

XXI. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Sborník mikrokonference

Praha 2026





**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

XXI. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ



**ÚSTAV
CHEMICKÉHO INŽENÝRSTVÍ**

EDITOŘI: T. Čmelíková, F. Rejl

Praha 2026

KONZULTANTI PROCESNÍCH PROJEKTŮ

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Ing. Lukáš Valenz, Ph.D.

Ing. Jan Haidl, Ph.D.

Ing. Michal Vonka, Ph.D.

prof. Dr. Ing. Tomáš Moucha

Ing. Tereza Čmelíková, Ph.D.

ZADAVATELÉ PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Casale Project, a.s.

Kovohutě Příbram nástupnická, a.s.

Lovochemie, a.s.

ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.

Plzeňský Prazdroj, a.s.

Spolchemie, a.s.

SYNTHOS Kralupy, a.s.

EDITORI

Ing. Tereza Čmelíková, Ph.D.

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

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

Copyright © Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2026

ISBN 978-80-7592-324-0 (pdf)

ISBN 978-80-7592-323-3 (brož.)

PODĚKOVÁNÍ

Za spolupráci a konzultace děkujeme zástupcům zadavatelů procesních projektů panu Ing. V. Babukovi (SYNTHOS Kralupy, a.s.), Ing. M. Bárovi (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.), Ing. M. Bittnerovi, Ph.D. (Plzeňský Prazdroj, a.s.), Ing. V. Břízovi (Spolchemie, a.s.), Ing. R. Černému (Spolchemie, a.s.), Ing. A. Galle (Lovochemie, a.s.), Ing. M. Hubičkovi, Ph.D. (Lovochemie, a.s.), Ing. T. Jindrovi, Ph.D. (Kovohutě Příbram nástupnická, a.s.), Ing. K. Mačajovi (Plzeňský Prazdroj, a.s.), Ing. Z. Mühlhauserovi (ORLEN Unipetrol RPA, s.r.o.), Ing. P. Labíkovi (Casale Project, a.s.), Ing. O. Peškovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.), Ing. T. Pittnerovi (Spolchemie, a.s.) Ing. T. Tlustému, Ph.D. (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. 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

CASALE PROJECT - Design and safety-oriented instrumentation of an ammonia off-gas absorption system for urea production (<i>M. Drápela, H. Housar, J. P. Jíša, B. Litomiská, J. Macas</i>)	6
SPOLCHEMIE - Rovnováhy reaktoru R-801 (<i>M. J. Tichý, O. Hlaváček, M. Holub, M. Vaszi, L. Ziebiker</i>)	12
PLZEŇSKÝ PRAZDROJ - Optimalizace spotřeby tepla na varně v pivovaru Velké Popovice (<i>R. Hupková, D. Krunt, A. Reiserová, M. Weisl</i>)	18
SYNTHOS KRALUPY - Návrh alternativního systému pro ukládání elektrické energie (<i>M. Honzík, L. Bednář, V. Hampl, K. Roháčová</i>)	24
ORLEN UNIPETROL RPA - Posouzení distribuce a vlivu kyselých sloučenin kondenzujících při rekuperaci spalin (<i>R. Lego, K. Dorňák, K. Klee, B. Pinčáková, M. Prachárová</i>)	30
KOVOHUTĚ PŘÍBRAM - Chlazení šachtové pece (<i>M. Poláčková, O. Melo, A. Pipíška, J. Volešín</i>)	36
LOVOCHEMIE - Přemístění reaktoru SCR z jednotky KD6 na KD5 v Lovochemii, a.s. (<i>J. Kršek, J. Cincibuch, M. Khýr</i>)	42

Příspěvek I

DESIGN AND SAFETY-ORIENTED INSTRUMENTATION OF
AN AMMONIA OFF-GAS ABSORPTION SYSTEM FOR UREA
PRODUCTION

Řešitelé: Bc. Marek Drápela
Bc. Hynek Housar
Bc. Jan Pavel Jíša
Bc. Barbora Litomiská
Bc. Jaroslav Macas

Konzultanti: prof. Dr. Ing. Tomáš Moucha (VŠCHT Praha)
Ing. Oldřich Pešek, Ph.D. (Casale Project, a.s.)
Ing. Patrik Labík (Casale Project, a.s.)

