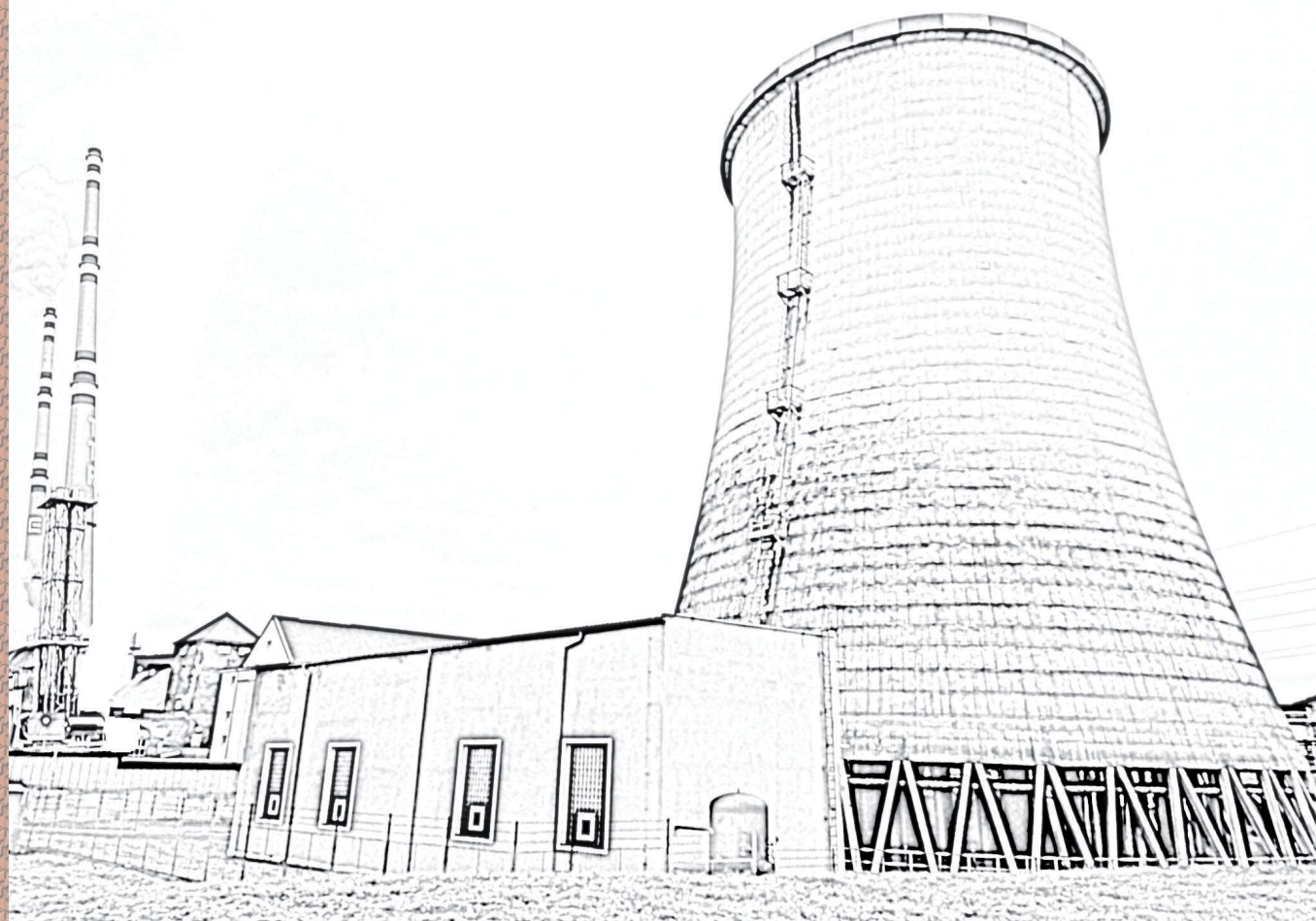




XIX. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Sborník mikrokonference

Praha 2024





**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

XIX. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ



**ÚSTAV
CHEMICKÉHO INŽENÝRSTVÍ**

EDITOŘI: T. Čmelíková, F. Rejl

Praha 2024

KONZULTANTI PROCESNÍCH PROJEKTŮ

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Ing. Lukáš Valenz, Ph.D.

Ing. Jan Haidl, Ph.D.

Ing. Mária Zedníková, Ph.D.

Ing. Michal Vonka, 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.

EDITORŮ

Ing. Tereza Čmelíková

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Za obsah článků odpovídají jejich autoři a spoluautoři, nikoliv vydavatel.

Copyright © Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2024

ISBN 978-80-7592-241-0 (pdf)

ISBN 978-80-7592-240-3 (brož.)

PODĚKOVÁNÍ

Za spolupráci a konzultace děkujeme zástupcům zadavatelů procesních projektů panu Ing. V. Babukovi (SYNTHOS Kralupy, a.s.), Ing. V. Břízovi (Spolchemie, a.s.), Ing. M. Bittnerovi, Ph.D. (Plzeňský Prazdroj, a.s.), Bc. J. Halouzkovi (Lovochemie, a.s.), Ing. M. Hubičkovi, Ph.D. (Lovochemie, a.s.), Ing. V. Jíchovi (Plzeňský Prazdroj, a.s.), Ing. M. Malíčkoví (Spolana s.r.o.), Ing. J. Mrázkovi (Casale Project, a.s.), Ing. Z. Mühlhauserovi (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.), paní Ing. P. Nekvapilové (Plzeňský Prazdroj, a.s.), panu Ing. M. Němečkovi (Spolana s.r.o.), paní Ing. P. Novotné (SYNTHOS Kralupy, a.s.), panu Ing. O. Peškovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.), Ing. P. Svobodovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.), Ing. J. Tlustému (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.), paní Ing. J. Tovaryšové (Plzeňský Prazdroj, a.s.), panu Ing. P. Valhovi (Spolchemie, a.s.).

ÚVODNÍ SLOVO

Obhajoby Procesních projektů se konají na závěr stejnojmenného předmětu absolvovaného studenty 2. ročníku magisterského studia oboru Chemické inženýrství a bioinženýrství. Procesní projekty jsou tradičně vysoce zaměřené na technickou (chemicko-inženýrskou) stránku řešení zadané problematiky. Navíc si studenti trénují práci v týmu, rozdělení rolí a úkolů, udržování aktuální databáze mezivýsledků, atd. Projekty jsou zadávány komplexně v rozsahu, který nelze efektivně splnit individuálně a tak je kromě chemicko-inženýrských znalostí stejně důležitá také dobrá komunikace a předávání informací v týmu a se zadavatelem.

Editor

OBSAH

ORLEN UNIPETROL RPA - Model jednotky ETBE (<i>M. Bár, P. Kavka, K. Kubeš, M. Pauknerová</i>)	6
PLZEŇSKÝ PRAZDROJ - Vytvoření modelu hvozdění se zaměřením na úspory spotřeby tepla při tomto procesu (<i>V. Blahušek, J. Janák, T. Nguyen, N. Nováková</i>)	12
SPOLCHEMIE - Technologie na snížení obsahu HCl ve spalínách (<i>A. Siuda, A. Behner, J. Kamenický, K. Majer</i>)	18
LOVOCHEMIE - Nová koncepce plynného a kapalného čpavku v Lovochemii a.s. (<i>V. Bílek, J. Ižovský, V. Shirokov</i>)	24
SPOLANA - Úprava metody řízení kolony C102 (<i>M. Šoltéssová, L. Berčík, T. Jarottová, S. Křiška</i>)	30
CASALE PROJECT - Design of ammonia scrubber (<i>A. Sergunin, M. Prachár, K. Slaninová, J. Synak</i>)	36
PLZEŇSKÝ PRAZDROJ - Optimalizace dochlazování čpavku pro chlazení při výrobě piva v pivovaru Velké Popovice (<i>V. Láznička, O. Nagy, M. Roudný, P. Šimek</i>)	42
SYNTHOS KRALUPY - Snížení spotřeby zemního plynu ve výrobě ethylbenzenu v Litvínově (<i>M. Spurný, A. Kovárnová, J. Moravčík, K. Neubergerová</i>)	48

Příspěvek I

MODEL JEDNOTKY ETBE

Řešitelé: Bc. Martin Bár
Bc. Peter Kavka
Bc. Karel Kubeš
Bc. Markéta Pauknerová

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

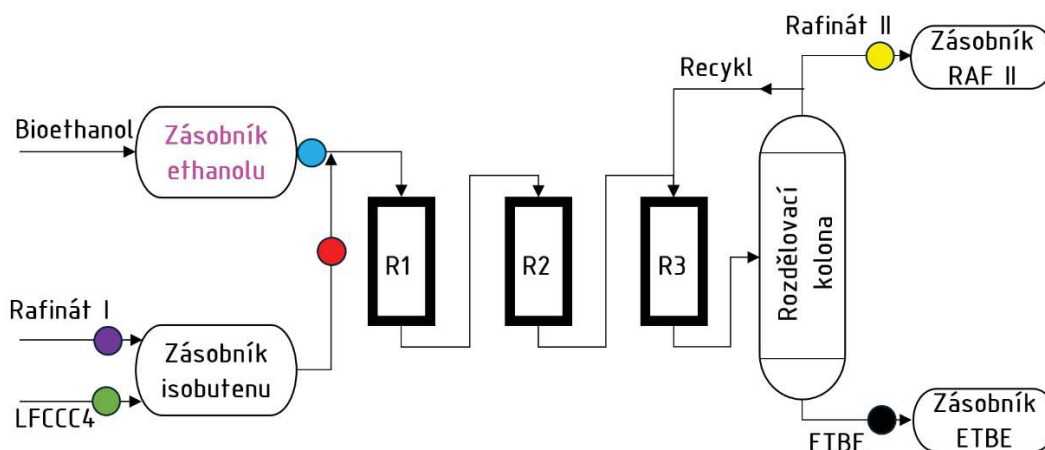


ÚVOD

Společnost ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o. je zpracovatelem ropy a ropných produktů. Na území České republiky provozuje 2 rafinerie, jednu v Litvínově a jednu v Kralupech nad Vltavou. Právě v rafinerii v Kralupech se nachází jednotka na výrobu ethyl terc-butyl etheru (ETBE).

ETBE je látka používaná jako aditivum do benzínu pro zvýšení jeho oktanového čísla. Jinými slovy zajišťuje odolnost proti předčasným explozím palivové směsi. Vyrábí se reakcí **ethanolu** a **isobutenu** na kyselém katalyzátoru. Na rozdíl od methyl terc-butyl etheru, který se jako aditivum na zvýšení oktanového čísla používal dříve, se ETBE vyznačuje menším tlakem nasycených par a menším nebezpečím pro životní prostředí.

Jednotka ETBE v Kralupech (**Obr. 1**) sestává ze tří reaktorů plněných katalyzátorem Purolite® CT275 a rektifikační kolony. **Isobuten** se pro reakci míchá ze dvou proudů, a to z lehké frakce z fluidního katalytického krakování a z rafinátu I z extrakce butadienu. Výsledná koncentrace isobutenu v tomto smíchaném proudu je okolo 30 hm. %. **Ethanol** je dokupovaný jako bioethanol s čistotou 99,8 hm. %. První dva reaktory jsou koncipovány jako výměníky tepla, kde je reakce kvůli svému exotermnímu zabarvení chlazena. Třetí reaktor je adiabatický a slouží pro případné doběhnutí reakce do rovnováhy, přičemž je do něj ještě zaváděn recykl z kolony pro zvýšení konverze. Rektifikační kolona rozděluje vzniklý ETBE od zbylých reaktantů a inertů, přičemž ETBE vytéká z paty kolony a ostatní složky hlavou kolony (rafinát II). Technologie se snaží minimalizovat obsah ethanolu jak v proudu RAF II, tak i v proudu ETBE. Obecně vyšší obsah ethanolu v benzínu nevádí, avšak pro prodej ETBE je nutné držet obsah ethanolu pod 3,5 %. V proudu RAF II není ethanol žádaný, protože na následné hydrogenaci zvyšuje spotřebu vodíku.



Obr. 1: Zjednodušené schéma jednotky ETBE s vyznačenými průtokoměry

CÍLE PROJEKTU

Jelikož některé průtokoměry nejsou správně seřazené, nebo měří špatně, nevychází hmotnostní bilance. Pro další postup, ve kterém je potřeba znát hodnoty proudů a například i aktuální konverzi isobutenu, bylo zapotřebí ověřit bilanci a případně zjistit, které průtokoměry jsou vhodné pro další výpočty.

Hlavním cílem tohoto projektu bylo namodelovat reaktivní destilaci a zjistit, zda by mohla pomoci se zvýšením konverze isobutenu, případně se snížením obsahu ethanolu v prouděch ETBE a RAF II. Reaktivní destilace je potažmo rektifikace s probíhající reakcí na katalyzátoru uvnitř kolony.

Aby však bylo možné modelovat reaktivní destilaci, bylo nejdříve nutné správně popsat probíhající reakci. Pro namodelování reakce byly vybrány 3 modely reakčních kinetik. Jejich správnost byla ověřena pomocí modelu reakční části jednotky ETBE. Byla zkoumána rovnovážná konstanta a rychlost reakce.

ŘEŠENÍ

OVĚŘENÍ BILANCE

Nejprve byla pro ověření bilance analyzována celková hmotnostní bilance všech kombinací vstupů a výstupů. Ukázalo se, že nejvíce přesné se zdají být **vstupy** průtokoměr ethanolu (●) / průtokoměr FEED (●), anebo průtokoměry RAF I (●) + LFCCC4 (●) / změna hladiny ethanolu v zásobníku a **výstup** průtokoměry RAF II (●)

a ETBE●, viz **Tab. 1**. Výstupy měření hladin v zásobnících RAF II a ETBE vykazovaly příliš velké fluktuace. Při porovnávání vstupů ethanolu přes jeho složkovou bilanci se ukázalo, že průtokoměr EtOH měří s přibližně konstantní odchylkou někdy až 1 t/h. Toto již naznačovalo, že použití kombinace průtokoměr ethanolu/průtokoměr FEED nebude správné, protože ačkoliv v celkové hmotnostní bilanci projevila tato kombinace nejmenší chybu, byla tato chyba nejspíše zamaskována vynulováním chyb obou průtokoměrů.

Při analýze směšovací nádoby byla zkoumána celková hmotnostní bilance přes tento aparát. Ukázalo se, že při zvyšování průtoku RAF I (při konstantním průtoku LFCCC4) se průtok FEEDu nezmění. Při bližším ohledání se projevila závislost chyby na teplotě, kdy se se zvyšující se teplotou snižuje chyba přes směšovací nádobu, což poukazuje na chybně přepočítávanou teplotní závislost hustoty. Při konzultaci s průmyslovým partnerem v kombinaci s faktem, že průtokoměr RAF I měří hustotu online, se dospělo k závěru, že průtokoměr FEEDu neměří správně.

