník musel být konstruován s teplosměnnou plochou 262,3 m².

ZAPOJENÍ INTERCOOLINGU

Jelikož absorpční chlazení by nepřineslo ve výsledku žádné zvýšení účinnosti soustavy kompresor - plynová turbína, rozhodli jsme se zkusit zařadit dvoustupňový intercooling. Jedná se o soustavu, kdy před původní kompresor jsme zařadili chladič a před něj opět kompresor. V této soustavě jsme sledovali, jak se sníží celková práce ke kompresi vzduchu při dvou krocích, mezi kterými je vzduch chlazen na původní teplotu.

Při dvoustupňové kompresi dochází evidentně ke snížení potřebné práce, nejvíce pokud by v našem zapojení byl tlak po první kompresi v rozsahu 4 - 4,5 bar. Minimum nastává pro hodnotu 4,35 bar a kompresní práce dosahuje hodnoty pouze 29,35 MW. Při jednostupňové kompresi práce nabývá hodnot až 36,8 MW. V celkovém vyčíslení potenciálních úspor však bude třeba zahrnout náklady na chlazení.



Obr. 3: Graf závislosti kompresní práce na tlaku po první kompresi

ZÁVĚR

K využití zbytkového tepla spalin o hodnotě 5,4 MW jsme uvažovali následující možnosti.

Při využití tepla v absorpčním chlazení s úvahou celoročního chlazení by došlo k ušetření cca 10 000 MWh energie, avšak to by vedlo ke snížení teploty spalin a následným komplikacím v kotli, kde by nebyl dostatek energie pro výrobu páry. Došlo tedy k zavrnutí této možnosti.

Využití tepla k nahrazení výměníků využívajících páru a použít místo ní spaliny se ukázalo jako optimální možnost. Při této variantě by šlo nahradit pouze jeden z těchto výměníků kvůli malému množství spalin. Ke konstrukci byl navržen výměník se žebrovaným svazkem o teplosměnné ploše 262,3 m².

Poslední možnost byla zvýšit účinnost pomocí intercoolingu místo absorpčního chlazení. Při dvoustupňové kompresi by došlo ke snížení kompresní práce až o cca 7 MW. V této variantě však nebyla zařazena energie ke chlazení, která tyto úspory sníží, a pro potenciální využití by bylo třeba tuto možnost podrobněji rozebrat.

Příspěvek IV

POSOUZENÍ VLIVU PROVOZNÍCH PODMÍNEK NA LIKVIDACI
BENZENU A TCE CHLORACÍ EDC ZE SEKCE ŠTĚPENÍ EDC V R102

Řešitelé: Bc. Jan Svoboda
Bc. Adam Bouz
Bc. Lucie Kubíčková
Bc. Jan Trnka
Bc. Lucie Večerková
Bc. Karina Amineva - ÚEM

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Vojtěch Lambl (Spolana s.r.o.)
Ing. Milan Němeček (Spolana s.r.o.)

Zadavatel: Spolana, s.r.o., Práce 657, Neratovice 277 11



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



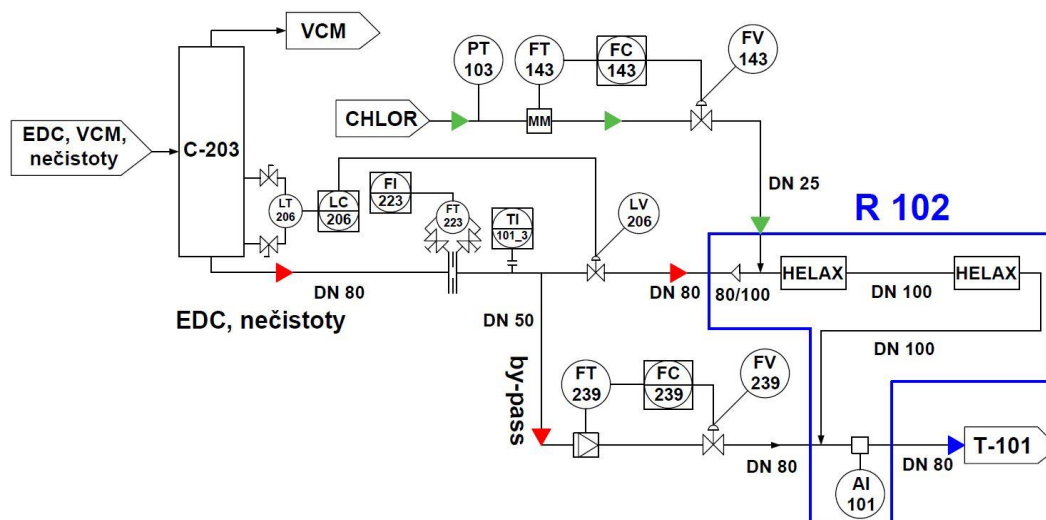
ÚVOD

SPOLANA s.r.o. je firma zabývající se mimo jiné výrobou polyvinylchloridu (PVC). Ten se získává polymerací vinylchlorid monomeru (VCM) vzniklým krakováním etylendichloridu (EDC).

Etylendichlorid (EDC) je před použitím pro výrobu vinylchlorid monomeru (VCM) třeba vyčistit od nečistot, které se do něj dostávají při jeho výrobě, či jsou přivedeny v proudu recyklovaného EDC nezreagovaného v krakovací peci. Separace nečistot probíhá na sérii destilačních kolon, tedy na základě rozdílných teplot varu vůči EDC. Některé nečistoty, zejména benzen a trichloretylen, mají však bod varu podobný a je třeba je předem nachlorovat, aby došlo k jeho zvýšení.

Zadavatel projektu SPOLANA s.r.o. k tomuto účelu využívá trubkový reaktor o délce 40 m a průměru 100 mm, doplněný by-passem (obtok části proudu mimo reaktor). Přicházející proud znečištěného EDC je tedy rozdělen na dvě části; první část prochází reaktorem, v němž reaguje s přidaným chlorem, druhá část teče mimo reaktor, oba proudy jsou následně smíseny, viz **Obr. 1**. Přestože po uvedení do provozu chlorace probíhala velice spolehlivě a nečistoty byly odstraňovány v dostatečné míře, v posledních letech byla zaznamenána akumulace benzenu v procesu. Cílem tohoto projektu je posoudit vliv provozních podmínek na chloraci nečistot v reaktoru R102 a optimalizovat je tak, aby k akumulaci nedocházelo a nečistoty byly odbourány.

Dále je nutno dodat, že od roku 2017 proběhla v procesu řada změn, které mohly mít na akumulaci nečistot vliv. Jednou z nich je odstavení elektrolýzy pro výrobu chloru, jež je nyní nakupován od externího dodavatele, a na rozdíl od chloru vyráběného dříve v podniku neobsahuje kyslík. Další pro projekt důležitou změnou je pak nastavování průtoku by-passem okolo reaktoru tak, aby nedocházelo k vibrování ventilu, jenž se časem opotřebil.



Obr. 2: PFD schéma reaktoru R-102 včetně měřicích a regulačních prvků spolu s kolonou C-203, z níž znečištěné EDC do reaktoru přitéká

ŘEŠENÍ

Jak již bylo řečeno, chlorace nečistot probíhá přidáním plynného chloru do proudu kapalného EDC, ve kterém se zcela rozpustí a za přítomnosti chloridu železitého (katalyzátor) dochází k reakci. Část proudu EDC prochází by-passem mimo reaktor, obě části jsou následně smíseny a dojde k doreagování některých nečistot. Pro popis byly uvažovány následující složky: **EDC**, **chlor**, nečistoty obsažené v EDC – **benzen**, trichloretylen (**TRI**), **chloropren**, další **nenasycené uhlovodíky** jako jedna pseudosložka, nečistota vznikající chlorací EDC – trichloreten (**TCE**).

Nutností je odstranění veškerého chloroprenu, jež jinak hrozí polymerací v procesu a tím poškozením zařízení, žádaným výstupem je potom nachlorování co největšího množství benzenu a trichloretylenu za co nejmenšího vzniku TCE. Těchto cílů bylo dosahováno optimalizací třech procesních parametrů; **množství** přidávaného **chloru**, **teploty** a **podílu průtoku přes reaktor/celkový průtok** EDC (označováno jako **dělicí poměr α**).

Pro výpočty chování reaktoru je nutné znát kinetiku probíhajících reakcí, kterou však nelze nalézt v literatuře, a proto musela být nafitována z dat poskytnutých průmyslovým partnerem. Z literatury byly přijaty dva předpoklady, které byly následně využity pro fitování – chloropren reaguje nekonečně rychle s 100% konverzí, nenasycené uhlovodíky, jejichž přesné složení a množství není známo,

neboť nejsou v EDC stanovovány, reagují také nekonečně rychle. Množství nenasyčených uhlovodíků bylo dopočítáváno z bilance chloru.