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



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



PROBLEM BACKGROUND AND MOTIVATION

Urea production is one of the most important large-scale chemical processes in the fertilizer industry. Due to the high throughput and the presence of reactive nitrogen-containing compounds, urea plants generate various gaseous side streams that must be treated before discharge. In particular, off-gases originating from the medium-pressure section contain residual ammonia together with inert gases and trace amounts of hydrogen and oxygen. Although the majority of ammonia is recovered and recycled within the synthesis loop, the remaining fraction in the off-gas represents both an environmental and a safety concern.

From an environmental perspective, stringent emission limits require that ammonia concentration in the discharged gas is reduced to very low values, typically below 30 mg/Nm³. From a safety perspective, the simultaneous presence of hydrogen, oxygen, and ammonia introduces a risk of forming an explosive atmosphere. These constraints necessitate a dedicated off-gas treatment system that ensures reliable ammonia removal while maintaining safe operating conditions under normal operation, transient states, and emergency scenarios such as pressure relief events. The objective of this project is the design of a technically sound, industrially realistic ammonia absorption system for off-gas treatment in a urea plant. The design emphasizes not only separation efficiency, but also operational robustness, safety philosophy, and justification of instrumentation and control concepts. The work was carried out using design data and requirements provided by an industrial partner, reflecting real-world engineering constraints.

CONCEPTUAL PROCESS DESIGN

The selected process solution is based on a two-stage absorption concept. This approach combines physical and chemical absorption to achieve high overall ammonia removal efficiency while maintaining flexibility with respect to inlet gas composition.

In the first absorption stage, ammonia is physically absorbed into water at elevated pressure. This stage serves as the primary removal step and significantly reduces

the ammonia load in the gas phase. The second absorption stage provides final polishing of the off-gas by chemical absorption of residual ammonia into an aqueous sulfuric acid solution, resulting in the formation of ammonium sulphate. Prior to entering the absorption system, the ammonia-rich off-gas is diluted with nitrogen. This inertization step is required to reduce the oxygen concentration below the limiting oxygen concentration for hydrogen combustion, thereby preventing the formation of an explosive mixture. Nitrogen addition is implemented upstream of the first absorber using a simple and robust proportional control strategy based on the measured gas flow rate.

The overall process configuration is defined and illustrated using a process flow diagram (PFD), **Fig. 1**. The PFD identifies all major unit operations, including the two absorption columns, circulation pumps, heat exchangers, static mixers, and splitters. It also establishes the main recycle loops and product withdrawal streams. The PFD serves as the foundation for subsequent equipment sizing, safety analysis, and development of detailed instrumentation.

EQUIPMENT DESIGN AND PROCESS CALCULATIONS

The first absorption column is designed as a packed column operating at elevated pressure to enhance ammonia solubility in water. Plastic random packing is selected to achieve a low pressure drop and high mass transfer efficiency. The column is equipped with sufficient free volume above and below the packed section. At the top of the column, a demisting layer is installed to prevent liquid entrainment into the gas outlet. Below the demister, free space is provided for the liquid distributor to ensure uniform wetting of the packed bed. The bottom section of the column serves as a liquid hold-up volume that enables stable level control during operation. The second absorption column is also designed as a packed column, but uses acid-resistant packing material due to the presence of sulfuric acid. In this column, residual ammonia reacts with sulfuric acid to form ammonium sulphate. The liquid phase is circulated in a recycle loop, allowing control of the final ammonium sulphate concentration according to process requirements.