Tab. 1: Hodnoty chyb pro období A, výstupy průtokoměrů na výstupu z kolony

Období A		Výstupy – průtoky na výstupu z kolony		
Vstupy		Minimum	Maximum	Průměr
●●	FEED a EtOH	−1,25 %	1,11 %	−0,09 %
●●●	LFCCC4, RAF I a EtOH	3,47 %	4,97 %	4,12 %
●■	FEED a EtOH tank	−6,68 %	−0,09 %	−5,41 %
●●■	LFCCC4, RAF I a EtOH tank	−1,68 %	3,56 %	−0,76 %

MODELOVÁNÍ REAKCE

Z článků byly vybrány 3 modely reakčních kinetik pro případné porovnání a k následnému výběru té nejpřesnější. Ve všech modelech reakčních kinetik se počítá s aktivitními koeficienty, reakční rychlost je vztažena na hmotnost katalyzátoru a je uvažován Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson model pro popis heterogenní katalýzy. Všechny modely byly počítány v programu *Aspen Plus* s balíkem NRTL + UNIFAC.

Po vytvoření modelu reaktorů jednotky ETBE byly porovnávány reálné výstupy a výsledky modelů. Všechny tři modely reakční kinetiky vykazovaly téměř stejné

výsledky a na jejich základě bylo určeno, že pro nízké průtoky reaktantů v rámci reaktivní destilace není třeba rovnovážnou konstantu upravovat.

Jako další bylo nutné zjistit, zda reakce oproti realitě neběží příliš rychle. Toto bylo zkoumáno pomocí teplotních profilů v reaktorech a zdánlivého zmenšování aktivity katalyzátoru. Výsledky ukázaly, že 100% aktivita katalyzátoru nejlépe koresponduje s reálnými výsledky, a také poukázaly na chybný teploměr uprostřed reaktoru č. 2.

REAKTIVNÍ DESTILACE

Pro model byla použita představa, že se do původní kolony nainstaluje výplň s katalyzátorem. Reaktivní destilaci bylo v *Aspen Plus* možné modelovat dvěma způsoby, a to buď jako kombinaci rektifikační kolony s bočními odtahy do reaktorů a zpět, nebo jako možnost zadat reakci přímo do rektifikace, která ovšem nedovoluje použití tak složitých kinetik a nabízí pouze možnost reakce omezené rovnováhou nebo kinetikou. Dospělo se k závěru, že použití modelu s omezením rovnováhou (v našem systému s mezerovitostí katalyzátoru 0,7), díky rychle probíhající reakci, vcelku dobře popisuje realitu, a proto byl použit pro další výpočty.

Dalším úkolem bylo zjistit optimální umístění a rozsah reakční zóny v koloně. Katalyzátor byl v modelu umístěn nad nástřikové patro, jelikož se tam nachází méně ETBE, tudíž tam reakce může opět probíhat. Nejvyšší patro s katalyzátorem bylo určeno jako 16. od shora. Pokud by byl katalyzátor umístěn výše, začalo by se objevovat větší množství ETBE v RAF II. Adekvátní počet pater s katalyzátorem je 4 (odpovídající 2 m katalytické výplně), nad tuto hodnotu se již vytváří minimum ETBE navíc.

S vytvořeným systémem se podařilo zvýšit konverzi isobutenu o 4,3 % na celkových 85,4 %. V **Tab. 2** lze vidět, že se při použití reaktivní destilace zvýší hmotností průtok ETBE a sníží se obsah ethanolu jak v proudu RAF II, tak v proudu ETBE.

Tab. 2: Výsledky simulace reaktivní destilace v optimálním uspořádání 4 reaktivních pater (od patra 19 do patra 16) porovnané s výsledky rektifikace stejných vstupů bez reakce

Složka	Vstup (kg/h)	Vzniká (kg/h)	RAF II		ETBE	
			tok (kg/h)	hm. zlomek (-)	tok (kg/h)	hm. zlomek (-)
ETBE (bez reakce)	9 437	-	$1,4 \times 10^{-5}$	$9,1 \times 10^{-10}$	9 437	0,95
ETBE		511	$7,1 \times 10^{-4}$	$4,7 \times 10^{-8}$	9 949	0,96
isobuten (bez reakce)	1 213	-	1 213	0,078	0,011	$1,2 \times 10^{-6}$
isobuten		-281	932	0,062	0,025	$2,4 \times 10^{-6}$
ethanol (bez reakce)	669	-	281	0,018	387	0,039
ethanol		-231	85	0,006	353	0,034

ZÁVĚR

Základem tohoto projektu byla idea zvýšení konverze pomocí reaktivní destilace při výrobě ETBE v rafinerii v Kralupech nad Vltavou. Aby bylo možné vytvořit a otestovat model reaktivní destilace, bylo nejprve nutné ověřit hmotnostní bilanci jednotky a vybrat vhodné měřicí body, ze kterých budou přístupná reprezentativní data. Analýza bilance ukázala, že jako vhodné měřáky lze brát průtokoměr vstupu isobutenu, změnu hladiny v zásobníku ethanolu a průtokoměry na výstupech z rektifikační kolony. Zároveň poukázala na chybovost jiných měřáků.

Po ověření bilance bylo zapotřebí správně namodelovat reakci a následně její model ověřit v reaktorové části jednotky ETBE. Byla testována správnost rovnováhy a kinetiky. Ty pro účely reaktivní destilace nemusely být upravovány. Reaktivní destilace v programu *Aspen Plus* ukázala, že je proces omezený primárně rovnováhou, proto bylo počítáno se zjednodušeným modelem reaktivní destilace přímo v koloně. Modelování reaktivní destilace ukázalo, že při zvoleném uspořádání 4 reaktivních pater nad patrem nástřiku dokáže reaktivní destilace zvýšit konverzi isobutenu a snížit obsah ethanolu ve výstupních prouděch z kolony.

Příspěvek II

VYTVOŘENÍ MODELU HVOZDĚNÍ SE ZAMĚŘENÍM NA ÚSPORY SPOTŘEBY TEPLA PŘI TOMTO PROCESU

Řešitelé: Bc. Vojtěch Blahušek
Bc. Jordan Janák
Bc. Viet Tomáš Nguyen
Bc. Nina Nováková

Konzultanti: Ing. Mária Zedníková, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Jana Tovaryšová (Plzeňský Prazdroj, a.s., Nošovice)
Ing. Pavla Nekvapilová (Plzeňský Prazdroj, a.s., Nošovice)

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



ÚVOD

Velký podíl na konečné formě a chuti piva nese sladování ječmene. Sladování ječmene se dělí na několik základních kroků. Ječmen či jiné obiloviny se po příjmu od českých dodavatelů třídí a čistí, následně máčí a nechává klíčit, tím vzniká zelený slad. Poté nastává hvozdění sladu v zařízení zvaném hvozd. Cílem hvozdění je snížit obsah vody v naklíčeném sladu z hodnot okolo 40 až 41 % na hodnotu kolem 4,5 %, čímž dosáhneme lepší skladovatelnosti. Během podrobení sladu sušení v několika fázích za různých teplot dojde k zastavení vegetačních pochodů a enzymatických reakcí v zrnech sladu a tvoří se chuť a barva konečného produktu.

Hvozdění je nejdůležitějším a energeticky nejnáročnějším krokem procesu sladování ječmene. Jelikož při něm dochází k velké spotřebě tepla, je kladen velký důraz na optimalizaci pro snížení ekonomických nákladů. Cílem tohoto procesního projektu bylo pro sladovnu Radegast v Nošovicích navrhnout model hvozdění a rekuperátoru zahrnující celoroční provoz s možností změny vstupních parametrů jako je venkovní teplota vzduchu a relativní vlhkost venkovního vzduchu a předpovědět tak průběh celého hvozdění. Díky náhledu do průběhu procesu by tak bylo možné zjistit, zda by se mohla zkrátit některá část procesu či měnit parametry jako je například průtok sušícího vzduchu.

POPIS TECHNOLOGIE

V Nošovické sladovně se pro proces hvozdění využívá jednolískový hvozd, který je opatřen perforovaným dnem - lískou, na kterou se nastírá zelený slad k prosušení. Kroky procesu, který dohromady trvá přibližně 24 hodin, se řídí recepturou určující výslednou kvalitu a chuť. Ta se liší dle venkovní teploty vzduchu. V Nošovickém pivovaru se nejvíce používají tři druhy receptur, a to receptury pro období kolem -4 °C (zimní), 0 °C (přechodná) a pro teploty nad 15 °C (letní). Dále se receptury od sebe liší podmínkami pro průběh hvozdění, a to například teplotou vháněného vzduchu pod lísku, žádanými otáčkami ventilátoru či polohami žaluzií. Délka jednotlivých kroků hvozdění podle dané receptury potom může být podmíněna dosažením určité teploty vzduchu nad lískou.

Hvozdění je rozděleno do čtyř dílčích kroků. První krok, tj. válečkování, má za úkol odstranit nevázanou vodu v sladu. Následuje krok zvyšování teploty, při kterém se zastavují enzymatické reakce a další procesy, které v zrnech sladu probíhají a také dochází k vysušování vázané vody uvnitř zrna. Poté následuje krok dotahování a chlazení. Hvozdění probíhá pomocí horkého vzduchu, který je nejdříve předeříván v rekuperátoru. Následně se ohřeje na požadovanou teplotu v parním registru. Z něj je přes ventilátor vháněn ohřátý vzduchu přímo pod lísku s nastřeným sladem. Následně může docházet k recirkulaci vzduchu pomocí recirkulační žaluzie. Poslední částí hvozdění je chlazení, kdy se do procesu vhání neohřátý venkovní vzduch.

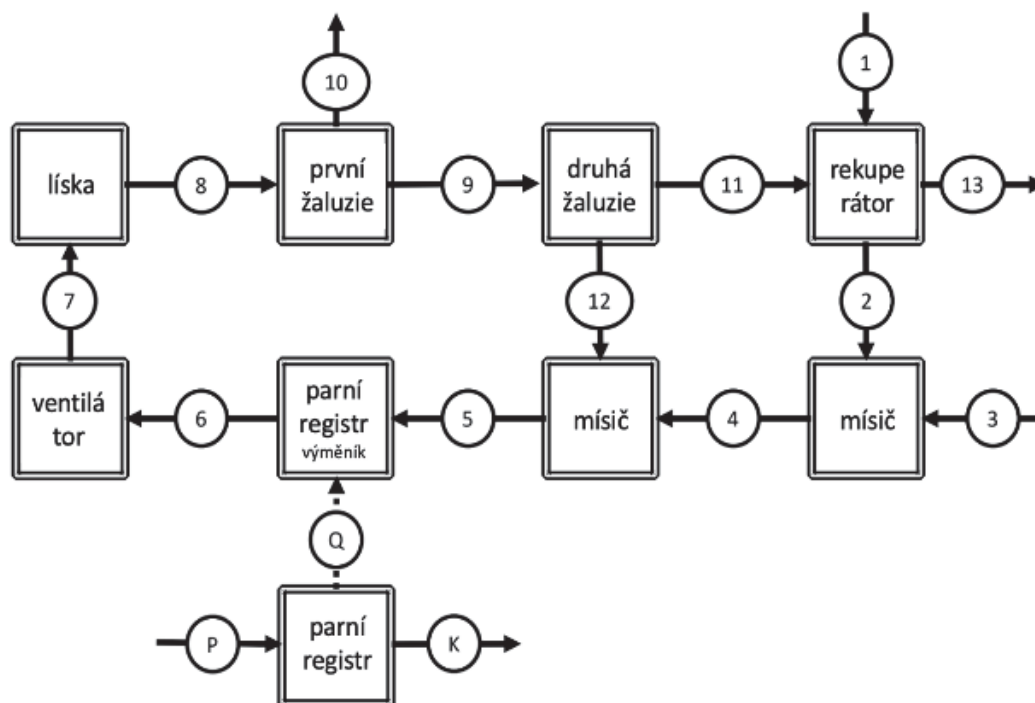
Denně se v Nošovické sladovně vyrobí okolo 103,5 tun sladu, který je následně pomocí hydrauliky přesunut do takzvaných odkličovaček na odklíčení a poté je skladován a znovu přečištěn a leštěn. Poté může být slad expedován na varnu.

ŘEŠENÍ A VÝSLEDKY

Při řešení procesního projektu zadaného sladovnou Radegast v Nošovicích bylo postupováno následovně. Po seznámení s procesem hvozdění byla vytvořena bloková schémata toku vzduchu pro všechny části procesu. Příklad blokového schématu pro tok vzduchu pro období sušení s recirkulací vzduchu je vyobrazené na **Obr. 1**. Na základě schémat byly sestaveny bilanční rovnice a rovnice doplňující proces hvozdění. Pomocí těchto rovnic byly provedeny prvotní výpočty ověřující spolehlivost získaných dat.

Data z průběhu hvozdění se ukládají do souborů, přičemž při jednom hvozdění je zpracováno určité množství sladu, kterému se říká sbírka. Zaznamenává se průběh hvozdění, odrůda sladu, výška nastíraného sladu, otáčky ventilátoru a řada provozních teplot a vlhkostí. Tato data byla použita pro výpočet koeficientů přestupu hmoty a tepla pro všechny tři typy receptur a pro výpočet efektivity rekuperátoru. Pro získání koeficientů bylo využito Chilton-Colburnovy analogie udávající vztah mezi těmito koeficienty. Koeficienty, vypočtené pro každou recepturu, byly dále optimalizovány, aby průběh hvozdění odpovídal získaným

datům. Průměrné hodnoty jednotlivých koeficientů pro všechny tři typy receptur jsou zaznamenány v **Tab. 1**.