Fitovány byly parametry kinetických konstant, tedy předexponenciální faktory (A) a aktivační energie (E_a) jednotlivých reakcí, a dále řády reakcí vůči jednotlivým složkám. Fitování bylo provedeno Gaussovou-Newtonovou metodou, optimalizačním kritériem byla minimalizace čtverců odchylek výstupních koncentrací vypočtených za použití modelu reaktoru v softwaru MATLAB a skutečných naměřených hodnot pro složky: benzen, TCE, TRI. Získané parametry jsou shrnuty v **Tab. 1**, kde

$$r_1 = A1 \cdot \exp\left(-\frac{Ea1}{RT}\right) \cdot [\text{benzen}]^a \cdot [\text{Cl}_2]^b \quad (1)$$

$$r_2 = A2 \cdot \exp\left(-\frac{Ea2}{RT}\right) \cdot [\text{TRI}]^c \cdot [\text{Cl}_2]^d \quad (2)$$

$$r_3 = A3 \cdot \exp\left(-\frac{Ea3}{RT}\right) \cdot [\text{Cl}_2]^e \quad (3)$$

Tab. 1: Nafitované kinetické parametry reakcí probíhajících v reaktoru R102

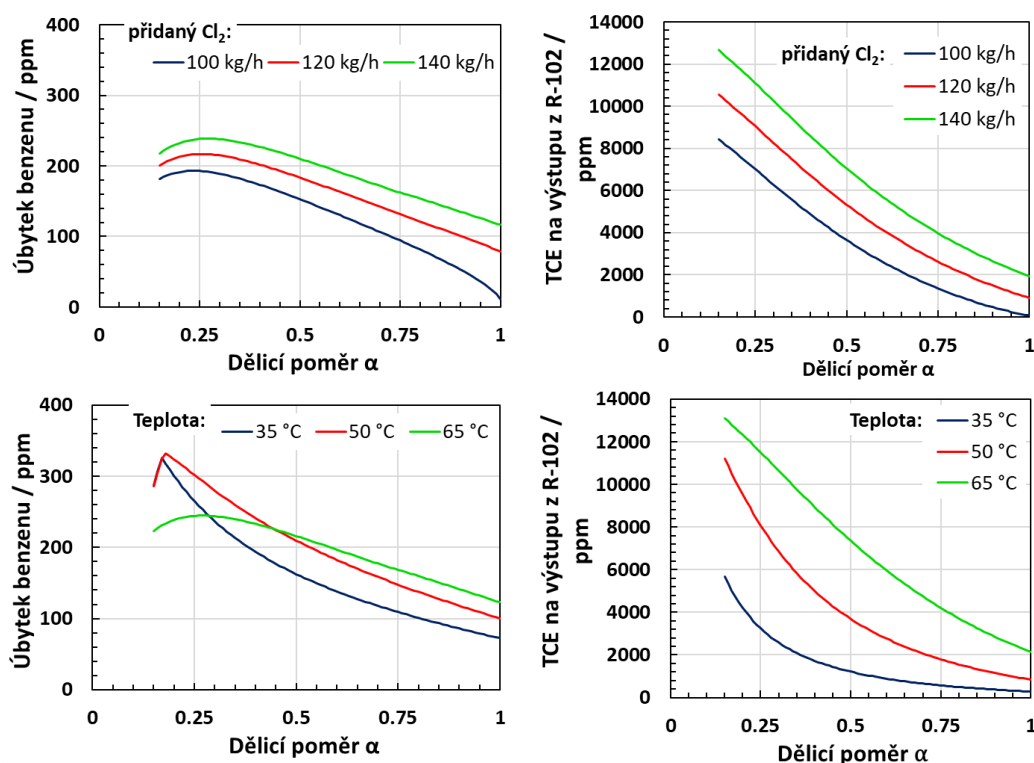
Reakce	A	E_a	Řád reakce vůči složce		
			Cl_2	benzen	TRI
r1	4,34	20,6 kJ/mol	0,60	0	-
r2	35 600	57,5 kJ/mol	0,82	-	1,26
r3	1 370 000 000	75,2 kJ/mol	1,22	-	-

Po získání kinetických parametrů bylo přistoupeno ke zkoumání vlivu tří procesních parametrů: **teplota, průtok chloru a dělicí poměr** reaktor/celkový průtok EDC na koncentrace jednotlivých nečistot na výstupu z R102. Výsledky pro benzen, jež se v současnosti nejvíce akumuluje a TCE, jehož většímu vzniku je třeba předejít, přehledně shrnují grafy na **Obr. 2a,b**.

Je patrné, že s větším množstvím přidaného chloru roste množství nachlorovaného benzenu, ale vzniká také více nežádoucího TCE. Závislost na dělicím poměru má pro úbytek benzenu patrné maximum, nastavení průtoku na tuto hodnotu však nemusí být optimální, neboť vzniká příliš mnoho TCE. Teplota ovlivňuje mnohem výrazněji vznik TCE, nežli úbytek benzenu, a je proto výhodnější pracovat při nižších teplotách okolo 35 °C. Pro TRI (graficky neznázorněno) je vliv teploty nižší

než pro TCE, ale vyšší než pro benzen, jak je patrné také z aktivační energie v **Tab. 1**.

Konkrétní optimální nastavení závisí na množství přicházejícího EDC a obsahu nečistot v něm v dané chvíli a je podrobněji popsáno v závěrečné zprávě.



Obr. 2a,b): Závislost množství nečistot odcházejících z R102 a) na dělicím poměru a přidaném množství chloru při konstantním průtoku EDC a teplotě 65°C (nahore) b) na dělicím poměru a teplotě, při konstantním průtoku EDC a přidávaném množství chloru 140 kg/h (dole).

Pro účel výpočtu optimalizovaných parametrů pro daný stav byl sestaven kód v softwaru MATLAB. Po porovnání s provozními daty zadavatele bylo zjištěno, že do roku 2018 bylo nastavení parametrů téměř shodné s námi vypočtenými optimálními podmínkami. Po tomto roce však začal být pozorován rozdíl mezi skutečným a optimálním nastavením, což patrně vedlo ke zhoršení chlorace.

Neoptimální nastavení parametrů však nemusí být jedinou příčinou zhoršení procesu. Dle dostupných informací z literatury má na chlorační reakce vliv přítomnost kyslíku ve směsi, protože tento zlepšuje selektivitu reakce na elektrofilní mechanismus (uplatňující se u benzenu a TRI) a potlačuje reakce radikálové

vychytáváním radikálů (radikálově vzniká TCE). Dříve byl kyslík přítomen v malém množství v chloru získávaném elektrolýzou v podniku, chlor v současnosti nakupovaný od externího dodavatele je čistý, bez obsahu kyslíku.

ZÁVĚR

Z výsledků optimalizace podrobněji probrané v závěrečné zprávě je patrný prostor pro zlepšení chlorace benzenu a to až o 100 ppm, budou-li upraveny procesní parametry na optimální hodnoty. Navrhovaným řešením je přenastavení průtoku by-passem opět tak, jak byl nastavován před tím, než začal ventil vibrovat. Nynější nastavení, kdy cca 80 % proudu prochází reaktorem, je třeba za současného obsahu nečistot upravit na 20 - 35 %. Není-li to vzhledem k vibrování ventilu možné, je ke zvážení jeho výměna. Je-li to možné, bylo by také výhodné nastavit nižší teplotu v reaktoru cca 30 - 40 °C. Průtok přidávaného chloru je zpravidla nastaven vhodně. Dalším faktorem, jež mohl zhoršit selektivitu reakcí, je absence kyslíku v přidávaném chloru, pro ověření této hypotézy by však bylo nutno provést v provozu experimentální přidávání malého množství kyslíku do reaktoru a sledování jeho vlivu na reakci. Návrh experimentálního ověření je rovněž obsahem závěrečné zprávy.

Příspěvek V

ABSORPCE CHLORU

Řešitelé: Bc. Petr Hnídek
 Bc. Filip Keller
 Bc. Jakub Kopenec
 Bc. Petr Šmejkal

Konzultanti: Ing. Vladislav Nevoral, Ph.D. (VŠCHT Praha)

Zadavatel: *Zadání projektu převzato z dřívější průmyslové spolupráce
VŠCHT Praha a Spolchemie, a.s.*

ÚVOD

Spolek pro chemickou a hutní výrobu SPOLCHEMIE a.s. je chemický podnik nacházející se v Ústí nad Labem. Jedná se o výrobní závod věnující se výrobě chloru, hydroxidu sodného a draselného, epoxidových pryskyřic a chemikálií, které jsou z nich odvozeny. Během procesů probíhajících ve výrobním závodě může docházet k uvolňování látek, které jsou nebezpečné pro zdraví člověka a pro životní prostředí. Úkolem tohoto procesního projektu byl návrh technologie, která bude schopná odstraňovat chlor z odplynů vzniklého předcházejícími výrobami.

Asanační jednotka funguje na principu absorbování chloru do roztoku hydroxidu sodného. Bylo požadováno, aby byla sanační jednotka schopná odstraňovat chlor na požadovanou koncentraci 3 mg/Nm^3 při dvou provozních režimech: **režim běžného provozu**, kdy musí být jednotka schopná zpracovávat $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ odplynů obsahujícího 500 kg/h chloru za teploty 35°C a atmosférického tlaku, a **režim havárie**, kdy má docházet ke zpracovávání $5000 \text{ m}^3/\text{h}$ vzdušiny obsahující 2500 kg/h chloru, opět při teplotě 35°C a atmosférickém tlaku.

Vzdušina má být sanována roztokem obsahujícím 20 hm. % hydroxid sodný, v rámci běžného provozu je požadováno, aby byla výstupní koncentrace hydroxidu sodného v rozmezí $5\text{--}12 \text{ kg/m}^3$ roztoku. V režimu havárie je požadováno, aby byla jednotka schopná sanovat chlor po dobu alespoň dvou hodin.

Během řešení procesního projektu bylo potřeba též navrhnout logiku regulace celé technologie společně s P&ID schématem, provést analýzu rizik spojených s realizací projektu a provést legislativní analýzu projektu s důrazem na ochranu zdraví, bezpečnost práce a ochranu životního prostředí.