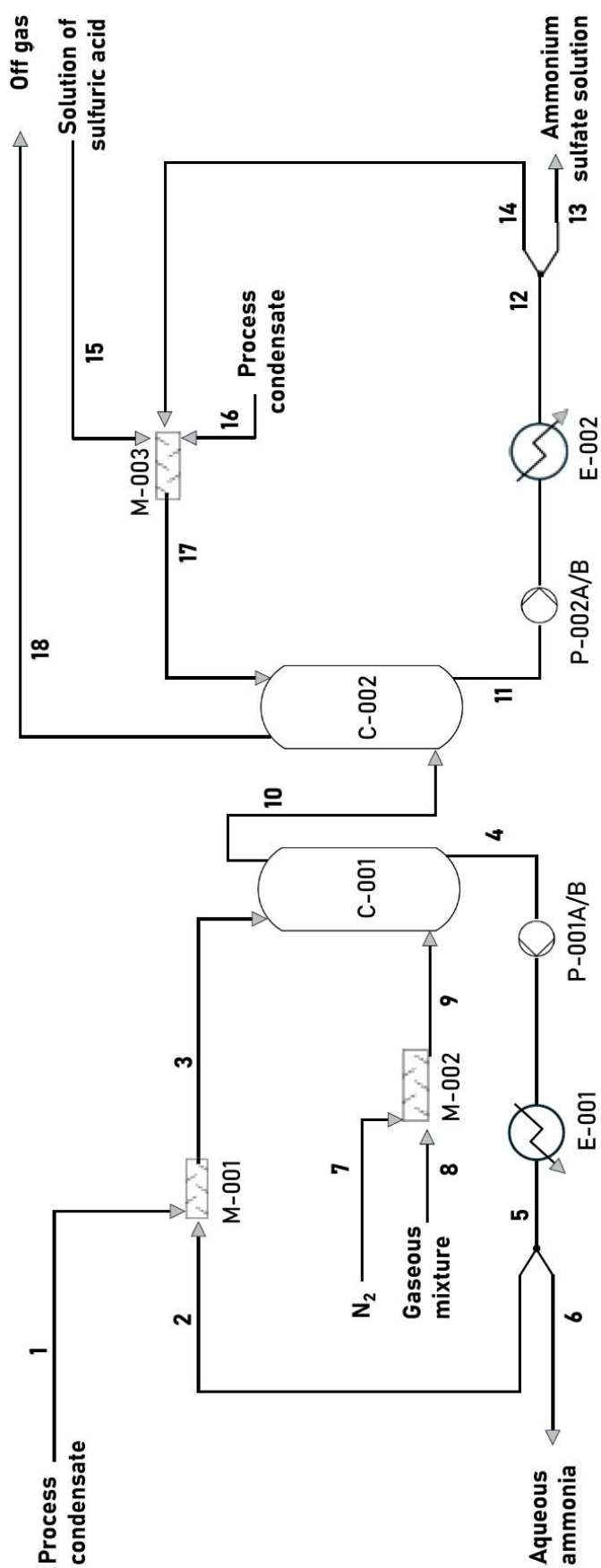


Fig. 1 Process Flow Diagram (PFD)

Process modelling and equipment sizing were carried out using a combination of simulation tools and engineering correlations. The water absorption stage was modelled in Aspen Plus using a rate-based approach and the NRTL thermodynamic model for the ammonia–water system. Column diameter, packing height, and operating conditions were selected based on hydraulic limits, temperature profiles, and safety margins. For the acidic absorption stage, mass balance calculations and hydraulic correlations were applied due to limited availability of reliable thermodynamic data for the reactive system. Both circulation loops are equipped with shell-and-tube heat exchangers to remove heat generated by absorption and reaction. Cooling water is routed through the tube side to minimize fouling and facilitate maintenance, while the process liquid flows on the shell side. Heat exchanger sizing is based on battery limit conditions provided by the industrial partner.

INSTRUMENTATION AND CONTROL PHILOSOPHY (P&ID)

Based on the defined process configuration, a piping and instrumentation diagram (P&ID) was developed. The P&ID specifies unit operations, piping systems, safety devices, and all relevant measurement and control loops required for safe and stable operation. Instrumentation was selected with regard to both operational safety and economic efficiency, avoiding unnecessary or unjustified complexity. Key process variables such as flow rate, pressure, level, temperature, and composition are monitored and controlled where they provide clear operational benefit. Liquid levels in both absorption columns are controlled using level indication and control loops that regulate product withdrawal, ensuring stable liquid hold-up. Differential pressure across the packed sections is measured to monitor hydraulic behaviour and to detect potential column loading or flooding.