- | | |
|--|---|
| 1. Vstup ven. vzduchu do rekuperátoru | 9. Vlhký vzduch pro další využití |
| 2. Předehřátý vzduch z rekup. | 10. Vzduch vystup. výduchem nad liskou |
| 3. Vstup ven. vzduchu bez rekuperace | 11. Vlhký vzduch do rekuperátoru |
| 4. Chladný vzduch | 12. Vlhký vzduch zpět do registru |
| 5. Vzduch vstupující do parního registru | 13. Vlhký ochl. vzduch ven z rekuperátoru |
| 6. Ohřátý vzduch do ventilátoru | P Horká pára |
| 7. Ohřátý vzduch do lisky | K Kondenzát |
| 8. Vlhký vzduch z lisky | |

Obr. 1: Blokové schéma pro tok vzduchu pro období sušení s recirkulací vzduchu s legendou pro vyznačené proudy

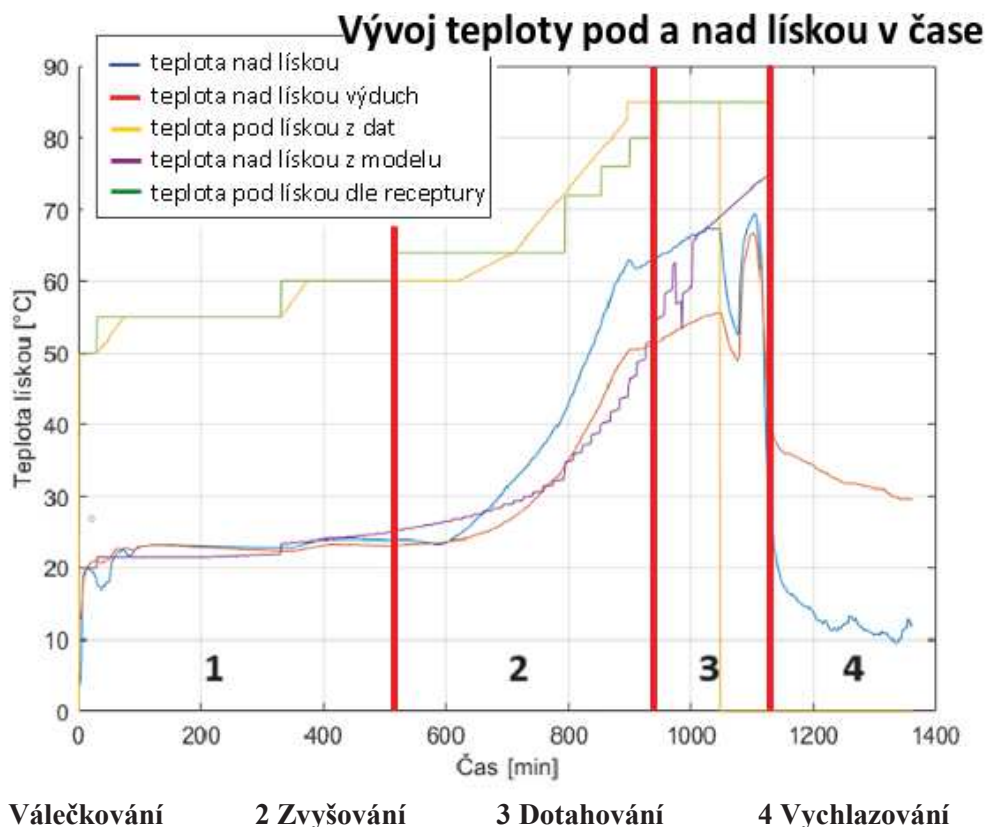
V samotném modelu hvozdění a rekuperátoru vystupují jako vstupní parametry teplota venkovního vzduchu, relativní vlhkost venkovního vzduchu, výška nastírky, cílový hmotnostní zlomek vody v nastírce a receptura, dle které bude model uvažovat jednotlivé kroky hvozdění. Jelikož se jedná o vstupní data, tak je možné je libovolně měnit dle patřičných pravidel a tradic procesu hvozdění. Načtení receptury není vázáno na žádná data, takže lze model považovat za univerzální. Na základě vstupních dat lze pomocí modelu vyhodnotit průběhy teplot vzduchu

v jednotlivých krocích hvozdění, průběh vlhkosti ve sladu a celkové spotřebované teplo.

Tab. 1: Souhrn průměrných spočítaných údajů k recepturám

Receptura	Prům. průtok vzduchu při max. ot. ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$)	Koeficient přestupu hmoty ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$)	Koeficient přestupu tepla ($\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$)	Efektivita rekup. (%)
Zimní	54,40	2,6217	2,6230	75,35
Přechodná	51,59	2,3584	2,3935	74,76
Letní	51,95	1,7123	2,1970	71,41

Pro všechny zmíněné receptury byl ze získaných dat a výše popsanych výpočtů sepsán souhrn průměrných údajů uvedených v **Tab. 1**, mezi které patří průměrný průtok sušícího vzduchu při maximálních otáčkách ventilátoru, koeficienty přestupu hmoty, koeficienty přestupu tepla a efektivita rekuperátoru.



Obr. 2: Vývoj teploty vzduchu pod a nad lískou v čase pro zimní recepturu s vyznačenými kroky hvozdění (konkrétně pro sbírku 330)

Vývoj teploty vzduchu pod a nad lískou v čase pro zimní recepturu s vyznačenými kroky hvozdění je vyobrazen na **Obr. 2**. Z obrázku je patrné, že model uspokojivě předpovídá průběh hvozdění. Na základě sestaveného modelu byla provedena také ekonomická analýza zhodnocující možné zkrácení doby hvozdění při změnách průtoku vzduchu.

ZÁVĚR

V rámci tohoto procesního projektu byl vyvinut model hvozdění a rekuperátoru, který je schopen předpovědět průběh hvozdění na základě změny vstupních parametrů venkovních podmínek a dalších podmínek procesu. Díky modelu lze zjistit možné zkrácení doby určitých částí hvozdění. Dále je možné zjistit efektivní provoz rekuperátoru a vypočítat jeho efektivitu. Na základě ekonomické analýzy bylo zjištěno, že při vyšších hodnotách průtoku vzduchu se spotřebovává méně energie na topné páře a také se zkracuje čas hvozdění.

Příspěvek III

TECHNOLOGIE NA SNÍŽENÍ OBSAHU HCL VE SPALINÁCH

Řešitelé: Bc. Adam Siuda
 Bc. Albert Behner
 Bc. Jakub Kamenický
 Bc. Kryštof Majer

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
 Ing. Vlastimil Bříza (Spolchemie, a.s.)
 Ing. Petr Valha (Spolchemie, a.s.)

Zadavatel: Spolchemie, a.s., Revoluční 1930/86, Ústí nad Labem 400 32



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



SPOLCHEMIE

ÚVOD

Spolek pro chemickou a hutní výrobu SPOLCHEMIE a.s. je významným hráčem v oblasti chemického průmyslu s bohatou historií a širokým portfoliem výrobků. Tato společnost se specializuje na výrobu klíčových chemických surovin, včetně chloru, hydroxidu sodného a draselného a epoxidových pryskyřic. SPOLCHEMIE exceluje nejen v oblasti technologických inovací, ale i v poskytování vysoce kvalitních chemických produktů, které nacházejí uplatnění v širokém spektru průmyslových odvětví. Tato firma se může pyšnit dlouholetou tradicí, spojenou s moderními přístupy k výrobě a udržitelnosti, což ji činí klíčovým partnerem pro zákazníky po celém světě.

MOTIVACE

Zadáním projektu bylo zhodnotit část spalovny, která se zabývá odstraňováním kyseliny chlorovodíkové ze spalín vzniklých v peci. To obstarává trojice kolon. Z nich první je svazkový trubkový výměník provozovaný jako souproudé zařízení. V trubce stéká po stěně kapalný roztok kyseliny chlorovodíkové a do trubek jsou vháněny teplé spaliny. Druhé zařízení je protiproudá absorpční kolona, která je rozdělena na dvě části, a to část se sypanou výplní a část se síťovými patry, která je v hlavě kolony a slouží k dočištění spalín. Motivací zadání byl současný stav zařízení, kdy výstupní plyn nesplňuje požadavky zadavatele. Ten požaduje limit výstupní koncentrace chlorovodíku pod hranicí 1 mg/Nm^3 (tedy desetkrát nižší, než je legislativní norma).

Složení spalín je obsaženo v **tabulce 1** v objemových procentech.

Tab. 1: Složení vstupních spalín

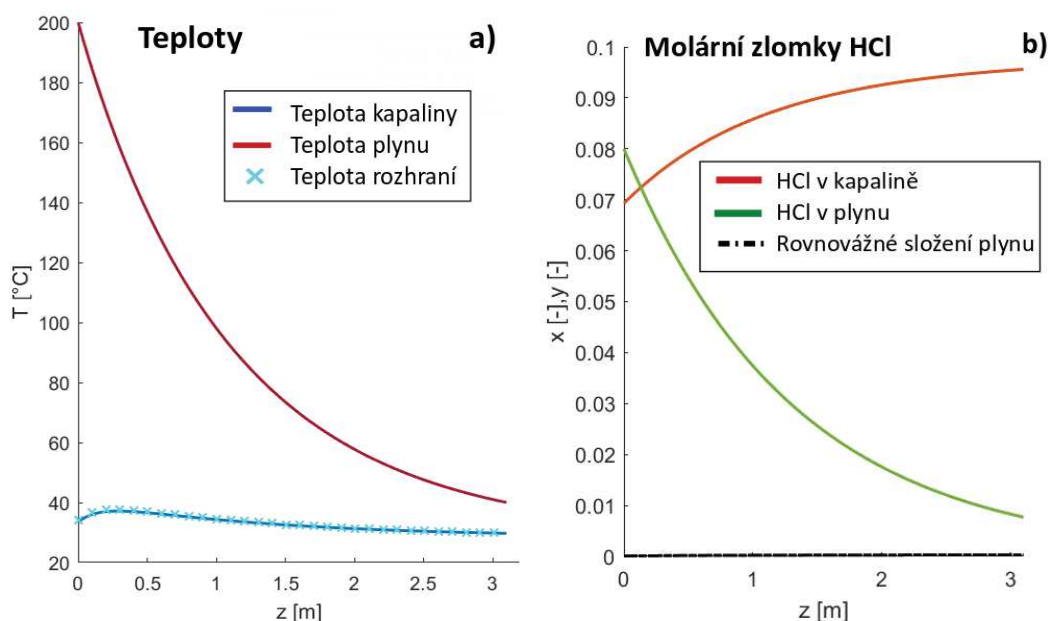
složka	obj. %
N ₂	73
O ₂	6
CO ₂	8
H ₂ O	5
HCl	8

ŘEŠENÍ

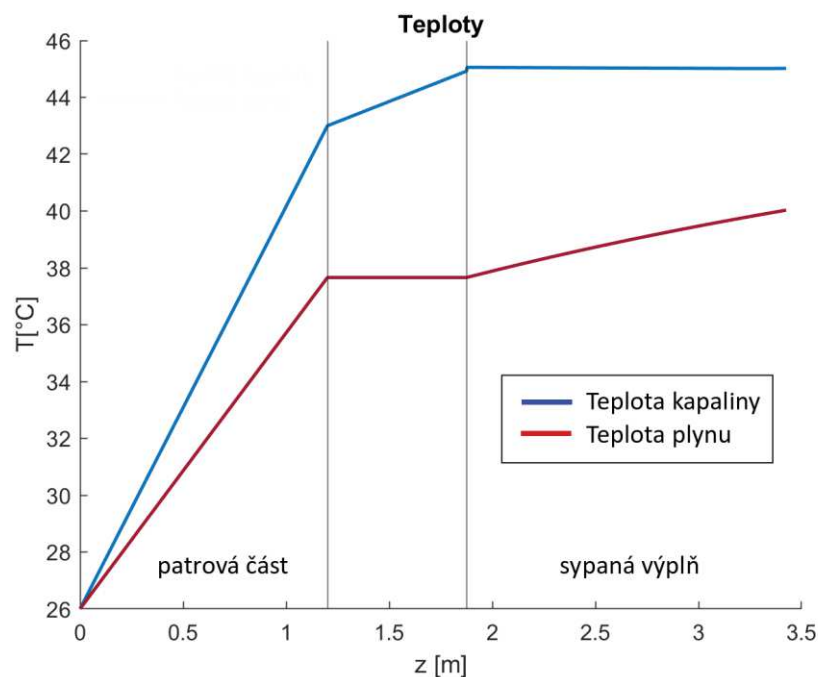
Pro případné úpravy je nutné nejprve zhodnotit současný stav zařízení. Z důvodu větší kontroly nad výpočty a modelování v rámci projektu byl pro celé řešení zvolen

VÝSLEDKY

Pro variantu A, současný stav, byl schopen dle simulace aparát E1301 zchladit spaliny z 200 °C až pod teplotu 40 °C (**Obr. 2a**). Spaliny o stejné teplotě vstupují do kolony C1302 (na **obrázku 3**, kdy délka kolony je počítána od hlavy kolony).

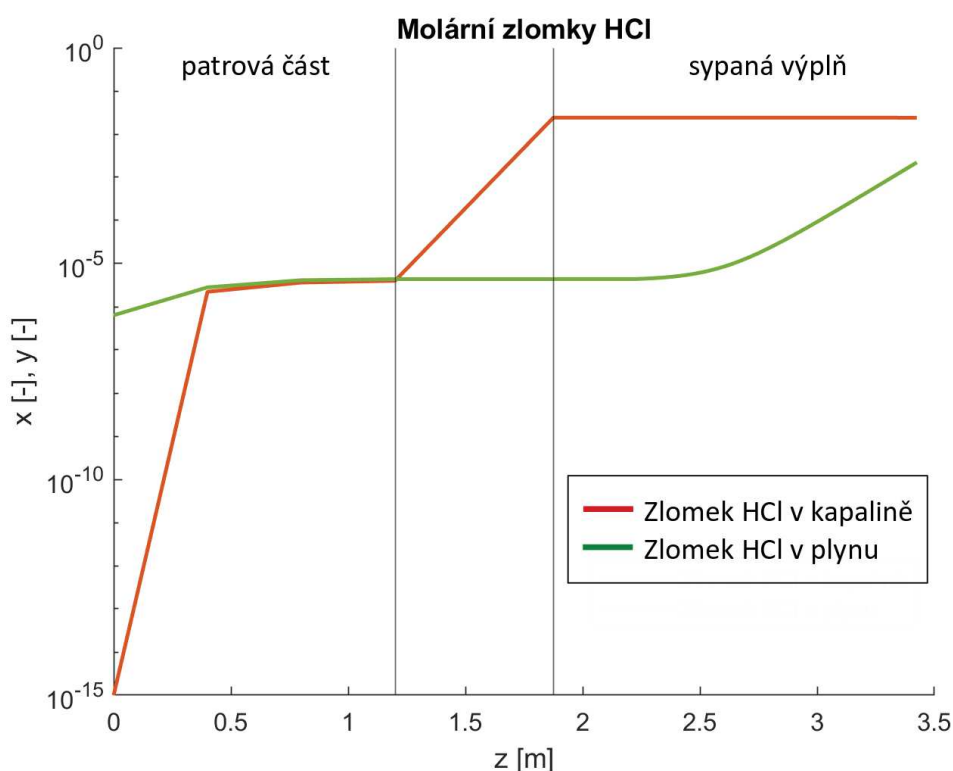


Obr. 2: Výsledky simulace pro režim současný stav. Vývoj teplot (a) a molárního zlomku HCl (b) v aparátu E1301



Obr. 3: Výsledky simulace pro režim současný stav. Vývoj teplot v koloně C1302

Na **obrázku 4 a 2b** lze pozorovat vývoj molárního zlomku kyseliny chlorovodíkové v závislosti na poloze v koloně. Kolona E1301 dokáže snížit obsah HCl ve spalínách až pod jedno molární procento a již ve výplňové části aparátu se sníží obsah HCl natolik, že je limitován rovnováhou (tato koncentrace je však nižší, než norma vyžaduje). Zde je teplota kapaliny, která byla v tomto případě považována za teplotu mezifázového povrchu vyšší vlivem recyklu. V patrové části je teplota procesní vody na vstupu 27 °C a zařízení je počítáno jako rovnovážné pomocí účinnosti patra. Zde podle varianty A klesne koncentrace pod doporučenou koncentraci již při účinnosti 1 %, kdy běžná účinnost takových zařízení se pohybuje okolo 20 - 30 %.