ŘEŠENÍ

Sanace chloru je proces zajišťující bezpečný provoz závodu bez ohrožení životního prostředí, v historii tedy vznikla řada doporučení pro návrh, konstrukci a provoz takovýchto technologií. V rámci tohoto projektu byla využívána metodika vypracována organizací *World Chlorine Council*, která zajišťuje bezpečnost chlorového průmyslu.

některých látek v kapalně či plynné fázi, absorpci chloru, která je řízená přestupem hmoty v plynné fázi či zanedbání tepla vzniklého rozpouštěním chloru oproti teple vzniklého reakcemi. Rozměry kolon byly navrhovány na základě havarijního provozu, následně byla data z navrhované kolony použita pro zjištění provozních parametrů při běžném provozu. Data byla následně porovnána s daty získanými ze simulace kolony provedené v programu *Aspen Plus V12.1*.

VÝSLEDKY

Na základě bilance absorpčních kolon v havarijním stavu bylo navrženo, aby byl vnitřní průměr kolon 1,65 m. Došlo k integraci výšky plněného lože, dokud neklesla koncentrace chloru ve výstupním odplyně pod požadovanou úroveň. Požadovaná výška lože je 12 m. S ohledem na předpoklady bilance byla výška plněného lože zvýšena o 25 % na 15 m. Následně bylo provedeno zjišťování procesních parametrů při havárii. Je navrhováno, aby byla v režimu havárie kolona skrápěna 10,5 m³/h roztoku hydroxidu sodného a aby bylo recirkulováno 80 % absorpčního roztoku. Vlastnosti výstupních proudů z kolon při havárii shrnuje **Tab. 1**.

Tab. 1: Vybrané vlastnosti výstupních proudů v režimu HAVÁRIE

Vlastnost proudu	Hodnota
Teplota plynné fáze [°C]	74,5
Teplota kapalně fáze [°C]	55,6
Koncentrace chloru ve vzdušině [kg/m ³]	6,5·10 ⁻⁸
Koncentrace hydroxidu sodného v kapalně fázi [kg/m ³]	228,9
Koncentrace chlornanu sodného v kapalně fázi [kg/m ³]	399,5
Koncentrace chlorečnanu sodného v kapalně fázi [kg/m ³]	3,9

Pro bilanci kolony v běžném režimu je navrhováno, aby byla vzdušina skrápěna 1,4 m³/h absorpčního roztoku a aby bylo 65 % roztoku recirkulováno zpět do technologie. Toto uspořádání by mělo zaručovat snížení výstupní koncentrace chloru pod požadovanou úroveň i výstupní koncentraci hydroxidu sodného v požadovaných mantinelech. Vlastnosti výstupních proudů při běžném provozu jsou uvedeny v **Tab. 2**.

Pro řízení procesu je navrhováno zavedení několika měřících členů. Z těch nejdůležitějších to jsou průtokoměry na vstupech kapalně a plynné fáze, senzory měřící pH na vstupu kapalně fáze, senzor měřící koncentraci chloru na vstupu

plynné fáze a teplotní a tlakové senzory. Je doporučeno, aby bylo sledováno množství chloru na výstupu a s jeho změnami, aby docházelo ke korekci pomocí množství protékajícího roztoku hydroxidu sodného. V rámci řízení procesu je nutně požadováno, aby vždy bylo nejprve spuštěno skrápění sanačním roztokem, a až poté bylo zahájeno přivádění odplynů.

Tab. 2: Vybrané vlastnosti výstupních proudů při BĚŽNÉM PROVOZU	
Vlastnost proudu	Hodnota
Teplota plynné fáze [°C]	55,3
Teplota kapalné fáze [°C]	40,7
Koncentrace chloru ve vzdušině [kg/m ³]	$1,4 \cdot 10^{-11}$
Koncentrace hydroxidu sodného v kapalné fázi [kg/m ³]	8,6
Koncentrace chlornanu sodného v kapalné fázi [kg/m ³]	382,3
Koncentrace chlorečnanu sodného v kapalné fázi [kg/m ³]	9,0

V rámci analýzy rizik spjatých s realizací projektu a provozem technologie byly odhadnuty náklady na výstavbu technologie, provozní náklady a míry možných rizik, které se mohou objevovat během provozu. Byl vypočítán faktor zmírnění rizika, který nabývá hodnoty 0,623. Tento faktor naznačuje, že je výstavba této jednotky po finanční stránce nevýhodná, nicméně pro svou bezpečnostní funkci je tato technologie nezbytná.

Z legislativní analýzy mj. vyplývá, že pro zabránění vypouštění chloru je vhodné použít absorpčních jednotek založených na výplňových kolonách, zajistit korozivzdorné materiály, dostatečnou kapacitu pracích kapalin a zamezit srážení tuhých látek v jednotce. Dále je z legislativního hlediska potřeba zajištění záložních systémů při případném výpadku elektrické energie či jiných záložních metod pro odstraňování chloru. Navrhovaná jednotka tyto předpoklady splňuje.

ZÁVĚR

V rámci řešení tohoto procesního projektu byla navržena jednotka na zpracovávání odplynů obsahujícího chlor, pracující ve dvou režimech. Je navrhováno, aby jednotka obsahovala dvojici plněných absorpčních kolon, které by při režimu havárie fungovaly společně, a při běžném režimu by byla prováděna sanace pouze jednou z nich. Následně byla provedena bilance, na jejímž základě byly navrženy

rozměry kolon a jejich provozní parametry. Na základě navržené technologie byl sestaven měřicí a regulační obvod a popsáno řízení technologie během nájezdu a odstávky a při změně procesních parametrů při změně provozu z běžného na havarijní.

Dále byla provedena analýza rizik spjatých s projektem. Při analýze bylo zjištěno, že je realizace projektu finančně nevýhodná. Vzhledem k povaze procesu nicméně převažuje hledisko bezpečnosti a ochrany životního prostředí nad ekonomickým hlediskem. Zároveň bylo provedeno zařazení projektu do legislativního rámce. Co se týče návrhu sanační technologie, návrh splňuje náležitosti, které zákon ukládá.

OPTIMALIZACE PROCESU HVOZDĚNÍ

Řešitelé: Bc. Zbyněk Semerád
 Bc. Dominik Schimon
 Bc. Ondřej Šimůnek
 Bc. Miroslav Večeřa
 Bc. Tetyana Zheleznyak
 Bc. Matěj Drahník - ÚEM

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, Ph.D. (VŠCHT Praha)
 Ing. Jana Tovaryšová (Plzeňský Prazdroj, Nošovice)

Zadavatel: Plzeňský Prazdroj, a.s. Nošovice 238, Nošovice 739 51



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**



ÚVOD

Tento projekt se zabýval optimalizací procesu hvozdění v pivovaru Nošovice. Před použitím pro výrobu piva se ječmen roztřídí a namočí, po čemž nastává jeho klíčení. Naklíčený slad není pro vysoký obsah vody možné skladovat, proto existuje proces zvaný hvozdění. Hvozdění je sušení naklíčeného ječmene (tzv. zeleného sladu) a jeho hlavními cíli jsou snížení hmotnostního zlomku vody a zastavení biochemických a růstových pochodů v zrna. Hvozdění je velice nákladný proces z hlediska spotřeby energie.

Cílem tohoto projektu byla tedy optimalizace procesu hvozdění na základě vytvořeného matematického modelu, který co nejpřesněji popisuje hvozdění v Nošovickém pivovaru. Hlavními požadavky bylo zachování nejdůležitějších parametrů jednotlivých kroků sušení a snížení nákladů na spotřebu energie (elektriny a páry).

PROCES HVOZDĚNÍ

Pivovar Radegast má k dispozici jednolískový hvozď, jehož schéma je na **Obr. 1**. Na začátku je zelený slad nastřen na lísku v jedné 90 – 120 cm vysoké vrstvě. Nasávaný venkovní vzduch se zahřívá pomocí soustavy parních registrů a je pak ventilátorem poháněn pod lísku. Po průchodu lískou teplý vzduch nasycený vodní parou odchází přes rekuperátor, kde současně dochází k zahřátí venkovního vzduchu, který do procesu vstupuje. Tato část hvozdění je v pivovarském průmyslu nazývaná válečkování a dochází při ní k poklesu hmotnostního zlomku vody až na 10 %. Poté dochází ve hvozdu k postupnému zvyšování teploty na cca 85 °C, a následuje tzv. dotahování sladu. Během nárůstu teplot a dotahování je ze zrna odstraněna vázaná vlhkost a zastaveny veškeré jeho životní projevy. Hmotnostní zlomek vody klesá na cca 4 - 4,8 %. Zároveň se v této fázi otevírá recirkulační klapka, a vzduch je tak schopen projít procesem několikrát. Hlavním důvodem recirkulace je to, že má vzduch odcházející z lísky v této fázi již relativně vysokou teplotu a nízký obsah vody, takže se opět může použít pro sušení nastírky. Výhodou recirkulace pro podnik je úspora energie. Po dotahování je hvozď vychlazen a

ŘEŠENÍ

Při řešení projektu jsme se zaměřovali na první část hvozdění, tedy na dobu do začátku recirkulace, jelikož se v této fázi nemísí venkovní vzduch a vzduch odcházející z lísky, a navíc disponujeme pro toto období dostatkem dat. Nejprve byly vybrány reprezentativní sbírky a na nich ověřena funkčnost měřících čidel, kterými sladovna disponuje. Pro tento účel byly porovnány hodnoty relativních hmotnostních zlomků vody ve vzduchu před a za rekuperátorem, vypočítané z naměřených relativních vlhkostí a teplot vzduchu (**Obr. 2**). Hodnoty rel. hm. zlomů se shodovaly, čímž se správnost měření čidel potvrdila. Dále bylo potřeba sestavit bilanční rovnice pro výpočet průtoku vzduchu z entalpické bilance parního registru, jelikož sladovna nemá k dispozici průtokoměr. U vybraných sbírek byla také zjištěna systematická odchylka doby sušení od optimálního času uvedeného v jednotlivých recepturách. Zkrácení těchto dob by mohlo vést ke snížení nákladů spojených s energií.