Alarm philosophy is applied consistently throughout the P&ID. High (H) and high-high (HH) alarm levels are defined for selected measured variables, such as liquid level and differential pressure, to alert operators to abnormal or potentially hazardous operating conditions. These alarms are intended for operator intervention and do not constitute a separate safety instrumented system. Gas handling and

safety are critical aspects of the instrumentation design. The treated off-gas stream is equipped with pressure control, temperature indication, and gas composition analyzers measuring oxygen and hydrogen concentrations. These measurements ensure compliance with environmental discharge limits and prevent the formation of explosive atmospheres. A flame arrestor is installed on the off-gas line to prevent flame propagation in the event of ignition or pipeline damage.

Pressure relief valves and rupture disks are routed to designated safe locations, which are clearly indicated in the P&ID. These discharge points are selected to protect operating personnel and to avoid interference with normal plant operation. All pipelines are identified and characterized according to a standardized legend, ensuring clarity and consistency of the documentation.

SUMMARY AND CONCLUSIONS

The proposed ammonia off-gas absorption system represents a complete and industrially realistic solution for off-gas treatment in urea production. The two-stage absorption concept provides high ammonia removal efficiency while maintaining operational robustness and safety. Process design, equipment sizing, and instrumentation were developed in a consistent manner, reflecting real engineering practice rather than purely academic optimization.

The PFD and P&ID together form a coherent documentation set that captures both the process concept and its practical implementation. The selected control strategies are simple, robust, and economically justified, providing sufficient monitoring and safety margins without unnecessary instrumentation complexity. Overall, the design fulfils the environmental and safety requirements specified by the industrial partner and demonstrates a systematic engineering workflow from problem definition through conceptual design, detailed calculations, and instrumentation development.

Řešitelé: Bc. Matyáš Jakub Tichý
 Bc. Ondřej Hlaváček
 Bc. Matěj Holub
 Bc. Mikuláš Vaszi
 Bc. Lukáš Ziebiker

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
 Ing. Tereza Čmelíková, Ph.D. (VŠCHT Praha)
 Ing. Vlastimil Bříza (Spolchemie, a.s.)
 Ing. Tomáš Pittner (Spolchemie a.s.)
 Ing. Radek Černý (Spolchemie a.s.)

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



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



SPOLCHEMIE

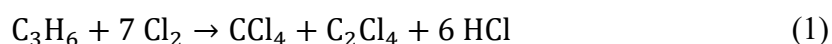
ÚVOD A MOTIVACE PROJEKTU

Společnost Spolchemie a.s., tradiční český výrobce chemických produktů, provozuje v rámci jednotky Tetra-per reaktor R-801. Toto zařízení typu CSTR (průtočný míchaný reaktor) o objemu 11 m³ slouží ke zpracování propylenu a směsi chlorovaných propanů a propenů. Tyto vstupy často představují odpadní frakce z jiných výrobních jednotek, jako jsou provozy allylchloridu a Zebra, čímž proces plní funkci „waste-to-product“.

Historicky byl provoz zaměřen převážně na produkci perchloretylenu, avšak aktuální tržní poptávka preferuje tetrachlormetan. Motivací projektu bylo porozumět rovnovážným reakcím probíhajícím v reaktoru a analyzovat vliv provozních podmínek na směřování chlorace. Cílem bylo nalézt takové parametry, které podpoří tvorbu tetrachlormetanu (TCM) při současné minimalizaci perchloretylenu (PCE) a vedlejších organických odpadních produktů. Vzhledem k fixním parametrům reaktoru a danému složení vstupních surovin se optimalizace soustředila na regulovatelné veličiny, konkrétně na teplotu, přebytek chloru a složení diluentu.