Obr. 4: Výsledky simulace pro režim současný stav. Vývoj molárního zlomku HCl v koloně C1302

Pro variantu B, návrhové zatížení, byl problémový výstupní proud spalín z kolony E1301, kdy se zvětšeným průtokem spalín nedocházelo k dostatečnému zchlazení spalín. To mělo následky v koloně C1302, která není chlazena. Z toho důvodu bylo pro tento případ přidáno chlazení recyklu, který vede z paty kolony C1302 zpět nad plněnou část této kolony a do hlavy kolony E1301. Při této variantě vykazuje

simulace podobné výsledky, jako při variantě A, a to za předpokladu chlazení recyklu na 40 °C.

ZÁVĚR

Cílem této práce bylo popsat pomocí matematického simulačního modelu procesy v současném uspořádání technologického zařízení. V rámci této simulace došlo k pokusu o odhalení možné příčiny vyšších koncentrací kyseliny chlorovodíkové na výstupu odplynů ze spalovny (tím nesplnění legislativních ekologických norem). Výsledky simulačních výpočtů ovšem v tomto případě neodhalily návrhový problém v technologii. Další postup je tak třeba směřovat na pečlivé naměření procesních veličin mezi kolonami E1301 a C1302 pro zjištění možných odchylek od simulovaných dat vycházejících z modelu. V úvahu je nutné také vzít technický stav aparátů, zda nedochází k foulingu v koloně E1301 a tím ke snížení účinnosti této technologie. Další zkoumanou oblastí by mohl být detailnější pohled na spalovací pec a rigorózní popsání procesu hoření, vzhledem k možnosti tvorby širšího spektra látek, které v této simulaci nebyly uvažovány a mohly by mít vliv na fungování současné technologie.

Příspěvek IV

NOVÁ KONCEPCE PLYNNÉHO A KAPALNÉHO ČPAVKU
V LOVOCHEMII a.s.

Řešitelé: Bc. Vojtěch Bílek
Bc. Jan Ižovský
Bc. Vladislav Shirokov

Konzultanti: Ing. Jan Haidl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Martin Hubička, Ph.D. (Lovochemie, a.s.)
Bc. Jan Halouzka (Lovochemie, a.s.)

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



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



ÚVOD

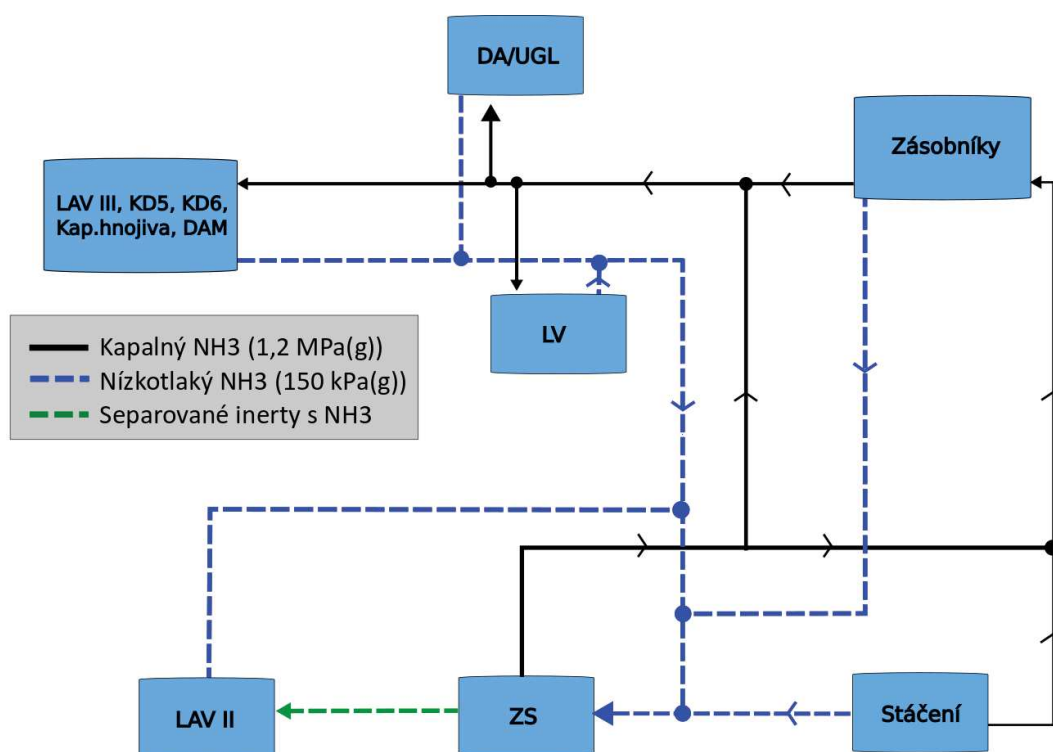
Zadavatelem projektu je společnost Lovochemie a.s., která je největším výrobcem dusíkatých hnojiv v České republice. Klíčovou surovinou pro výrobu hnojiv je amoniak, který je dopravován po železnici v kapalně formě a je zpracováván na řadu produktů.

Hlavním cílem projektu bylo popsat a zhodnotit aktuální koncepci nakládání s amoniakem v Lovochemii a rozpracovat možné varianty modernizace některých linek. V současnosti jsou v Lovochemii 3 hlavní emitenti plynného amoniaku - kulové zásobníky na kapalný amoniak, stáčení kapalného amoniaku z cisteren a výroba ledku vápenatého, viz **Obr. 1**. Ostatní linky produkují plynný amoniak jen výjimečně např. během odstávky. Vyprodukovaný plynný amoniak se expanduje na nižší tlak v plynných rozvodech a je dopravován do zkapalňovací stanice, kde je zkapalněn a vrácen do kapalných rozvodů, nebo do výroby LAV II, kde se spotřebuje. Kvůli stáří zkapalňovací stanice bude nutná její rekonstrukce nebo výstavba nové zkapalňovací stanice. Správná volba a konkrétní podoba zrekonstruované/nové stanice je součástí projektu. LAV II bude v budoucnu odstavena, nicméně některé z jejích funkcí musí být zachovány, což by mělo být v navrhovaném konceptu také reflektováno. Nedílnou součástí projektu je ekonomická bilance nákladů na zkapalnění amoniaku jak pro současný, tak i navržený stav. Ta byla provedena na základě materiálové a entalpické bilance zainteresovaných jednotek.

EMITENTI $\text{NH}_{3(\text{g})}$ – STÁČENÍ, VÝROBA LEDKU VÁPENATÉHO (LV), KULOVÉ ZÁSOBNÍKY

Kapalný amoniak z železničních cisteren se stáčí do předlohy, odkud se pak přečerpává do kulových zásobníků. Během stáčení se část amoniaku odpařuje a odpouští se do plynných rozvodů. Během stáčení se do plynných rozvodů dostávají i inertní plyny.

Dalším emitentem je výroba LV, která produkuje $\text{NH}_{3(\text{g})}$ vymrazováním vlhkosti ze vstupujícího vzduchu, který je dále používán jako chladicí médium hygroskopického ledku vápenatého.



Obr. 1: Schéma aktuálního stavu

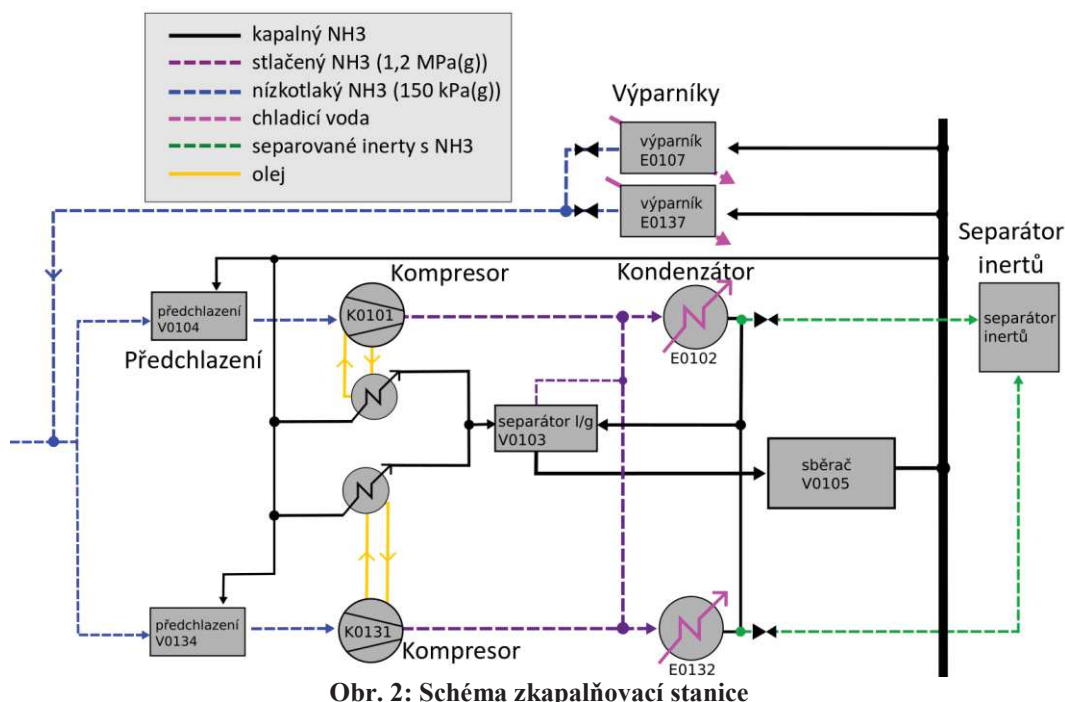
Posledním emitentem jsou 3 kulové zásobníky. Jeden se využívá jako průtočný zásobník, kam se dopravuje kapalný amoniak ze stáčení, a zároveň se odebrá do výroby. Druhý se udržuje plný a slouží jako rezerva pro případ přerušení dodávek amoniaku. Třetí zásobník je prázdný a plní funkci rezervy.

ZKAPALŇOVACÍ STANICE (ZS)

Hlavním účelem ZS je udržování předepsané hodnoty tlaku v potrubí pro plyný amoniak - 125 kPa(g). Při překročení uvedené tlakové hladiny je plyný amoniak zkapalňován v ZS. Při nízkém tlaku v potrubí je kapalný amoniak odpařován ve výparnících, jimiž ZS disponuje. Tyto výparníky také udržují kompresory v neustálém chodu, čímž se aktuálně řeší problém dlouhého nájezdu kompresorů. Na **Obr. 2** je zobrazeno schéma současné zkapalňovací stanice.

Zkapalnění plyného amoniaku ze sítě se začíná předchlazením. Chlazení je realizováno pomocí nástřiku kapalného amoniaku do předchlazovací nádoby. Předchlazený amoniak (-13 °C) se nasává do šroubových kompresorů, kde je stlačen na tlak 1200 kPa(g). Kompresní teplo se odvádí pomocí oleje, který je

ve výměníku chlazen kapalným amoniakem. Následně je amoniak zkapalněn v deskových kondenzátorech a vrácen do rozvodů s kapalným amoniakem.



Inertní plyny, které se dostávají do systému během stáčení, se akumulují uvnitř kondenzátorů a tím snižují parciální tlak amoniaku, který postupně přestává kondenzovat. Tento problém řeší separátor inertních plynů, kam je směs amoniaku a inertních plynů vedena a amoniak je částečně zkapalněn. Chladicím médiem v separátoru je kapalným amoniak. Zbývá plynná směs je zpracována na lince LAV II.

MATERIÁLOVÁ BILANCE AKTUÁLNÍHO STAVU

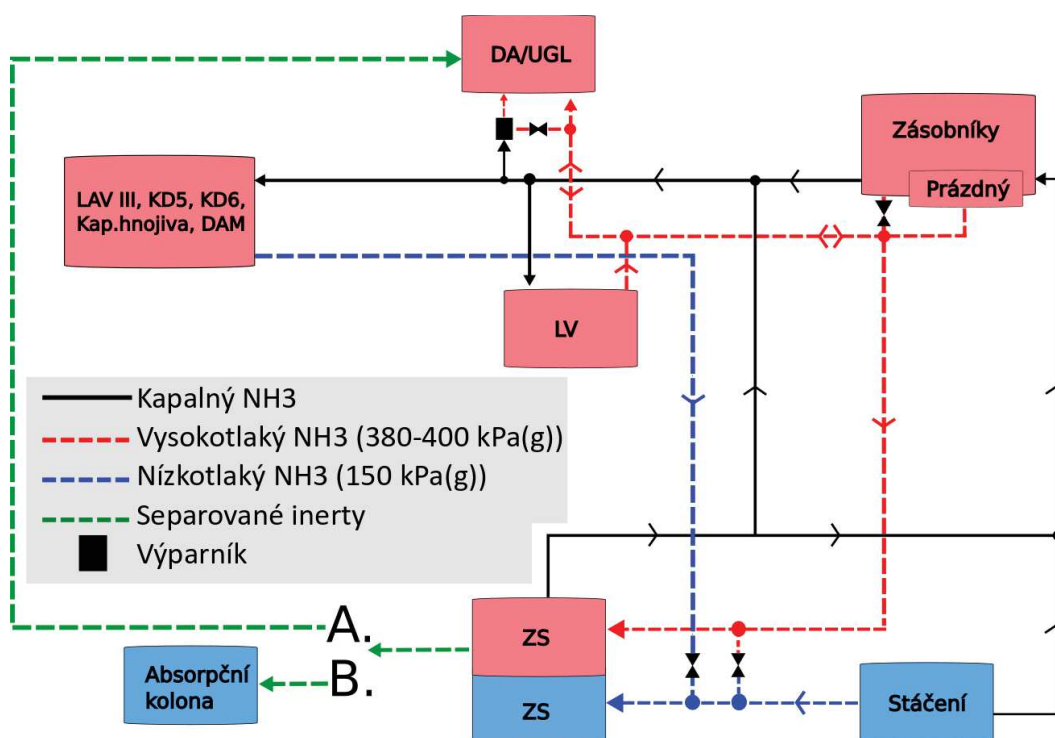
Materiálové bilance plynného amoniaku byla použita k odhadu plynného amoniaku produkovaného výparníky v ZS, jelikož výkon výparníků nelze odhadovat z žádných měřených dat. Odhad množství vyprodukovaného $\text{NH}_3(\text{g})$ ze stáčení a zásobníků byl proveden pomocí entalpické a hmotnostní bilance z poskytnutých dat. Průtoky NH_3 do sítě z LV a do LAV II jsou přímo měřené veličiny. Množství plynného amoniaku zpracovaného v ZS bylo odhadnuto na základě známé spotřeby elektrické energie kompresorů. K odhadu posloužil model ZS v softwaru *Aspen HYSYS*. Odhadnuté/měřené toky jsou shrnuty v **Tab. 1**.