Pro popis hvozdění v Nošovickém pivovaru byl modifikován již existující model hvozdění napsaný v předchozích letech v programovacím jazyce MATLAB. Pro optimalizaci koeficientů přestupu tepla a hmoty jsme zakomponovali Chilton – Colburnovu analogii do modelu.

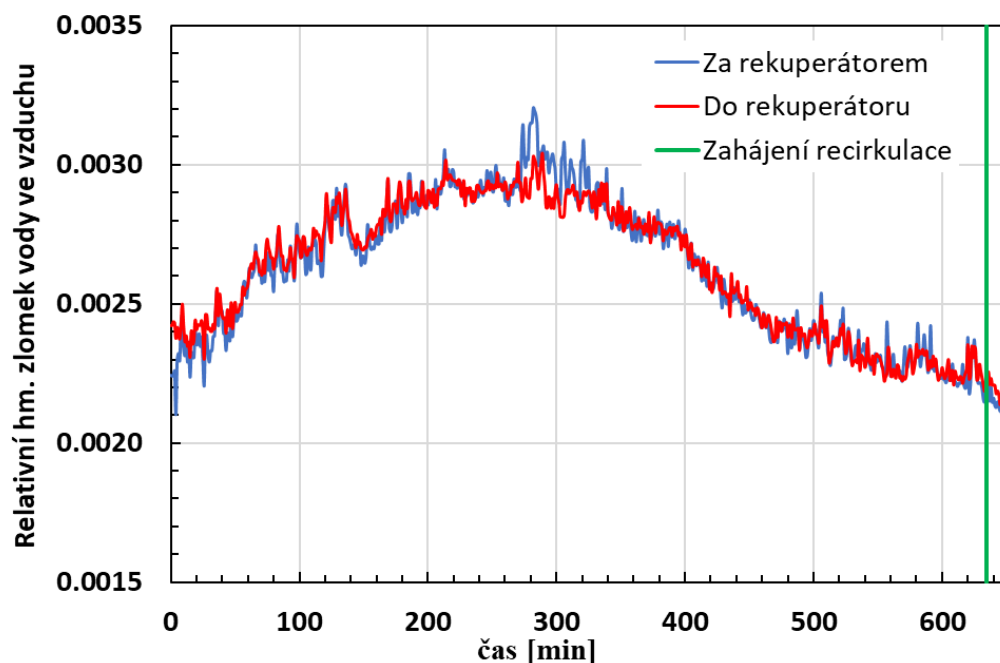
Na základě modelu byla provedena parametrická studie vlivu snížení vrstvy nastíraného sladu a zvýšení průtoku vzduchu na dobu sušení a spotřebu energie i páry.

VÝSLEDKY

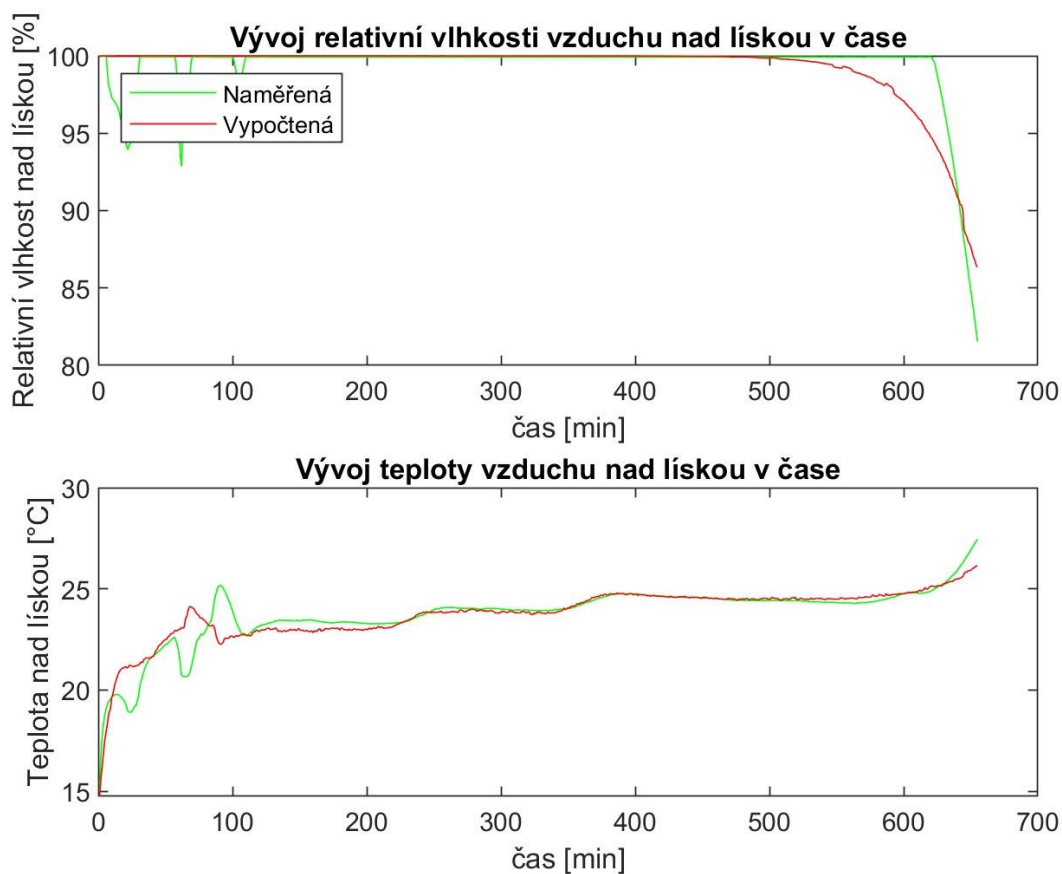
Porovnání vypočtených a naměřených hodnot teploty a vlhkosti vzduchu nad lískou po optimalizaci koeficientů přestupu je zobrazeno na **Obr. 3**. **Tabulka 1** pak zahrnuje optimální hodnoty koeficientů přestupu tepla odpovídající zobrazenému vývoji.

Tab. 1: Hodnoty optimálních koeficientů přestupu tepla

sbírka	289	299	341	602	622	648
optimální k_T [kJ °C ⁻¹ m ⁻² min ⁻¹]	2,6	3,3	2,6	1,8	3,2	1,4



Obr. 2: Závislost relativního hmotnostního zlomku vody ve vzduchu na čase



Obr. 3: Porovnání naměřených a vypočtených teplot a vlhkosti vzduchu nad lískou (sbírka 289). Zeleně – naměřená, červeně - vypočtená

Z výsledků parametrické studie vyplývá, že snížení vrstvy zkrátilo dobu sušení na požadovaný čas, ovšem došlo k výraznému snížení produkce (o 5000 t/rok). Jelikož to nebylo dostatečně vyváжено snížením spotřeby tepla, toto řešení se jeví jako nevyhovující. Při zvýšení ze současného průtoku vzduchu $62 \text{ m}^3/\text{s}$ na $90 \text{ m}^3/\text{s}$ bylo dosaženo zkrácení doby sušení na minimální čas podle receptury. Vzhledem k tomu, že současný ventilátor není schopný požadovaného výkonu dosáhnout, bylo by třeba jednotku ventilátoru vyměnit za výkonnější. Za tímto účelem byla oslovena firma ZVVZ, a. s. Milevsko a vyhodnoceny dvě možná řešení, a to kompletní výměna ventilátoru nebo pouze výměna oběžného kola a zachování vnější konstrukce. Výhodnost této investice je však ovlivněna dalšími procesy. Investice do zařízení byla odhadnuta na 3 900 500 Kč.

ZÁVĚR

Byl úspěšně vylepšen existující model hvozdění tak, aby popisoval hvozdění v Nošovické sladovně. Byly nalezeny optimální hodnoty koeficientů přestupu tepla. Parametrická studie ukázala, že jako potenciálně výhodné řešení se jeví výměna současného ventilátoru za výkonnější. Pro ověření této skutečnosti je zapotřebí v budoucnu simulovat také dobu po otevření recirkulační klapky, a tím prověřit správnost modelu.

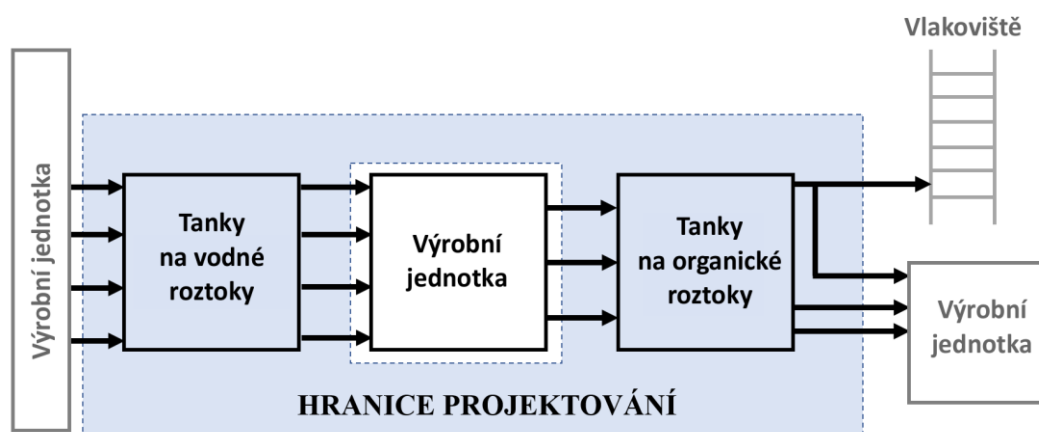
Řešitelé: Bc. Kateřina Jerhotová
 Bc. Anna Hojgrová
 Bc. Matouš Polák
 Bc. Vojtěch Škopek
 Bc. Adrian Verčimák
 Bc. Kateřina Kleinová - ÚEM

Konzultanti: Ing. Mária Zedníková, Ph.D. (VŠCHT Praha)
 Ing. Oldřich Pešek, Ph.D. (Casale Project, a.s.)
 Ing. Petr Svoboda, Ph.D. (Casale Project, a.s.)