TEORETICKÉ ASPEKTY CHLORINOLÝZY

Výroba je založena na vysokoteplotní chlorinolýze, která probíhá radikálovým mechanismem v plynné fázi. Typické procesní parametry tohoto děje zahrnují teploty v rozsahu 500 - 700 °C a mírný přetlak v prostředí s přebytkem plynného chloru. Podstatou procesu je kombinace tří souběžných dějů: chlorace, dehydrochlorace a termického krakování uhlíkového řetězce. Celková rovnice pro konverzi propylenu za předpokladu úplného rozkladu je popsána jako:



Klíčovým aspektem pro optimalizaci poměru produktů je rovnováha mezi TCM a PCE.



Literární rešerše odhalila, že k této rovnovážné reakci nedochází při teplotách nižších než 550 °C a zároveň, že tato přeměna není jednoduchou elementární reakcí,

ale probíhá přes stabilní meziprodukt hexachlorethan (HCE). Mechanismus lze popsat dvěma následnými rovnovážnými reakcemi **i)** dimerizace tetrachlormetanu na hexachlorethan a **ii)** rozklad hexachlorethanu na perchlorethylen.



Obě reakce probíhají radikálovým mechanismem, který zahrnuje homolytické štěpení vazeb C-Cl a C-C. Z termodynamického hlediska je rozklad TCM endotermní a vyšší teploty (nad 550 °C) zvýhodňují tvorbu PCE. Provozní teplota reaktoru 520 °C by tedy teoreticky měla favorizovat tvorbu TCM.

MATERIÁLOVÁ BILANCE A ANALÝZA DAT

Prvním krokem řešení bylo sestavení přesné materiálové bilance celého procesu, která sloužila jako nezbytný vstup pro následné modelování.

BILANČNÍ METODY

Pro verifikaci výsledků byly použity dva nezávislé přístupy. V prvním případě byla definována soustava algebraických rovnic využívající matici stechiometrických koeficientů a rozsahy reakcí. Tento model zahrnoval chloraci propylenu, chloroformu a specifických složek odpadních proudů obsahující C3 chlorderiváty. Principiálně se jedná o bilanci CSTR v ustáleném stavu. Druhým, a to kontrolním přístupem, byla prvková bilance. Tato metoda, založená na zákonu zachování hmotnosti prvků (C, H, Cl), sloužila jako kontrolní mechanismus. Pomocí minimalizace účelové funkce v tabulkovém procesoru byl iterativně dopočítán poměr TCM:PCE tak, aby vyhovoval vstupním tokům vázaného uhlíku a chloru.

IDENTIFIKACE PROVOZNÍCH NESROVNALOSTÍ

Během bilancování byly odhaleny nezanedbatelné rozdíly mezi poskytnutými daty a teoretickými výstupy. Hlavním zdrojem nepřesností bylo měření vstupního toku plynného chloru, který je pro reakci limitující, a absence přímého měření výstupního množství chlorovodíku. Další komplikací byla značná variabilita

ve složení vstupních odpadních surovin. I přes tyto nejistoty se podařilo sestavit konzistentní model.

TERMODYNAMICKÉ MODELOVÁNÍ

S cílem ověřit, zda reakční směs v reálném reaktoru dosahuje termodynamické rovnováhy, byly vytvořeny dva simulační modely.

MODEL V PROSTŘEDÍ PYTHON

První model byl sestaven na základě termodynamických dat standardních reakčních entalpií a entropií z databáze NIST. Tyto veličiny sloužily k výpočtu Gibbsovy energie a následně rovnovážných konstant v závislosti na teplotě. Výsledky analýzy ukázaly, že rovnovážná konstanta pro dimerizaci TCM na HCE **(3)** je v celém sledovaném teplotním intervalu extrémně nízká (řádově 10^{-4}), což indikuje silný posun rovnováhy ve prospěch TCM. Naopak rovnovážná konstanta rozkladu HCE na PCE **(4)** s teplotou strmě roste a nabývá hodnot výrazně vyšších než 1, což potvrzuje nestabilitu hexachlorethanu a jeho rychlý rozpad na PCE a chlor. Spojením těchto dílčích rovnováh model predikoval, že při provozní teplotě 520 °C by měl být molární zlomek TCM cca 0,48, zatímco obsah PCE by měl být zcela zanedbatelný (pod 0,02).