Tab. 1: Toky plyného amoniaku z jednotlivých linek

stáčení	3155	t/rok
zásobníky	259	t/rok
LV	1523	t/rok
LAV II	-2333	t/rok
zkapalňovací stanice	-19780	t/rok
výparníky	17176	t/rok

NÁVRHY NOVÉHO KONCEPTU

Navrhovaný koncept zahrnuje několik návrhů na modernizaci, viz **Obr. 3**, které byly zhodnoceny na základě technických i ekonomických parametrů. První návrh popisuje zavedení vysokotlaké větve na $\text{NH}_3(\text{g})$. Spotřeba elektrické energie na kompresi amoniaku z vysokotlaké větve je o 35 % nižší než na kompresi z nízkotlaké větve.



Obr. 3: Schéma nově navrhovaného konceptu nakládání s amoniakem

Druhý návrh popisuje vybudování nové stanice blíže k emitentům, čímž se sníží náklady na vybudování vysokotlakého potrubí. Nová zkapalňovací stanice by k regulaci kompresorů nevyužívala výparníky, které tvoří majoritní část provozních nákladů.

Třetím návrhem je využití prázdného zásobníku jako bufferu, čímž by se zvýšila kapacita potrubí a usnadnila by se regulace tlaku ve vysokotlaké větvi.

Dalším návrhem bylo nové nakládání se směsí amoniaku a inertních plynů, která by se nezpracovávala na lince LAV II, ale na již existujících linkách DA/UGL nebo by byla vystavěna nová absorpční kolona. Na lince DA je rovněž možnost zpracovávat určité množství plynného amoniaku na neutralizaci a ten by nemusel být zpracováván v ZS.

ZÁVĚREČNÉ POROVNÁNÍ AKTUÁLNÍHO A NAVRHOVANÉHO STAVU

V průběhu řešení projektu bylo vypracováno několik možných scénářů provozu navrhovaného stavu, jejichž ekonomické zhodnocení je představeno v **Tab. 2**.

Tab. 2: Ekonomické porovnání aktuálního a navrhovaného stavu

Aktuální stav		
celkové náklady na provoz kompresorů	7 879 328	Kč/rok
náklady způsobené výparníky	6 120 049	Kč/rok
náklady způsobené ostatními emitenty	1 759 279	Kč/rok
Navrhovaný stav		
varianta A	1 262 000	Kč/rok
varianta B	1 493 660	Kč/rok
varianta C	1 725 320	Kč/rok

Ve všech variantách je amoniak produkovaný stáčením do nízkotlaké větve zkapalněn v ZS. V případě varianty C je veškeré množství amoniaku emitovaného do vysokotlaké větve zpracováno v ZS, čímž je ušetřeno 77 % spotřeby elektrické energie potřebné ke kompresi oproti aktuálnímu stavu. Zbývající varianty A a B zahrnují to, že plynný amoniak z vysokotlaké větve bude zpracován zcela, respektive z poloviny linkou DA, což by vedlo k další minimalizaci provozních nákladů.

Příspěvek V

ÚPRAVA METODY ŘÍZENÍ KOLONY C102

Řešitelé: Bc. Mária Šoltéssová
Bc. Lukáš Berčík
Bc. Tatiana Jarottová
Bc. Samuel Křiška

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

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



ÚVOD

Původní výrobní VCM byla vybavena vlastní výrobou EDC na přímé chloraci, která byla po odstavení elektrolýzy nahrazena nákupem. Došlo tak ke změnám průtoku na „destilaci EDC“ tím, že EDC nakupované je dnes nastříkáváno přímo ve směsi s EDC z rektifikací na štěpící pec R201. **Rektifikační kolona C102**, sloužící k odstranění lehkých podílů, prošla revampem, konkrétně výměnou všech pater a zaizolováním pláště. Kolona by měla být provozována v režimu, který zajistí splnění požadavků na koncentraci **tetrachlormetanu, CCl_4 (2020 ppm)** a nepřesazení maximální koncentrace **chloroformu, CHCl_3 (max. 1000 ppm)** v patě kolony. Před revampem byla kolona řízena odtahem organického destilátu na základě změny teploty na **osmém patře** shora. Po revampu nedochází na tomto patře k dostatečně výrazným změnám teploty, a nemůže tak být použito k řízení kolony (tj. k řízení odtahu org. destilátu). Cílem projektu je tak posouzení optimálních provozních parametrů kolony C102 v podmínkách nového hmotnostního toku nástřiku, konkrétně:

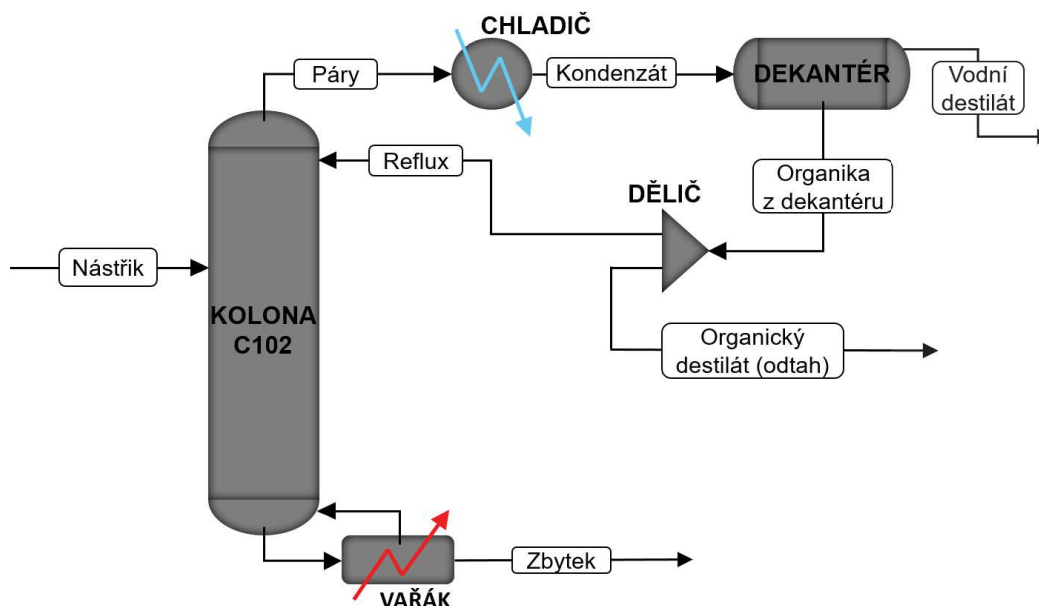
- nalezení optimálního patra pro řízení kolony,
- stanovení průtoku odtahu lehkých podílů,
- stanovení příkonu do vařáku, resp. průtoku páry vařákem,
- návrh řízení chodu kolony v případě fluktuací složení a průtoku nástřiku.

ŘEŠENÍ

K řešení problému byl využit software *AspenPlus V12.1*. Schéma procesu rektifikace EDC je uvedeno na **obrázku 1**.

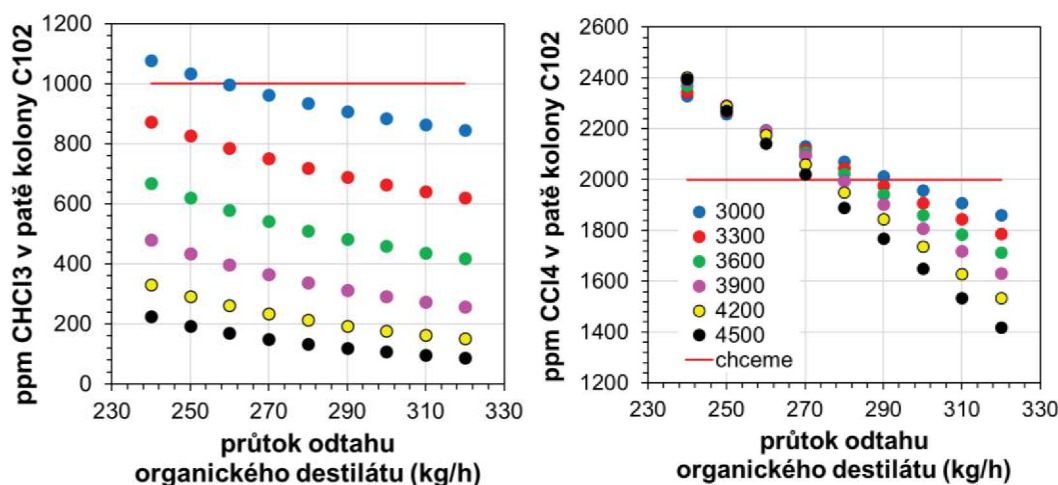
Mokrý neutralizovaný EDC je přiváděno na 16. patro (shora) kolony C102, ve které dochází k oddělení lehkých podílů. Ty ve formě parní směsi s vodou odcházejí hlavou kolony k dalšímu zpracování. Suché EDC teče patou kolony. Pro kolonu je použitý model RadFrac s vařákem typu Kettle, bez kondenzátoru, který je modelován zvlášť. Kondenzát pokračuje do dekantéru, kde je jako klíčová složka tvořící druhou kapalnou fázi zvolena voda. Dochází v něm tedy k separaci organické a vodné fáze beze změny teploty a tlaku. Vodná fáze destilátu je odváděna k dalšímu zpracování a organická fáze pokračuje do děliče, kde se část

odtahuje jako organický destilát (odtah) a zbytek se vrací na kolonu jako reflux na 1. patro (na hlavu kolony) při nezměněné teplotě. Model RadFrac, který byl použit k simulaci kolony, poskytuje dva druhy výpočtu: equilibrium (rovnovážný) a rate-based (rychlostní). Ze zadavatelem poskytnuté technické dokumentace kolony byl vytvořen rate-based model kolony C102, ve kterém jsou detailně definovány veškeré parametry internálů. Získané účinnosti pater byly implementovány do rovnovážného modelu, se kterým byly provedeny všechny parametrické studie nutné pro nalezení optimálních podmínek chodu kolony, teplocitlivého patra a pro návrh řízení kolony.



Obr. 1: Schéma modelu rektifikace mokrého EDC v software *AspenPlus*

Vliv příkonu do vařáku, který přímo určuje průtok refluxu, byl zkoumán v rozmezí 3000 až 4500 kW s inkrementem 300 kW. Při příkonu nižším než 3000 kW by pro dosažení požadované koncentrace CCl_4 v patě kolony byl potřebný velmi vysoký odtah org. destilátu (konkrétně 375 kg/h při příkonu do vařáku 2700 kW) a docházelo by tak k nežádoucím ztrátám EDC (až 170 kg/h). Vliv odtahu organického destilátu v děliči byl zkoumán v rozmezí 240 až 340 kg/h s inkrementem 10 kg/h. Výsledky parametrických studií jsou shrnuty na **obrázku 2**.



Obr. 2: Parametrická studie vlivu průtoku organického odtahu a příkonu do vařáku na množství tetrachlormethanu, CCl_4 a chloroformu, CHCl_3 v patě kolony, jednotlivé barvy odlišují konkrétní příkony (3000-4500 kW)

Se zvyšujícím se průtokem odtahu klesá koncentrace CCl_4 i CHCl_3 v patě kolony. Tato závislost je pro CCl_4 silnější za vyšších příkonů do vařáku. Koncentrace CHCl_3 v patě kolony silně závisí na příkonu do vařáku při všech průtocích organického odtahu, přičemž se zvyšujícím se příkonem do vařáku koncentrace CHCl_3 v patě klesá. Se zvyšujícím se příkonem klesá i koncentrace CCl_4 v patě, avšak pouze pro vyšší průtoky odtahu organického destilátu. Prakticky pro každý příkon do vařáku jde požadavky na koncentraci CCl_4 a CHCl_3 v patě splnit, ale za jiného průtoku odtahu org. destilátu.

Pro stanovení **teplocitlivého patra** byl dále uvažován konstantní příkon na dříve uvedené, odhadnuté optimální hodnotě **3300 kW**. Při konstantním příkonu a konstantním průtoku nástřiku zbývají pouze dva zásadní způsoby, jakými se může měnit složení v patě kolony: **i)** množství odtahu organického destilátu D a **ii)** složení nástřiku X_i , respektive hmotnostní tok jednotlivých složek F_i v nástřiku. Předmětem dalších parametrických studií byl tedy právě odtah organického destilátu a hmotnostní tok tetrachlormetanu, chloroformu a také etylchloridu v nástřiku. Nominální stav označen $X(N)$, stav o odchylku nižší $X(N-1)$ a stav o odchylku vyšší $X(N+1)$ (viz **Tab. 1**). Tetrachlormetan a chloroform byly zvoleny pro jejich provozní význam a etylchlorid byl zvolen, jelikož jako nejtěkavější složka v systému tvoří značnou část organického destilátu. Smyslem těchto studií

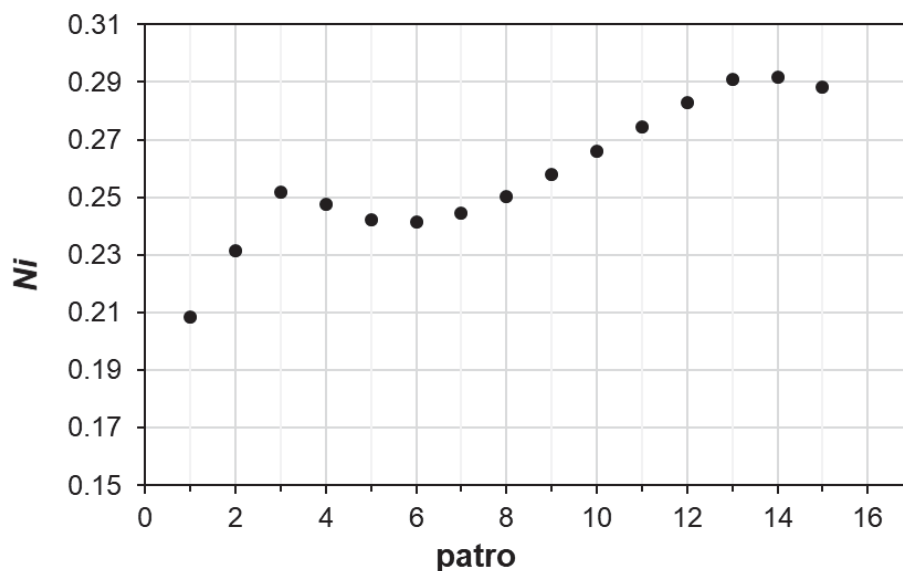
byla snaha kvantifikovat vliv zmíněných proměnných na teplotní profil v obohacovací části kolony.

Tab. 1: Odchytky a příslušné hodnoty proměnných sloužící ke kvantifikaci vlivu jednotlivých proměnných

	odchylka (%)	při záporné odchylce	Nominální stav	při kladné odchylce
		$X(N-1)$ (kg/h)	$X(N)$ (kg/h)	$X(N+1)$ (kg/h)
D	10	261,00	290,00	319,00
F_{EtCl}	16	33,17	39,49	45,81
F_{CHCl_3}	21	66,97	84,77	102,57
F_{CCl_4}	28	80,36	111,61	142,86

Vzhledem k tomu, že pro řízení kolony by bylo ideální zvolit takové patro, na kterém se výrazně projeví změna odtahu a pokud možno se co nejméně projeví změna složení nástřiku, byl pro určení takového patra použit následující vzorec, kde j je index složky a i je index patra.

$$N_i = \frac{\Delta T D_i}{\sum_j \Delta T F_{j,i}}$$



Obr. 3: Vyhodnocení optima teplocitlivého patra

Optimální patro by mělo představovat takové, na kterém dosahuje tato funkce maxima. Z grafu (**Obr. 3**) se jako nejvýhodnější jeví patro třinácté. Nicméně

na tomto patře jsou hodnoty $\Delta T(X)_{13}$ pro všechny sledované parametry malé. Rozumnější volbou se tedy jeví lokální maximum funkce dosažené na **třetím patře**.