Zadavatel: Casale Project, a.s., Sokolovská 685/136f, Praha 8, 186 00

ÚVOD

Cílem projektu Design of Liquid Storage je navrhnout tankoviště včetně potrubních sítí. Projekt se zabývá skladováním a dopravou kapalin s fyzikálními vlastnostmi demineralizované vody a nehořlavého etanolu, při teplotě okolí a s inertní atmosférou zajišťující stálý mírný přetlak (absolutní tlak 115 kPa) uvnitř tanků. V rámci projektu jsou navržena vhodná zařízení a poskytnuty jejich specifikace pro výstavbu tankoviště. Tankoviště je umístěno v Plzni v České republice a obsahuje čtyři **skladovací tanky** pro **vodné** roztoky vzdálené od výrobní jednotky 200 m a **tři dvojice skladovacích tanků** pro **organické** roztoky, vzdálené od výroby 1000 m. Potrubí je vedeno po **potrubním mostě** ve výšce 8 metrů a všechny skladovací tanky a potrubí budou před uvedením do provozu zadusíkovány. Vodné roztoky jsou vedeny z výrobní jednotky do tanku a z tanku zpět do výrobní jednotky pro další zpracování. Organické roztoky jsou vedeny obdobně, jen z jedné dvojice tanků jsou periodicky odváděny do cisterny na vlakoviště jednou za dva dny. Zjednodušené schéma návrhu tankoviště je na **Obr. 1**.



Obr. 1: Zjednodušené schéma rozsahu projektu

POPIS NÁVRHU TANKOVIŠTĚ

Jeden z klíčových úkolů je návrh rozměrů a technologického osazení tanků. Pracovní objem byl zadán projektovým partnerem jako požadavek na maximální objem kapaliny v tanku. Celkový objem tanku je určen tak, aby procesní objem zaujímal přibližně 90 % celkového objemu tanku. Je zvolen válcovitý tvar nádrží

pro všechny nádrže. Určení výšky a průměru tanků bylo provedeno v simulačním softwaru *Aspen HYSYS*, který používá normu API 650 [1].

V každé nádrži je umístěn hladinoměr. U tanků s vodnými roztoky je napojen na vstupní ventily, které uzavře, když dojde k naplnění tanku na 90 % provozní kapacity. Dále je hladinoměr napojen na čerpadla, která vypne při klesnutí hladiny pod 10 %. Tyto tanky jsou navrženy tak, aby sloužily jako zásoba pro výrobu. Regulace hladiny u tanků s organickými roztoky byla navržena tak, aby tankoviště bylo schopné pojmout veškerý produkt z výroby.

Návrh izolace a otopu tanků pro vodné roztoky byl zvolen tak, aby nedocházelo k poklesu teploty kapaliny pod 5 °C a tím se zabránilo změně skupenství a případnému poškození zařízení, zatímco u kapalně organické fáze bylo zvoleno řešení bez otopu a izolace potrubí (teplota tuhnutí etanolu je -114 °C). Výkon otopu je stanoven na základě kompenzace tepelného toku z kapaliny uvnitř tanku skrz plášť tanku nebo potrubí a izolaci do okolního prostředí. Teploměry jsou umístěny uvnitř každého tanku a signalizují naměřenou hodnotu do velínu. Pro izolaci potrubí byla použita minerální vata s tepelnou vodivostí $0,035 \text{ Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$. Tanky s vodnými roztoky jsou otápěny formou topného tělesa uvnitř každého z tanků, jímž proudí nasycená pára o specifikovaném tlaku 2 bar.

NÁVRH POTRUBNÍ SÍTĚ

Z předávacího bodu u výrobní jednotky je vedena kapalina potrubním mostem a do příslušného tanku vstupuje stropem. Výpočtem je stanoven požadovaný tlak z výroby v předávacích bodech tak, aby byla zajištěna doprava kapalin do daných tanků.

Z tanků je kapalina vedena čerpadlem (z důvodu odstávky/poruchy s redundantním čerpadlem zapojeným paralelně) do další části výrobní jednotky. Pro splnění požadavků na udržení konstantního průtoku z tanků pro vodné roztoky do výrobní jednotky je těsně před předávacím bodem zařazen redukční ventil. Jako všechna navržená zařízení, i redukční ventil je dimenzován pro tři možné případy kapacity výroby 60 % (najíždění technologie), 100 % (běžný provoz) a 110 % (rezerva)

zadaného průtoku v potrubí. Na základě tlakové ztráty v potrubí, včetně redukčního ventilu, je navržen výkon čerpadla. Za každým čerpadlem je umístěn místní tlakoměr pro kontrolu správného chodu čerpadla. Z největší dvojice tanků je periodicky odčerpáván organický produkt do vlakové cisterny namísto zpět do výroby. Na potrubí vedené z tanků organických roztoků je před vstupem do výroby umístěn průtokoměr s indikací do velínu.

Pro každý tank byl navržen systém odvodu plynné fáze v souladu s normou ČSN ISO EN 283002. Celý systém byl navržen pro nejhorší uvažované podmínky podnebí popsané v normě pro zajištění bezpečného provozu. Pro další zvýšení bezpečnosti byl přidán dýchací ventil, který zabraňuje poškození zásobníků vlivem výrazné změny tlaku. Tlak je dále regulován pomocí tlakoměru napojeného na redukční ventil na potrubí dusíku na vstupu do tanku [2].

Dalším cílem práce bylo dodat strojně technologická schémata celého tankoviště. Schémata vybraného tanku **TA** s vodným roztokem a dvojice tanků **TE1**, **TE2** s etanolovým roztokem jsou na **Obr. 2**. Obsahují rovněž zapojení čerpadel, instrumentaci a řízení jednotlivých armatur.

ZÁVĚR A VÝSLEDKY

Cílem projektu bylo navrhnout tankoviště a potrubní síť pro skladování a dopravu čtyř typů roztoků charakterizovaných demineralizovanou vodou a tří typů kapalin charakterizovaných nehořlavým etanolem, vše pod inertní atmosférou s mírným přetlakem. Byl sestaven časový plán projektu a projektová charta, provedena analýza rizik a soulad s legislativou. V souhrnné **Tab. 1** je k dispozici přehled výsledků získaných během řešení projektu.

ZDROJE

[1] API 650 Welded tanks for oil storage. 13 ed.; American Petroleum Institute (API): Washington, D.C, 2020.

[2] ČSN ISO EN 28300 Naftový, petrochemický a plynárenský průmysl - Odvzdušňování/odplyňování skladovacích zásobníků provozovaných při atmosférickém nebo nízkém tlaku. ČSN: 2009.

Tab. 1: Souhrn výsledků návrhu tankoviště a potrubní sítě

	Tanky		Vodné roztoky				Etanolové roztoky		
	Parametr	Jednotky	TA	TB	TC	TD	TE1, TE2	TF1, TF2	TG1, TG2
Tank	Celkový objem	m ³	166,7	300	55,5	33,3	556	225,5	111
	Pracovní objem	m ³	150	270	50	30	500	200	100
	Průměr tanku	m	5,25	6,4	3,6	3	7,8	5,7	4,6
	Výška tanku	m	7,82	9,5	5,42	4,6	11,7	8,6	6,8
	Tloušťka izolace tanku	m	0,08	0,08	0,08	0,08	-	-	-
	Otop tanku	-	ANO	ANO	ANO	ANO	NE	NE	NE
	Výkon otopu tanku (T _{okolí} = -25 °C)	kW	28,60	34,75	19,78	16,57	-	-	-
	Maximální průtok páry (T _{okolí} = -25 °C)	kg/h	46,76	56,81	32,34	27,09	-	-	-
Kapalina	Objemový průtok	m ³ /h	12	30	8	4	40	20	10
	Tlak v tanku	kPa	115	115	115	115	115	115	115
	Tlak z výroby	kPa	148,1	154,3	150,1	135,5	300,4	474,4	200,3
	Požadovaný tlak do výroby	kPa	400	300	600	500	300	400	250
	Průměr potrubí - kapalina DN	-	65	100	50	40	100	65	65
	Délka potrubí	m	200	200	200	200	1000	1000	1000
	Výkon čerpadla do výroby	kW	1,48	2,70	1,60	0,60	4,77	4,13	0,84
	Tloušťka izolace - potrubí kapalina	m	0,03	0,03	0,03	0,03	-	-	-
	Výkon otopu potrubí (T _{okolí} = -25 °C)	kW	2,29	3,09	1,94	1,69	-	-	-
	Výkon otopu - recykl (T _{okolí} = -25 °C)	kW	0,17	0,22	0,14	0,13	-	-	-
Dusík	Tlak zdroje dusíku	kPa	500	500	500	500	500	500	500
	Tlak před redukčním ventilem	kPa	488,92	489,55	483,88	478,59	485,73	475,85	479,78
	Délka potrubí	m	200	200	200	200	1000	1000	1000
	Maximální průtok dusíku	m ³ /h	43,673	81,3	18,545	10,327	145,64	62,845	31,09
	Průměr potrubí - dusík DN	-	50	65	32	25	65	50	40
Odplyn	Maximální průtok odplynu	m ³ /h	43,673	81,3	18,545	10,327	145,64	62,845	31,09
	Průměr potrubí - odplyn DN	-	100	100	50	40	125	100	80
	Otop a izolace	-	ANO	ANO	ANO	ANO	ANO	ANO	ANO

Obr. 2: a) Strojně technologické schéma tanku TA pro vodný roztok W1; b) Strojně technologické schéma dvojice tanků TE1, TE2 pro organický roztok E1. MaR: červená = teplota, zelená = tlak, modrá = průtok, žlutá = hladina.

Příspěvek VIII

NAVRŽENÍ SYSTÉMU ZÁCHYTU EMISÍ Z VÝROBY KILOLABU (SPREJOVÁ SUŠÁRNA)

Řešitelé: Bc. Zina Briki
Bc. Eliška Pazderková
Bc. Tereza Semlerová
Bc. Adam Sklenář
Bc. Kateryna Martynova - ÚEM

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Pavel Sedlák, (Zentiva Group, a.s.)

Zadavatel: Zentiva Group, a.s.,
U Kabelovny 130, Dolní Měcholupy, Praha 10, 102 37

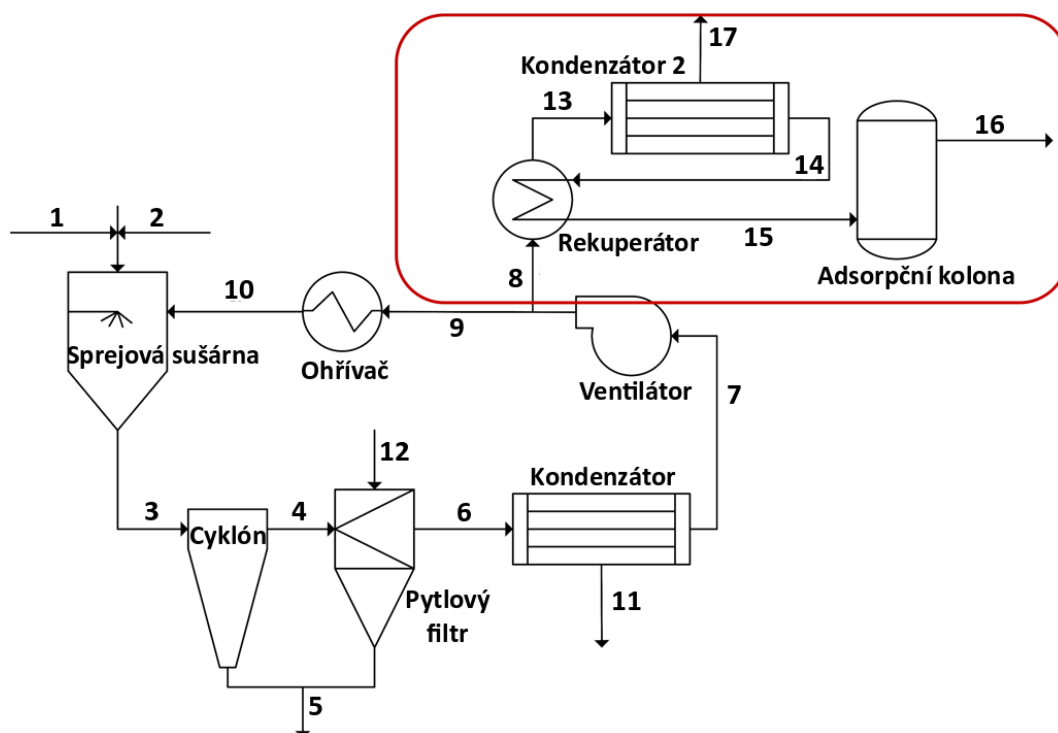


ÚVOD

Projekt se zabýval návrhem systému záchytu emisí z okruhu sprejového sušení pro společnost Zentiva Group a.s. Cílem bylo navrhnout efektivní způsob, kterým bude přечиšťována plynná směs dusíku a dalšího rozpouštědla tak, aby byla splněna Vyhláška č. 415/2012 Sb. (Vyhláška o přípustné úrovni znečišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší). Přítomnými rozpouštědly jsou dichlormethan a methanol.

POPIS SYSTÉMU A NAVRŽENÉ ŘEŠENÍ PROBLÉMU

Systém sprejového sušení v podniku Zentiva se skládá z několika bloků jednotkových operací, jehož zjednodušené schéma, včetně proudového propojení, je znázorněno na **Obr. 1**.



Obr. 1: Schéma systému sprejového sušení s návrhem navazujících operací pro přечиštění proudu 8.

Prvním blokem je samotná **sprejevací sušárna**. Do ní je proudem 1 přiváděna suspenze pevného produktu a rozpouštědla z předchozí výroby a proud 2 je přívodem atomizačního dusíku. Posledním vstupním proudem do sušárny je

proud **10**, který slouží jako tzv. recykl pro dusík cirkulující v celém systému. Sprejová sušárna pracuje v nízkotlakém souproutém provozu.

Výstupem ze sušárny je proud **3**, ze kterého je postupně v **cyklónu** a **svíčkovém filtru** oddělen pevný produkt vystupující ze systému proudem **5**. Po oddělení pevného podílu je proudem **6** přiváděna směs dusíku a par rozpouštědla do deskového **kondenzátoru**, kde dochází k částečné kondenzaci rozpouštědla. Zkondenzované rozpouštědlo vystupuje ze systému proudem **11**. Chladicí médium je schopno udržovat v kondenzátoru teplotu až $-80\text{ }^{\circ}\text{C}$.

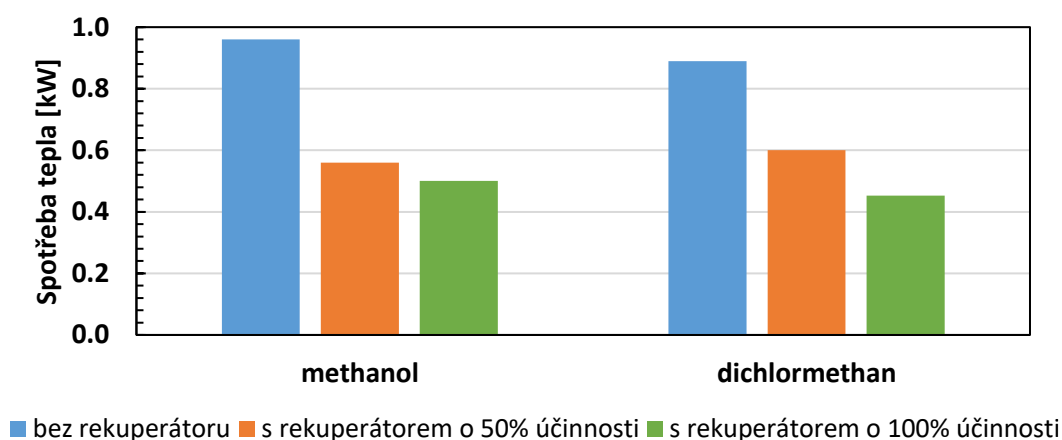
Plynná směs zbylého rozpouštědla a dusíku vystupuje z kondenzátoru proudem **7** a je poháněna **ventilátorem**, za kterým se směs dělí na výstupní proud **8** a proud **9**. Směs v proudu **9** směřuje dále do **tepelného výměníku** pro ohřev na teplotu $150\text{ }^{\circ}\text{C}$, odkud se vrací recyklačním proudem **10** zpět do sprejové sušárny.

Výstupní proud **8** a jeho přečištění bylo předmětem projektu. V označené části **Obr. 1** je znázorněno navrhované řešení v podobě navazujících **kryogenní separace** a následné **adsorpce**. Vizí je, aby byl proud **8** přečištěn maximální kondenzací rozpouštědla, která je možná a energeticky výhodná. Adsorpční jednotka by sloužila jako pojistka pro zachycení zbytků, nebo pro případ poruchy kondenzátoru. V rámci snižování energetických nároků na chlazení během kryogenní separace je v systému přečištění zařazen rekuperační výměník, kde již přečištěný podchlazený proud **14** předchlazuje proud **8** před vstupem do kondenzátoru.

VÝSLEDKY

Nejprve byl sestaven numerický model systému vyhodnocovaný v programu MATLAB. Model počítal v proudu **1** s hmotnostním tokem rozpouštědla 10 kg/h . Teplota ve sprejové sušárně je uvažována $98\text{ }^{\circ}\text{C}$ a teplota na vstupu do kondenzátoru je $30\text{ }^{\circ}\text{C}$. Tlak v kondenzátoru je uvažován $92,425\text{ kPa}$. Výstupní teplota z ohřívače je $150\text{ }^{\circ}\text{C}$. Teplota proudu **7** vystupujícího z kondenzátoru je dle doporučeného nastavení pro systém $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$ pro methanol (dále MetOH), pro dichlormethan (dále DCM) byla určena teplota $-62\text{ }^{\circ}\text{C}$, která odpovídá stejné tenzi par jako je při $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$ pro methanol, tedy 284 Pa .