ZÁVĚR

Vzhledem k tomu, že kombinací odtahu a příkonu splňujících požadavky je (nekonečně) mnoho, je výsledná dvojice hodnot optimem vyplývajícím z ekonomické analýzy. Zde ho odhadujeme jako průtok organického destilátu 290 kg/h při příkonu do vařáku 3300 kW (pro uvažovaný průtok nástřiku 36 300 kg/h). Optimální průtok organického destilátu i příkon do vařáku je při konstantním složení nástřiku lineární funkcí jeho průtoku.

Pro konstantní poměr výkonu do vařáku a průtoku nástřiku je vhodnou volbou teplocitlivého patra kolony C102 **třetí patro shora**, protože vykazuje nejsilnější citlivost na změnu odtahu a zároveň nejnižší citlivost na změnu složení nástřiku. Před úpravou (revampem) bylo jako teplocitlivé patro používáno osmé patro, které po úpravě vykazuje příliš nízké změny teploty ($\pm 0,5$ °C) a není již vhodné pro řízení kolony. Na zvoleném třetím patře dochází při stejné změně podmínek k změně teploty o $\pm 1,5$ °C.

Příspěvek VI

DESIGN OF AMMONIA SCRUBBER

Řešitelé: Bc. Artur Sergunin
 Bc. Maxmilián Prachár
 Bc. Kateřina Slaninová
 Bc. Ján Synak

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.)
 Ing. Jiří Mrázek (Casale Project, a.s.)

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



INTRODUCTION

The main goal of the project “Design of ammonia scrubber” is to propose a technology that will be used for the removal of ammonia gas by its absorption into the demineralized water. The technology consists of three main unit operations, an **ammonia absorption column**, a **heat exchanger**, and a **pump**. A two-stage packed bed (Pall rings) design of the absorption column is utilized. One of the main outcomes of this process is also the production of 25% ammonia solution, part of which is returned into the lower stage of the column as a recycle. The upper stage

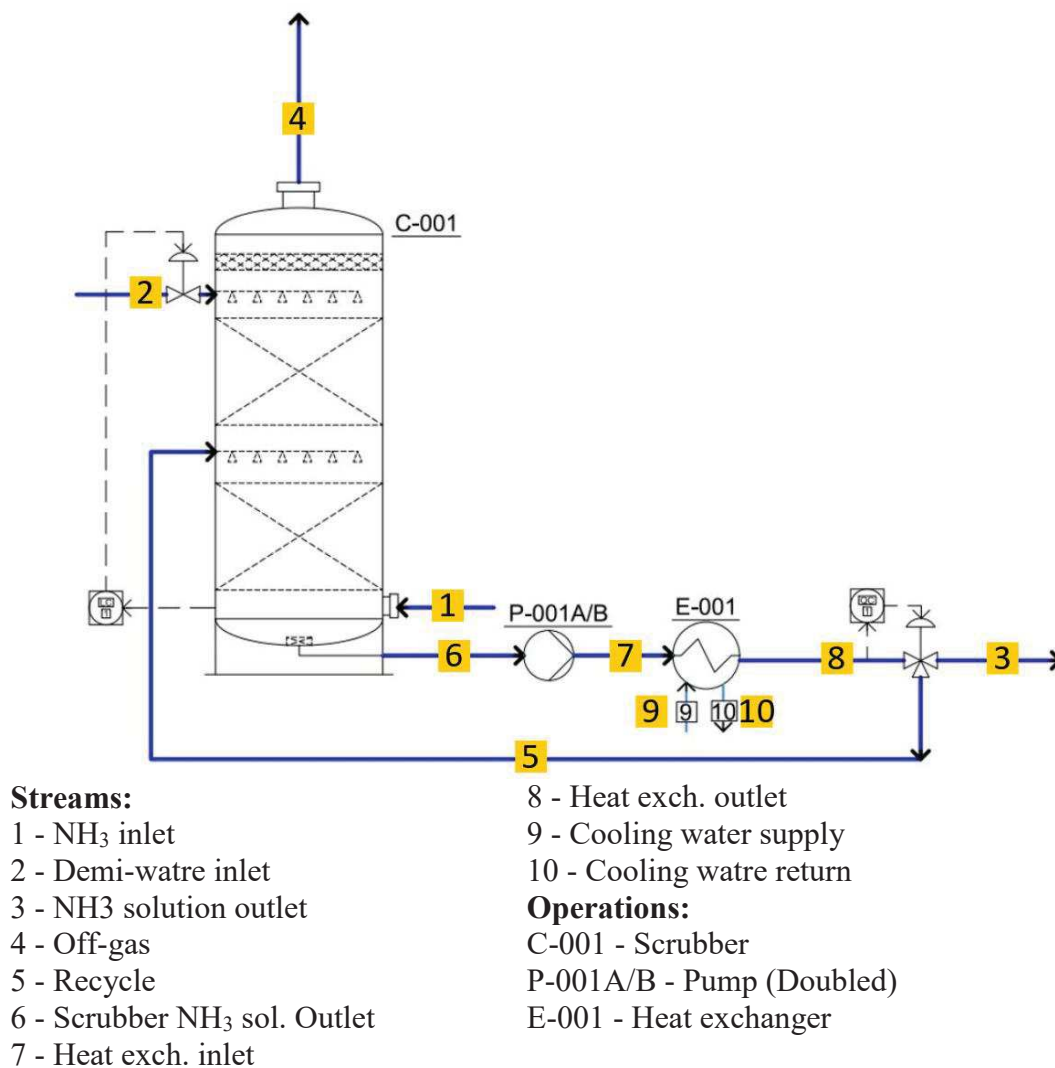


Fig. 1: Process flow diagram of the ammonia scrubber unit

is supplied with the demineralized water. The column as well as the auxiliary equipment (heat exchanger and pump) shall be designed such that they can be operated under three types of conditions – normal, maintenance, and emergency. The process flow diagram of the entire technology is depicted in **Figure 1**.

COLUMN DESIGN

The ammonia scrubber was designed for normal operation conditions under which 500 kg/h of pure ammonia gas is fed into the column. Importantly, total mass and heat balances were also calculated providing the mass flows of demineralized water and the recycle. For 500 kg/h of ammonia gas, it is necessary to supply the column with 1500 kg/h of demineralized water (stream 2 in **Fig. 1**). Furthermore, 34 420 kg/h of ammonia solution must circulate in the process (stream 5 in **Fig. 1**). Importantly, this recycled ammonia solution also acts as the main coolant for the system. The recycled ammonia solution must be cooled to 30 °C before it is returned to the column. The importance of cooling can be demonstrated by the significant dependence of ammonia solubility on temperature. It is evident that to produce 25% ammonia solution, the temperature of the solution may not exceed approximately 36-38 °C (see **Fig. 2**). The exact temperature depends on the selected solubility data series. For this project, data from The Merck Index [1] were selected for further calculations ($T = 36\text{ °C}$).

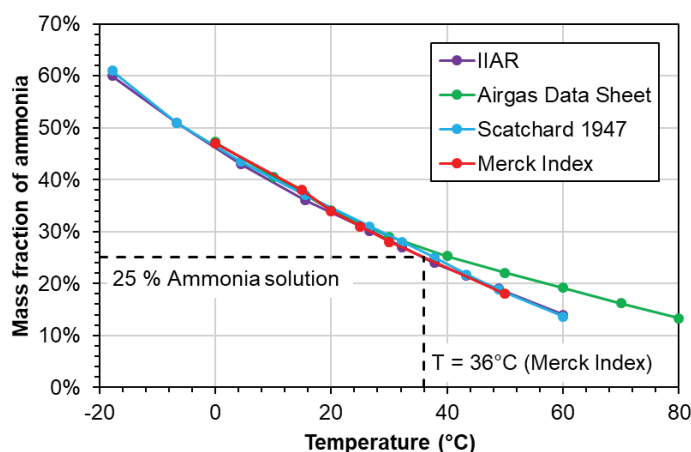


Fig. 2: Ammonia solubility data for various temperatures from different sources

The determination of the column diameter was based on the hydraulic calculations for 500 kg/h gas mass flow. The proposed diameter for the lower stage was 0.75 m.

Moreover, it was decided that the column would be designed such that all ammonia gas is absorbed in the lower stage while the upper stage of the column absorbs mere remnants of ammonia gas. To calculate the packing height, a system of differential equations was derived based on the differential mass and heat balances.

$$\frac{d\dot{m}_{\text{NH}_3}}{dz} = -a \cdot S \cdot k_c \cdot \rho_{\text{sol}} \cdot (w_{\text{NH}_3,\text{int}} - w_{\text{NH}_3}) \quad (1)$$

$$\frac{d\dot{m}_{\text{sol}}}{dz} = -a \cdot S \cdot k_c \cdot \frac{M_{\text{sol}}}{M_{\text{NH}_3}} \cdot \rho_{\text{sol}} \cdot (w_{\text{NH}_3,\text{int}} - w_{\text{NH}_3}) \quad (2)$$

$$\frac{dw_{\text{NH}_3}}{dz} = -\frac{a \cdot S \cdot k_c \cdot (1 - w_{\text{NH}_3})}{\dot{m}_{\text{sol}}} \cdot \rho_{\text{sol}} \cdot (w_{\text{NH}_3,\text{int}} - w_{\text{NH}_3}) \quad (3)$$

$$\frac{dT_{\text{NH}_3}}{dz} = 0 \quad (4)$$

$$\frac{dT_{\text{sol}}}{dz} = -\frac{d\dot{m}_{\text{sol}}}{dz} \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{sol}}} \frac{c_{p,\text{NH}_3}(T_{\text{sol}} - T_{\text{NH}_3}) + \Delta h_{\text{sol}}}{\dot{m}_{\text{sol}}(w_{\text{NH}_3} c_{p,\text{NH}_3} + (1 - w_{\text{NH}_3}) c_{p,\text{H}_2\text{O}})} \quad (5)$$

By solving this system for a set of initial conditions, a minimal packing height can be acquired. For the lower stage, a minimal packing height is equal to 0.934 m. However, to account for the potential insufficiency of the minimal packing, the packing height was increased up to 1.5 m. Mass flow, mass fraction, and temperature profiles in the column can be determined by employing the aforementioned set of differential equations, the profiles in the lower stage for the normal conditions are shown in **Fig. 3**. The diameter of the upper stage was determined analogously, assuming the emergency conditions. Emergency conditions are specified as follows: up to 750 kg/h of ammonia is fed into the lower stage, minimal packing height (0.934 m) is assumed, and 250 kg/h enters the upper stage for which 0.5 m diameter was proposed. However, it was not possible to determine reasonable packing height for the upper stage as the absorption process was practically immediate due to high driving force. Ultimately, the packing height of the upper stage was proposed to be 1/4 of the total packing height, that is 0.5 m. Under such conditions, all ammonia will be absorbed in the lower stage with no ammonia gas leaving the column.

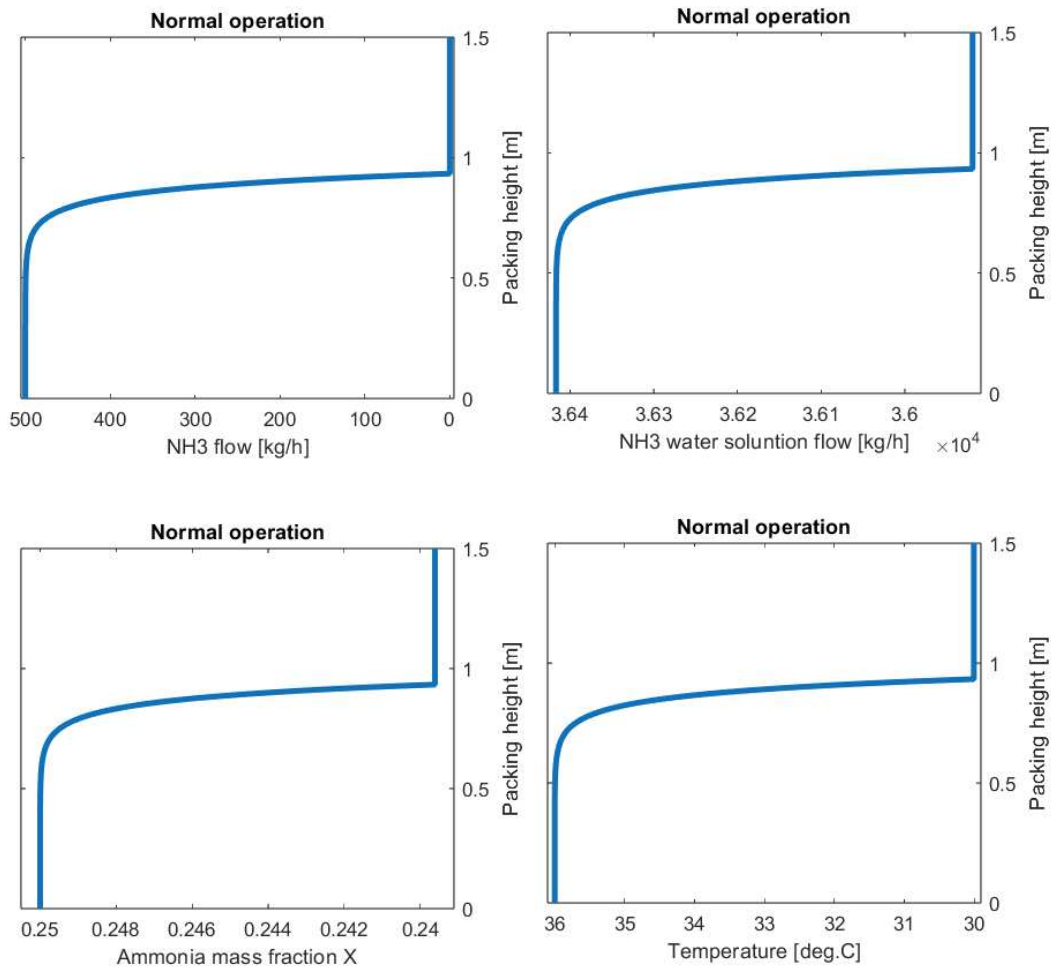


Fig. 3: Mass flow of ammonia gas, mass flow of ammonia solution, ammonia mass fraction, and liquid phase temperature profiles in the lower stage of the absorption column

HEAT EXCHANGER AND PUMP DESIGN

Based on the results acquired from column calculations, the pump and the heat exchanger were designed. The heat exchanger was designed via simulation software *Aspen EDR* (Exchanger Design and Rating). It was determined that a plate heat exchanger would be the optimal choice for this technology. It is also important to note that the heat transfer coefficient is not known in this case. Therefore, the value of the heat transfer area will be provided by the manufacturer of the heat exchanger depending on the utilized material.