S pomocí modelu bylo vypočteno teplo, které je třeba odebrat pro ochlazení směsi na teplotu splnění emisního limitu, což je pro MetOH $-74,7\text{ }^{\circ}\text{C}$ a pro DCM $-98,2\text{ }^{\circ}\text{C}$. Bylo také započteno využití rekuperačního výměníku k předchlazení proudu **8** před vstupem do kondenzátoru. Výsledky výpočtů ukazují spotřebu energie při 100% účinnosti až o polovinu menší, než kdyby rekuperační výměník použit nebyl. Pro účinnost odhadnutou na 50 % je pokles spotřeby energie menší, avšak je stále velmi výrazný. Porovnání spotřeby energie je uvedeno na **Obr. 2**.

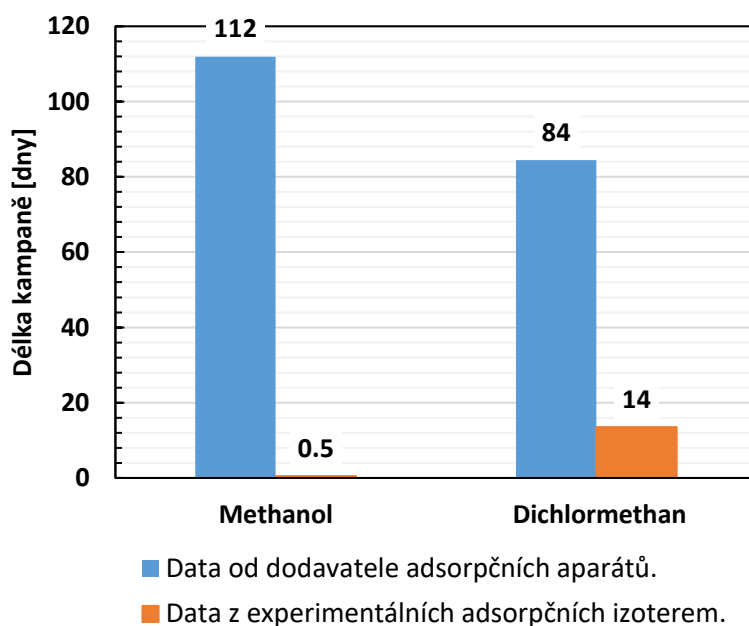


Obr. 2: Porovnání spotřeby energie při kryogenní separaci methanolu a dichloromethanu bez a s využitím rekuperačního výměníku

Pro adsorpci byly provedeny dva výpočty. Prvním výpočtem, provedeným na základě dat od dodavatele filtračních systémů o schopnosti neimpregnovaného aktivního uhlí adsorbovat konkrétní rozpouštědlo, bylo určeno, že kampaň při použití DCM je 84 dní a při užívání MetOH dokonce až 112 dní (**Obr. 3**).

Pro druhý výpočet s uvažováním schopnosti aktivního uhlí adsorbovat dle experimentálních adsorpčních izoterem z literatury, je adsorpční schopnost pro uvažovaná rozpouštědla několikanásobně nižší, než jak je udáno dodavatelem filtračních systémů. Z literárních dat vyplývá, že schopnost aktivního uhlí adsorbovat na sebe rozpouštědla o koncentraci odpovídající emisnímu limitu je v případě DCM $0,0320\text{ kg/kg}$ a v případě MetOH $0,0004\text{ kg/kg}$. Z toho vyplývá, že kampaň při použití DCM je pouze 14 dní a při užívání MetOH nevydrží množství v adsorpční jednotce ani na jeden den provozu.

Hlavním poznatkem, který vyplývá z výše uvedených dat, je, že se výsledky diametrálně liší. Hlavní příčina je přisuzována faktu, že k datům od dodavatele filtračních systémů nemáme žádné informace o podmínkách, jako je teplota, tlak a koncentrace látek v přečišťovaném proudu, při kterých se aktivní uhlí chová podle jeho tvrzení. Po úvaze a konzultaci se zadavatelem projektu jsme došli k závěru, že z výsledků jsou preferována data, která byla určena na základě experimentálních adsorpčních izoterem z literatury.



Obr. 3: Délka kampaně při koncentraci rozpouštědel odpovídající emisnímu limitu. Srovnání pro data od dodavatele filtračních systémů a pro data z experimentálních dat z literatury

ZÁVĚR

Popisované řešení předpokládá efektivní kryogenní separaci rozpouštědla z výstupního proudu, po které je dle výpočtů již emisní limit splněn. Pro snížení energetických nároků, dle výpočtů až o polovinu, je také navrhováno zařadit rekuperační výměník pro předchlazení směsi před kryogenní separací. V následném kroku přečištění je uvažována adsorpční jednotka, která by sloužila hlavně jako pojistné zařízení. Dohodnutá adsorpční jednotka se skládala z patron s aktivním uhlím. Pro obě rozpouštědla byla dohledána experimentální data k jejich adsorpci na aktivním uhlí, ze kterých byla spočtena délka kampaně s ohledem na adsorpci

rozpouštědla v jednotce. Zároveň byly výpočty provedeny s informacemi dostupnými na stránkách dodavatele, kde však ale chyběly důležité informace o podmínkách, při kterých adsorpce probíhá. Vypočtené délky kampaní jsou velmi odlišné, kdy dle dat od dodavatele vychází okolo 100 dní, avšak podle experimentálních adsorpčních izoterem jsou kampaně velmi krátké, což by značilo velkou nevýhodu nejen ohledně nutnosti časté manipulace se zařízením, ale také velké finanční ztráty s nákupem patron.

Příspěvek IX

NÁHRADA ZDROJE CHLADU V JEDNOTCE PRO ÚPRAVU
VZDUCHU VÝROBNY LEDKU VÁPENATÉHO

Řešitelé: Bc. Adam Horák - ÚEM
Bc. Laura Babánová
Bc. Zuzana Hlavačková
Bc. Jan Kotek
Bc. Jan Kouba
Bc. Michal Smoleň

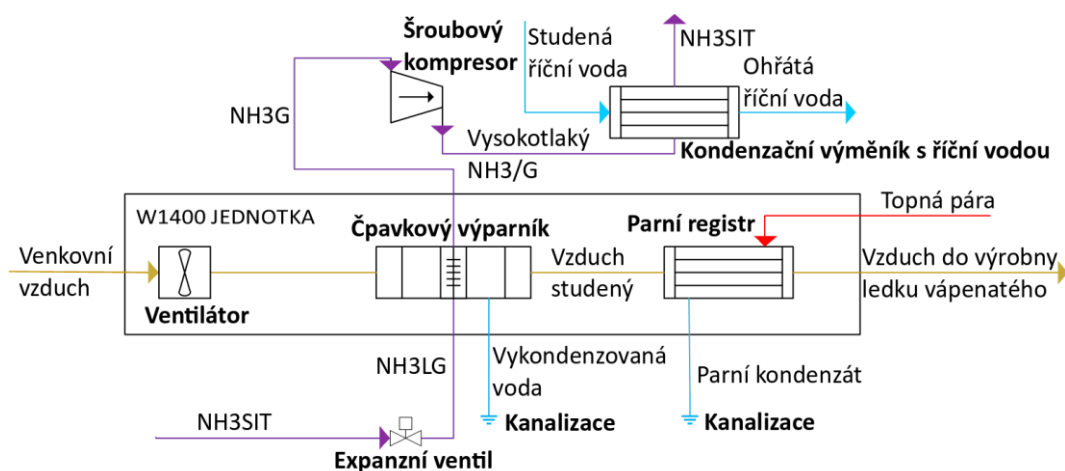
Konzultanti: Ing. Jan Haidl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Petr Ulbricht (Lovochemie, a.s.)

Zadavatel: Lovochemie, a.s., Terezínská 57, Lovosice 410 02



ÚVOD

Lovochemie, a.s. je největší výrobce hnojiv v České republice, který je v současné době primárně zaměřen na výrobu a prodej dusíkatých a vícesložkových hnojiv. Tento projekt se zaměřuje na výrobu ledku vápenatého, konkrétně technologii výroby suchého vzduchu pro zásobování výrobních prostor granulace a chlazení produktu. Právě zde totiž dochází ke styku ledku vápenatého se vzdušnou vlhkostí, která pokud je vyšší než žádaných 5 gramů vody na 1 kilogram vzduchu (což odpovídá 100 % relativně nasycenému vzduchu o teplotě 4 °C), může způsobit jeho navlhnutí a zasekávání ve výrobních jednotkách. V současném stavu je vzduch ochlazován pomocí odparu amoniaku v jednotce W1400. Jelikož by při vzniku netěsností ve výměníku mohlo dojít ke kontaminaci vzduchu amoniakem, je cílem tohoto projektu naléznout bezpečnější řešení ochlazování průtoku 25 000 m³/h vzduchu. Zchlazený vzduch je před vstupem do výrobních prostor zpětně ohřátý v parním registru vodní parou.



Obr. 1: Schéma současného stavu

ŘEŠENÍ

K omezení rizika kontaminace vzduchu amoniakem byly navrženy 2 teoretické cesty řešení. První z nich spočívala v zařazení teplosměnné smyčky mezi výparník a kondenzátor. Ve smyčce bude kolovat bezpečné teplotnosné médium, čímž se odstraní riziko potenciálního úniku amoniaku do prostor výroby. V Tab. 1 se nachází obdržené informace od zadavatele a technická dokumentace W1400.