Similar to the heat exchanger, pump design was also proposed for a set of three types of conditions. Before the pump design, the piping was also designed to have

a 100 mm diameter (DN100). The pump is characterized by the suction pressure, discharge pressure, and differential pressure, which were calculated for different operating conditions. Based on these pressures, differential head and net positive suction head (NPSHa) were also determined. The main results for the heat exchanger and pump are summarized in **Table 1**.

Tab. 1: Summarized results for plate heat exchanger and pump

Type of operation		Maintenance	Normal	Emergency
Heat exchanger				
Variable	Unit	Value		
Mass flow (Cold side)	kg/h	648	32 384	33 273
Heat exchanged	kW	5.4	271.7	279.2
Pump				
Variable	Unit	Value		
Suction pressure	bar	1.27	1.25	1.25
Discharge pressure	bar	4.97	5.01	5.02
Differential pressure	bar	3.70	3.76	3.77
Differential head	m	41.85	42.39	42.50
NPSHa	m	3.37	1.90	1.60

CONCLUSION

The main assignment of this project was to design a technology for the ammonia scrubbing process. This includes the two-stage absorption column, piping, heat exchanger, and pump design. In summary, it was proposed that the optimal diameter of the lower stage shall be 0.75 m with a packing height of 1.5 m. The diameter of the upper stage shall be 0.45 m with a packing height of 0.5 m. This column design allows for the total absorption of the ammonia gas within the lower stage while the upper stage acts as a precautionary stage. Furthermore, the plate heat exchanger was designed such that it can efficiently cool 36 420 kg/h of 25% ammonia solution to the temperature of 30 °C. Finally, a centrifugal pump and piping were designed to satisfy the ammonia scrubbing process.

REFERENCES

[1] The Merck Index: An Encyclopedia of Chemicals, Drugs, and Biologicals, 14th Edition Edited by O'Neil M.J., Heckelman P. E., Koch C.B., and Roman K.J. Merck & Co., Inc.: Whitehouse Station, New Jersey, 2006.

Příspěvek VII

OPTIMALIZACE DOCHLAZOVÁNÍ ČPAVKU PRO CHLAZENÍ PŘI VÝROBĚ PIVA V PIVOVARU VELKÉ POPOVICE

Řešitelé: Bc. Václav Lázníčka
Bc. Oliver Nagy
Bc. Martin Roudný
Bc. Petr Šimek

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Milan Bittner, Ph.D. (Plzeňský Prazdroj, a.s., Velké Popovice)
Ing. Vojtěch Jícha (Plzeňský Prazdroj, a.s., Velké Popovice)

Zadavatel: Plzeňský Prazdroj, a.s.,
Ringhofferova 1, Velké Popovice 251 69



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**



ÚVOD

Velkopopovický pivovar, patřící společnosti Plzeňský prazdroj a.s., spadající pod celosvětovou skupinu Asahi Breweries, Ltd., je jedním z největších pivovarů v České republice. Je znám především svým pivem Kozel, který je vařen standardním postupem zahrnujícím vystírání, rmutování, scezování, kvašení či filtraci. V celém výrobním procesu piva hraje velkou roli i chlazení. Chladit se musí mladina před jejím přečerpáním do cylindrokonických tanků, během kvašení, které v těchto tancích probíhá, v průběhu zrání, filtrace, a nakonec i stáčení, kde je nezbytné zajistit optimální podmínky pro uchování kvality a chuti piva. V kontextu rostoucích cen energií se optimalizace chlazení a efektivní využití chladících procesů stává důležitým krokem k ekonomické udržitelnosti pivovaru.

POPIS TECHNOLOGIE

V pivovaru je k chlazení používán uzavřený cyklus čpavku (NH_3), ve kterém se využívá jeho skupenská přeměna. Kapalný čpavek vstupuje do výměníku tepla, kde od chladicího média odebere energii, vypaří se a ve formě par je poté veden do kompresoru. Zde jsou čpavkové páry stlačeny a následně zchlazeny a zkonzenzovány v kondenzátorech chladících věží. Kapalný čpavek následně odtéká do sběrače čpavku, odkud je veden do jednotlivých výměníků tepla, kde se celý chladicí cyklus uzavírá.

Kondenzace čpavkových par je v pivovaru prováděna ve dvou režimech. V prvním režimu probíhá kondenzace par čpavku ve všech třech chladících věžích. Ve druhém režimu probíhá kondenzace par čpavku pouze ve dvou věžích a ve třetí chladicí věži dochází k dochlazení kapalného čpavku na nižší teplotu. Toto dochlazení kapalného čpavku má za následek úsporu elektrické energie na kompresorech.

Čpavkové páry vstupují do kondenzátoru hlavou chladicí věže, kam je přiváděna i chladicí voda, která tak vytváří se čpavkem souproudé uspořádání. Chladicí voda skrápí trubku se čpavkem, od kterého odebírá teplo a ten postupně kondenzuje,

vytváří paro-kapalnou směs a na výstupu je již zcela zkondenzovaný. Patou chladicí věže je pak přiváděn v protiproudu vzduch, který odvádí páry vypařující se vody.

CÍL

Pivovar určuje režim chlazení podle aktuální venkovní teploty vlhkého teploměru. Pokud je teplota vlhkého teploměru pod 5 °C, pivovar využívá dochlazování čpavku. Pokud je teplota vyšší, kondenzace čpavku probíhá ve všech chladicích věžích. Cílem této práce bylo zjistit, zda je možné používat režim dochlazování i za vyšších teplot a navrhnout nová měřicí místa pro lepší kontrolu chladicího procesu.

ŘEŠENÍ

Projekt byl řešen tvorbou modelu chladicí věže v programu *Aspen Plus*. Model bylo potřeba validovat porovnáním výsledků simulace modelu s naměřenými daty a po validaci, byl použit k simulacím chladicí věže za různých podmínek.

Podmínky byly vybrány tak, abychom zjistili chování chladicí věže za vyšších teplot, než při kterých pivovar běžně přechází do režimu dochlazování. Tím jsme schopni určit, za jakých podmínek je možné přecházet do režimu dochlazování čpavku.

MĚŘENÍ

Měření probíhala ve třech různých dnech. Vždy bylo cílem změřit vstupní a výstupní **průtoky** a **teploty** proudů **čpavku**, **vody** a **vzduchu** na každé ze tří chladicích věží. Tyto hodnoty totiž nejsou ve všech případech pivovarem sledovány. Průtoky vody a čpavku byly měřeny ultrazvukovým průtokoměrem značky KROHNE za použití režimu dvou průchodů signálu skrz trubku. Teploty byly měřeny termokamerou značky FLIR, teploty výstupních proudů vzduchu termočlánkem a rychlost výstupního vzduchu anemometrem.

Při prvním měření ze dne 23. 10. 2023 byly naměřeny teploty všech proudů vody a čpavku i rychlosti vzduchu vycházejícího z chladicích věží. Z průtoků proudů se

podařilo naměřit jen jeden vstupní proud vody a jeden proud čpavku z důvodu přechodné neodborné manipulace s průtokoměrem.

Při druhém měření dne 31. 10. 2023 byly již úspěšně změřeny vstupní proudy vody, celkový výstupní proud čpavku, teploty všech proudů a rychlost vzduchu vycházejícího z věží.

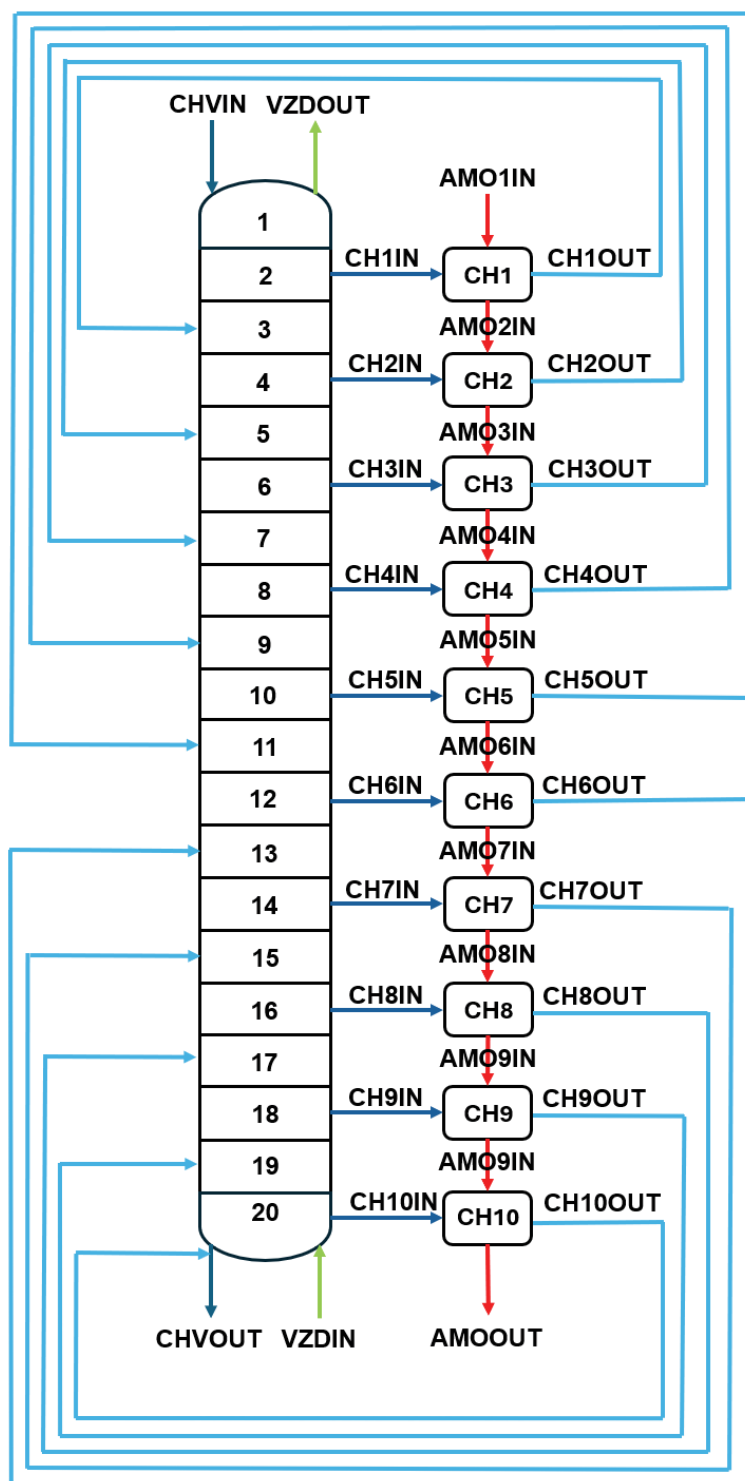
MODEL

Model byl vytvořen v simulačním programu *Aspen Plus*. Jelikož v tomto simulačním programu neexistuje předdefinovaný model evaporativní chladicí věže, bylo nutné tento model poskládat z dílčích operací, které *Aspen Plus* nabízí.

Model se skládá z absorpční kolony, která umožňuje sdílení tepla a hmoty mezi vzduchem a vodou a sérií deseti tepelných výměníků, které zprostředkovávají výměnu tepla mezi chlazeným čpavkem a chladicí vodou. Schéma modelu je zobrazeno na **obrázku 1**. Ve schématu jsou modrými šipkami vyobrazeny proudy chladicí vody, zelenou barvou proudy vzduchu a červenou proudy chlazeného amoniaku. Počet teoretických pater byl stanoven na jedno patro. Jedno teoretické patro je v modelu rozděleno celkem na dvacet pater. Účinnost jednotlivých pater se střídá. Každé liché patro má účinnost 0,1 a sudé patro 0. Sudá patra jsou v modelu pouze z toho důvodu, že *Aspen Plus* nezvládá příliš dobře boční odtah a současný návrat proudu o stejném průtoku na stejné patro. Díky diskretizaci jednoho teoretického patra na celkem 10 s Murphreeho účinností 10 %, je možno popsat na simulaci velmi složitý systém, kde je čpavek chlazen souproutně vodou, ale zároveň je voda protiproudě chlazena vzduchem. Nulová účinnost u sudých pater je nastavena z důvodu, že na patře nedochází ke sdílení tepla ani hmoty a patro slouží pouze k odvedení chladicí vody mimo kolonu.

VÝSLEDKY

V **tabulce 1** jsou uvedeny výsledky kontroly funkčnosti modelu chladicí věže. Nejprve byla provedena simulace pro stejné vstupní veličiny, které byly naměřeny dne 31. 10. 2023 a následně byly výsledky simulace, tedy hodnoty výstupních proudů, porovnány s hodnotami naměřenými.



Obr. 1: Proudové schéma modelu chladicí věže

Z výsledků v **tabulce 1** můžeme tvrdit, že model důvěryhodně popisuje kondenzaci čpavku a model může být použit pro predikci chování věže za různých podmínek.

Tab. 1: Porovnání simulovaných a naměřených veličin pro všechny tři chladicí věže

Věž	Proud	NH ₃ in [°C]	H ₂ O in [°C]	Vzduch in [°C]	NH ₃ out [°C]	H ₂ O out [°C]	Vzduch out [°C]
A	Simulace	50,9	19,0	12,1	20,3	19,7	19,0
	Měření	50,9	19,0	12,1	20,2	18,6	22,0
B	Simulace	52,8	19,1	12,1	20,3	19,7	19,1
	Měření	52,8	19,1	12,1	20,6	18,8	22,0
C	Simulace	54,2	18,9	12,1	20,4	19,7	18,9
	Měření	54,2	18,9	12,1	20,7	17,4	21,0

ZÁVĚR

Během práce byly určeny tři veličiny, které nejvíce ovlivňují chování chladicích věží a které by pivovar měl v budoucnu sledovat. První veličinou je **teplota vlhkého teploměru (t_w)**, druhá veličina je **celkový průtok čpavku** a třetí je **teplota chladicí vody**. Ze znalosti těchto veličin jsme schopni určit, zda je možné provozovat režim dochlazování čpavku a na jakou teplotu se dochlazovaný čpavek zchladí. Nutnou podmínkou pro provoz tohoto dochlazování je schopnost zkondenzovat za daných podmínek všechny proudící čpavek ve dvou chladicích věžích. Pomocí simulací jsme pro tři vybrané teploty vlhkého teploměru a tři relevantní celkové průtoky čpavku sestavili tabulku, kde je znázorněno, zda lze na dvou věžích zkondenzovat všechny čpavek a pokud ano, tak na jaký procentuální výkon musí fungovat ventilátory chladicích věží. Tyto výsledky jsou uvedeny v **tabulce 2**.

Tab. 2: Výsledky simulací, za jakých podmínek je možné zkondenzovat páry NH₃

t_w Průtok NH ₃	9 °C	12 °C	15 °C	18 °C
1200 kg/h	21 %	26 %	35 %	69 %
1800 kg/h	41 %	50 %	70 %	nelze
2400 kg/h	65 %	80 %	nelze	nelze

Z výsledků je patrné, že pivovar může fungovat v režimu dochlazování i za teploty vyšší, než je 5 °C teploty vlhkého teploměru. Pro správné určení možnosti dochlazovacího režimu je ale nutné sledovat výše zmíněné veličiny.

Příspěvek VIII

SNÍŽENÍ SPOTŘEBY ZEMNÍHO PLYNU VE VÝROBĚ
ETHYLBENZENU (LUMMUS/UOP EB ONE PROCES) V LITVÍNOVĚ

Řešitelé: Bc. Martin Spurný
Bc. Anna Kovárnová
Bc. Jan Moravčík
Bc. Kateřina Neubergerová

Konzultanti: Ing. Michal Vonka, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Václav Babuka (SYNTHOS Kralupy, a.s.)
Ing. Patricie Novotná (SYNTHOS Kralupy, a.s.)

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



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



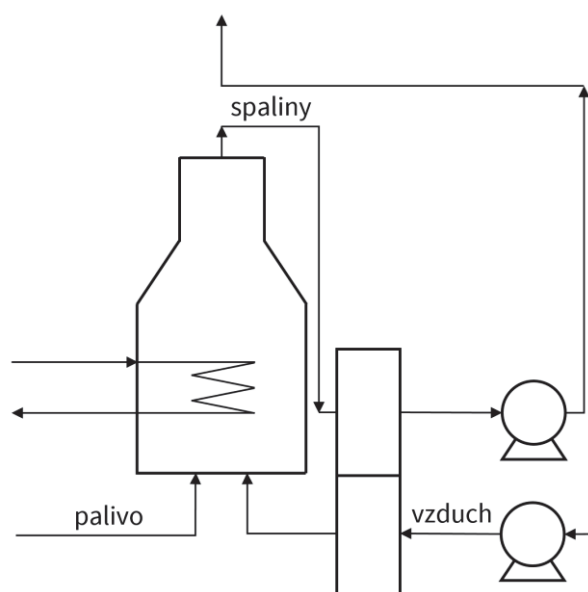
ÚVOD

V posledních letech se v rámci boje se změnou klimatu stále zvyšuje tlak na omezení spotřeby fosilních paliv, zároveň roste cena komodit, čímž se toto téma stává důležitým i z ekonomického hlediska. Tento projekt si klade za cíl posoudit potenciál úspor zemního plynu na litvínovské jednotce výroby ethylbenzenu společnosti Synthos Kralupy, a.s. Průmyslový partner identifikoval tři podjednotky: **reboilovací pec** rektifikační kolony, **jednotku likvidace odplynů** ze zásobníků na ethylbenzen a **polní hořák**.

POPIS TECHNOLOGIE

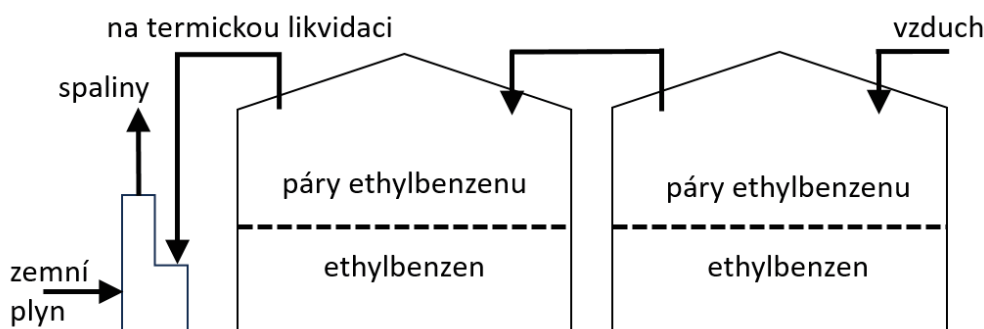
Ethylbenzen se vyrábí z ethylenu a benzenu na jednotce vystavěné podle licence Lummus / UOP EBOneTM v roce 2003 s roční kapacitou 300 kt. V rámci technologie je mimo jiné třeba rektifikačně oddělit **ethylbenzen** od nežádoucích **polyethylbenzenových produktů**. V tomto projektu se zabýváme **reboilovací pecí** této rektifikační kolony.

V současné době pec spaluje zemní plyn a fluxový olej (kapalné palivo). Vzduch je volně přísáván z okolí. Spaliny opouštějí pec o teplotě zhruba 350 °C a obsahu kyslíku 4 obj. %. Průmyslového partnera zajímá možnost využít odpadní teplo spalin pro předehřev vzduchu, a tím uspořit zemní plyn (**Obr. 1**).



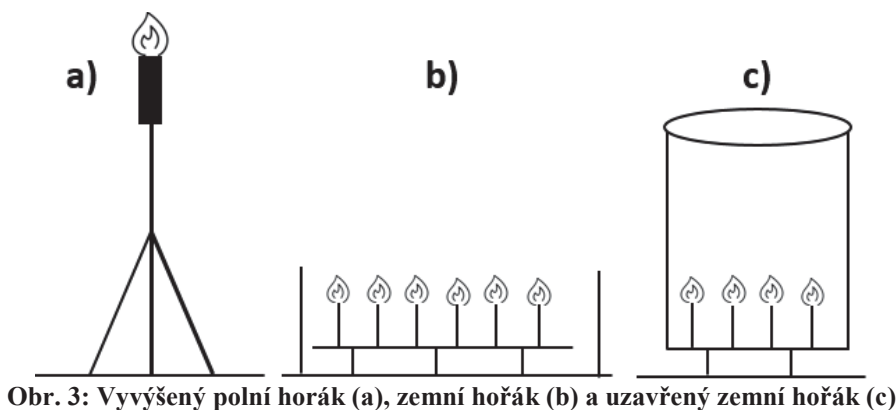
Obr. 1: Reboilovací pec s využitím odpadního tepla spalin na předehřev vzduchu

Ethylbenzen z výroby se před expedicí skladuje ve dvou zásobnících o objemu 5000 m³, které jsou kontinuálně profukovány vzduchem o průtoku 500 Nm³/h. Vzduch kontaminovaný odplynem ethylbenzenu je přiváděn na **jednotku termické likvidace odplynů**, která spaluje zemní plyn (**Obr. 2**). Byly zkoumány alternativní způsoby likvidace odplynů.



Obr. 2: Zásobníkové pole s jednotkou termické likvidace odplynů

Polní hořák slouží k likvidaci odplynů z výrob a v případě nenadálých havárií. Plamen polního hořáku musí hořet neustále, a tím spotřebovává zemní plyn. Pomocí stručné literární rešerše byly posouzeny možné alternativy k polnímu hořáku – zemní hořák a uzavřený zemní hořák (**Obr. 3**)



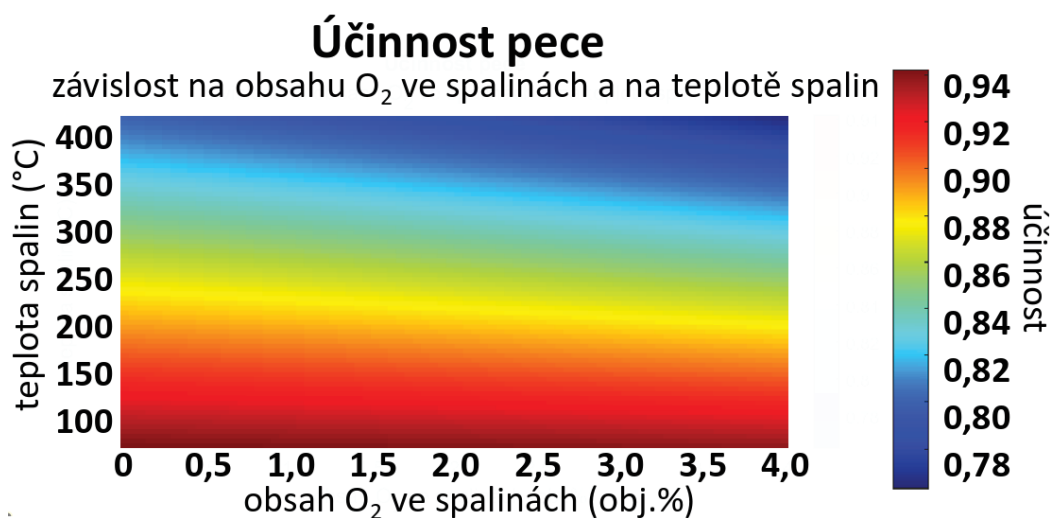
Obr. 3: Vyvýšený polní hořák (a), zemní hořák (b) a uzavřený zemní hořák (c)

ŘEŠENÍ A VÝSLEDKY

REBOILOVACÍ PEC

Prvním návrhem byla instalace **tepelného výměníku** na předehřev spalovacího vzduchu v reboilovací peci rektifikační kolony na čištění ethylbenzenu. Byl vytvořen model pece v softwaru *MATLAB*. Bylo zjištěno, že instalací výměníku

může být dosažena **úspora** zemního plynu až **16,13 %** se zachováním současného obsahu kyslíku ve spalinách. Účinnost pece by se tím navíc zvýšila na 93,8 % (teplota spalin 70 °C) ze současných 80 % (teplota spalin 350 °C). Během výpočtů bylo taktéž zjištěno, že závislost účinnosti pece na složení paliva je zanedbatelná. Snížení obsahu kyslíku ve spalinách vede pouze k nepatrnému zvýšení účinnosti pece a nejvyšší vliv má teplota spalin. Snížením obsahu kyslíku ve spalinách na 1 % lze dosáhnout účinnosti 94,1 %.



Obr. 4: Závislost účinnosti pece na teplotě spalin a obsahu kyslíku ve spalinách

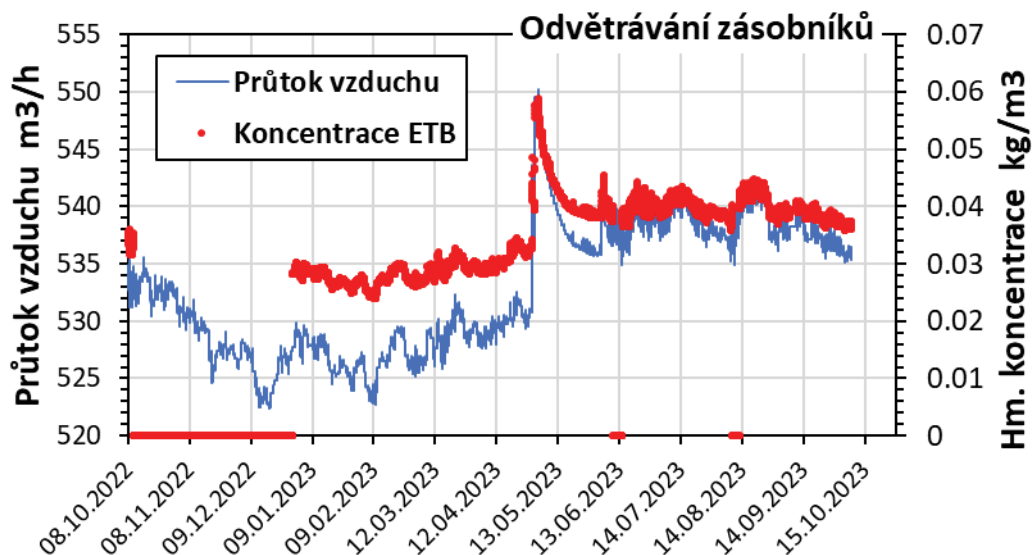
ODPLYNY ZE ZÁSObNÍKU

Tento výpočet byl proveden podle metodiky U.S. Environmental Protection Agency (EPA) pro vyhodnocování emisí z chemických provozů. Norma uvažuje plochu hladiny v zásobníku, průtok vzduchu a teplotu v zásobníku. Byla vypočtena hmotnostní koncentrace ethylbenzenu ve výstupní vzdušině po dobu sledovaného období. Z **obrázku 5** je patrná závislost množství odplynů na teplotě v zásobnících, která se mění v rámci ročních období anebo je ovlivněná nějakou událostí ve výrobě.

SPALOVÁNÍ ODPLYNŮ V REBOILOVACÍ PECI

Další možnost, jak snížit spotřebu zemního plynu, je odvětrávaný vzduch ze zásobníků spalovat na hořácích v reboilovací peci. Řešení již předpokládá instalaci výměníku tepla. Oproti řešení pouze s výměníkem tepla by došlo ročně

k úspoře dalších 182 t zemního plynu, přičemž celková roční **úspora** realizací **obou opatření** by byla **19,75 %**. Účinnost pece bude vzhledem k předem zjištěným výsledkům totožná. Z hlediska řešerše jiných možností likvidace odplynů je toto preferované řešení.



Obr. 5: Průtok vzduchu a hmotnostní koncentrace ethylbenzenu v sledovaném období

POLNÍ HOŘÁK (FLÉRA)

V současné době je v jednotce používán vyvýšený polní hořák, který je s cenou 62-81 USD/GJ/h nejlevnějším řešením na trhu. Jeho nevýhodou je jeho vysoká výška a to, že v případě havárie šlehá plamen až několik desítek metrů do vzduchu.

Alternativou je použití zemního hořáku, tj. soustavy menších hořáků při zemi chráněných radiačním plotem. Toto řešení je lepší z vizuálního hlediska, ale je přibližně dvakrát dražší. Třetí možností je použít uzavřený zemní polní hořák, kde je soustava hořáků umístěna v potrubí. Má nejlepší spalovací vlastnosti a zabírá nejméně místa, nicméně je rovněž dražší. Z hlediska spotřeby zemního plynu jsou si tato řešení přibližně rovna.

ZÁVĚR

Instalací tepelného výměníku na předehřev spalovacího vzduchu bylo dosaženo úspory zemního plynu 16,13 % při zachování současného obsahu kyslíku ve spalínách (okolo 4 obj. %). Tímto opatřením by roční úspora zemního plynu

činila 12,8 GWh. Účinnosti pece by vzrostla na 93,8 %. Pokud bychom se rozhodli využít i odplynky ze zásobníků, tak by celková úspora zemního plynu byla 19,75 % a ročně bychom ušetřili 15,3 GWh zemního plynu. Při ekonomickém výhledu odhadnutém naší skupinou se daná investice vyplatí a její návratnost je přibližně 6 let. Vzhledem k plánované životnosti 20 let je třeba pečlivě zvažovat všechna rizika spojená se současnou energetickou transformací. Za předpokladu snahy Evropské unie dosáhnout do roku 2050 uhlíkové neutrality, nelze příliš s danou investicí počítat v pozdějších letech a lze ji vnímat spíše jako přechodné opatření.

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

XIX. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ 2024

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: 2024

Počet stran: 54

Jedná se o elektronickou verzi publikace ve formátu pdf.

ISBN: 978-80-7592-241-0 (pdf)
ISBN 978-80-7592-240-3 (brož.)