Tab. 1: Parametry stávajícího výměníku W1400 dle výkresové dokumentace a doplňujících informací od zadavatele

Teplosměnná plocha	431	m ²
Počet nátokových trubek	20	-
Počet ohnutí každé trubky	18	-
Vnější průměr trubek	15,5	mm
Vnitřní průměr trubky	13,5	mm
Materiál trubek výměníku	Ocel nerez 304	

ANALÝZA SOUČASNÉHO VÝMĚNÍKU

Nejprve byla vypracována analýza dat obdržených z Lovochemie za poslední půl rok. Z dat byly vyfiltrovány hodnoty průtoku amoniaku pod 50 kg/h, kde chladicí výkon odpovídal méně než 5 % návrhovému výkonu.

Průměrný koeficient prostupu tepla pro chlazení a kondenzaci vyšel $K_1 = 2,9 \text{ W/m}^2/\text{K}$, zatímco pouze pro chlazení vyšel $K_1 = 1,7 \text{ W/m}^2/\text{K}$. Průměrná hodnota koeficientu prostupu byla $K = 2 \text{ W/m}^2/\text{K}$. Takto nízkou hodnotu potvrdily fotografie zadavatele po zastavení provozu výměníku, kde byla na žebrech vidět velká námraza.

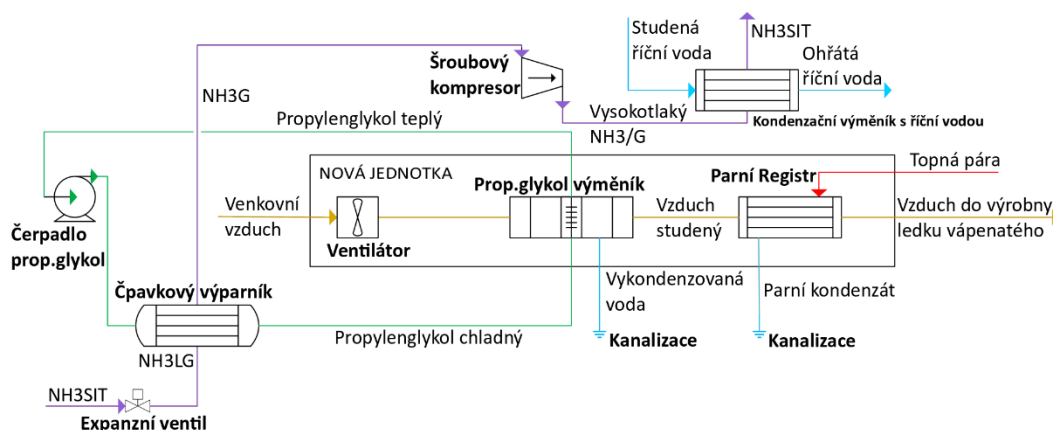
Z důvodu rozporu mezi návrhovou ($K = 60 \text{ W/m}^2/\text{K}$) a experimentální hodnotou koeficientu prostupu tepla jsme provedli kontrolní výpočet této veličiny na základě literární rešerše výměníků z knihy VDI Heat atlas. Teoretická hodnota koeficientu prostupu tepla pro systém amoniak-vzduch vycházela $K = 64 \text{ W/m}^2/\text{K}$.

NÁVRHY ŘEŠENÍ

Veškeré následující výsledky jsou konstruovány tak, aby výměník byl schopen uchladit vzduch každý den v roce, a to i při nejhorších podmínkách. Pro tento účel se vycházelo z naměřených dat roku 2021, kde nejhorší den z hlediska chlazení byl vzduch o teplotě 33 °C s vlhkostí 20 g vody na 1 kilogram vzduchu. Z entalpické bilance vyjde potřebný tepelný tok, který musí být ze vzduchu odebrán $Q = 567 \text{ kW}$. Od zadavatele jsme získali informaci, že výstupní amoniak z výměníku je dopraven asi 700 m ke kompresorům, kde musí mít tlak alespoň 240 kPa. Nejprve byl navržen model spočívající ve výpočtu stavového chování amoniaku v potrubí rozděleném na dostatečně malé úseky, ze kterého byl dopočítán minimální tlak na výstupu z výměníku. Tlaková ztráta amoniaku v potrubí činila

90 kPa, tudíž potřebný vystupující tlak amoniaku z výměníku byl $p = 332 \text{ kPa}$ (odpovídá teplotě varu amoniaku $-6,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$).

Řešení projektu bylo rozděleno do dvou cest. První cesta spočívala v zařazení teplosměnné smyčky mezi výparník a kondenzátor. Ve smyčce bude kolovat bezpečné teponosné médium, čímž se odstraní riziko potenciálního úniku amoniaku do prostor výroby. Za účelem eliminace potenciálního vzniku námrazy vzdušné vlhkosti byla z Fourierovy rovnice vypočtena teplota vstupujícího chladiva $T_{IN} = -0,35 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Pro omezení jakéhokoli rizika bude uvažována vstupní hodnota média $T_{IN} = 0 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Teplosměnným médiem sloužícím k ochlazení vzduchu se díky svým vlastnostem (vysoká hodnota tepelné kapacity, nízká viskozita a dostatečně nízký bod tání) stal vodný roztok propan-1,2-diolu (propylen glykolu) o koncentraci 25 obj. %.



Obr. 2: Schéma nové jednotky

Nejprve bylo ověřeno, že nelze využít současnou jednotku W1400 z důvodu vysokých tlakových ztrát v trubkách s propan-1,2-diolem, proto byly navrženy 2 nové výměníky. U výměníku realizovaného jako žebrované trubky s médiem propan-1,2-diol – vzduch byl vypočten koeficient prostupu tepla $K = 46 \text{ W/m}^2/\text{K}$ pro hmotnostní průtok $m_D = 16,93 \text{ kg/s}$ a teplosměnnou plochu $A = 1085 \text{ m}^2$.

Ve výměníku typu „svazek trubek s pláštěm“ pro systém propan-1,2-diol - amoniak se ochlazuje roztok propan-1,2-diol pomocí odparu amoniaku. Teplosměnná plocha výměníku vychází $38,4 \text{ m}^2$ a koeficient prostupu tepla $K = 1509 \text{ W/m}^2/\text{K}$.

Pro první i druhý výměník byla dopočítána celková tlaková ztráta 160 kPa. Pro tuto tlakovou ztrátu a průtok je odpovídající výkon čerpadla $P = 2,63 \text{ kW}$. K této hodnotě bude nutné připočítat tlakovou ztrátu na potrubí mezi výměníky.

Druhá cesta nahrazení amoniaku spočívala ve využití stávajícího výměníku, ve kterém by se odpařovalo alternativní chladivo (netoxické). Na základě literární rešerše byla vybrána potenciální chladiva: **R-134a** (1,1,1,2-Tetrafluoroethane), **R-1234yf** (2,3,3,3-Tetrafluoropropene) a **R-32** (Difluoromethane).

Za účelem výpočtů byl vytvořen matematický model, který porovnal schopnost chlazení stávajícího výměníku s amoniakem oproti alternativním chladivům.

Tab. 2: Alternativní chladiva s aktuálním stavem výměníku

Chladicí výkon [kW]	Potřebný výkon [kW]	max. amoniak	max. r-1234yf	max. r-152a	max. r-134a
Vzduch 25 000 m³/h	568	Výkon [kW]			
		357,5	254,5	290,5	264,7
		Průtok [kg/h]			
		1143	6486	3820	5518
Max. množství vzduchu, které zchladí na 4 °C [m³/hod]		16130	11480	13110	11940
Množství zkondenzované vody [%] při chlazení 25 000 m³/h, na teplotu 4 °C		64,5	45,9	52,4	47,8

Z **Tab. 2** lze vidět, že současný výměník není schopen uchladiť množství vzduchu 25 000 m³/h ani se stávajícím amoniakem. Jelikož mají ostatní chladiva nižší výparnou entalpii než amoniak, bude jejich maximální chladicí výkon vždy nižší. Z tohoto důvodu a také nutnosti investičních nákladů na novou kompresorovou stanici sloužící pouze pro alternativní chladivo, byla tato větev po domluvě se zadavatelem zavrhnuta.

Aktuální výměník není schopen uchladiť vzduch při nejhorších dnech na 4 °C, ale pouze na 9 °C. Při takovémto provozu lze zkondenzovat až 85 % vody, která by byla zkondenzována ochlazením vzduchu na 4 °C v nejhorším dni. Současný výměník má kapacitu dochladit vzduch na 4 °C při nejhorších podmínkách a průtoku vzduchu 16 130 m³/h. Nejdůležitějším bodem pro omezení vzniku

námrazy ve stávajícím výměníku je nastavit tlak na výstupu z výměníku alespoň na hodnotu $p = 430 \text{ kPa}$ (odpovídá bodu varu amoniaku při $0 \text{ }^{\circ}\text{C}$).

ZÁVĚR

Byla navržena cesta řešení projektu, která spočívá ve vybudování alternativního okruhu s 25 obj. % vodnou směsí propan-1,2-diolu jako chladícím médiem. Tento okruh se skládá z 2 výměníků, ve kterých proudí propan-1,2-diolu o průtoku $m = 16,93 \text{ kg/h}$. Byla provedena analýza současného výměníku W1400. K zamezení vzniku námrazy je doporučeno nastavit tlak amoniaku na výstupu z výměníku na hodnotu $p = 430 \text{ kPa}$.

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

XVIII. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ 2023

Vydala: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze
Technická 5, 166 28 Praha 6

Editor: Čmelíková T., Rejl F.

Tisk: KANAG-TISK, s.r.o.
Technická 5, 166 28 Praha 6

Rok vydání: 2023

Počet stran: 60

Jedná se o elektronickou verzi publikace ve formátu pdf.



ISBN 978-80-7592-160-4 (pdf)
ISBN 978-80-7592-159-8 (brož.)