SIMULACE V ASPEN PLUS

Pro komplexnější simulaci byl využit software Aspen Plus s termodynamickým balíčkem Peng-Robinson a modelem reaktoru RGibbs, který minimalizuje Gibbsovu energii systému. Výsledky byly ve velmi dobré shodě s modelem v Pythonu – s rostoucí teplotou (520 - 600 °C) mírně klesal výtěžek TCM a naopak narůstal podíl PCE a volného chloru. Zásadní přínos simulace spočíval v kvantifikaci vlivu přebytku chloru. Při simulovaném navýšení vstupu chloru ze standardních 5 700 kg/h na 10 000 kg/h došlo k téměř úplnému potlačení tvorby PCE (pokles z 854 kg/h na 25 kg/h) a maximalizaci produkce TCM. Tento výsledek potvrdil, že z termodynamického hlediska je přebytek chloru vysoce žádoucí.

KINETICKÝ REŽIM A SNAHA O JEHO POPIS

Konfrontace teoretických výsledků s reálnými provozními daty odhalila zásadní rozpor. Zatímco termodynamické modely predikovaly téměř čistou produkci TCM, reálná výstupní směs obsahovala významné množství PCE v poměru přibližně 2:1 (TCM:PCE). Tento fakt jednoznačně potvrdil, že reakční směs v průmyslovém reaktoru R-801 nedosahuje termodynamické rovnováhy a proces je řízen kineticky.

APROXIMATIVNÍ VÝPOČET RYCHLOSTNÍ KONSTANTY

Vzhledem k potvrzení kinetického režimu byl v práci aplikován kinetický přístup. Rovnovážná reakce mezi perchloretylenem a hexachlorethanem byla formálně uvažována jako bimolekulární reakce chlorace PCE s kinetikou druhého řádu. Rychlost této reakce byla definována jako rozdíl rychlosti dopředného a zpětného děje. Pomocí materiálové bilance CSTR, definice konverze a vztahu pro rovnovážnou konstantu byla odvozena rovnice pro výpočet rychlostní konstanty k_+

$$k_+ = \zeta \frac{\dot{n}_{\text{C}_2\text{Cl}_4,0}}{\left(c_{\text{C}_2\text{Cl}_4} c_{\text{Cl}_2} - c_{\text{C}_2\text{Cl}_6} \frac{1}{K}\right) V} \quad (5)$$

Pro vybrané sady historických provozních dat byly vypočteny rychlostní konstanty. Je nutné poznamenat, že přesnost takto získaných parametrů byla limitována kvalitou dostupných dat a provozní nestabilitou.

NÁVRH PROVOZNÍCH TESTŮ

V reakci na zjištění nekonzistence poskytnutých dat a nesrovnalostí výstupních dat s bilancí bylo navrženo několik provozních testů. Kinetika reakce bude studována měřením teplotní závislosti, z níž se pomocí Arrheniovy rovnice stanoví aktivační energie a předexponenciální faktor. Účelem je nalezení teplotního optima, které zaručí průběh děje, avšak bez úplného posunu rovnováhy ve prospěch perchloretylenu. Při optimální teplotě bude zkoumán přebytek chloru, jelikož z výsledků simulace a rešerše vychází jako nezbytný pro posun rovnováhy. To kvůli limitaci technologie bude muset být provedeno snížením parciálních tlaků ostatních vstupních složek ve prospěch chloru. Tento test by měl potvrdit a prokázat nezbytnost navýšení přebytku chloru. Třetím testem je částečné popřípadě úplné

nahrazení tetrachlormetanu jako diluentu perchloretylenem, který opět přispěje k posunu rovnováhy směrem k tetrachlormetanu.

ZÁVĚR

Předložená práce zanalyzovala proces chlorinolýzy v reaktoru R-801 a identifikovala hlavní limitující faktory výroby. Vytvořené modely (bilanční i simulační) potvrdily, že systém pracuje v kinetickém režimu. Simulace zároveň indikovaly silný pozitivní vliv přebytku chloru na potlačení tvorby PCE. Ačkoliv navržené provozní testy nemohly být dokončeny z důvodu technické závady na tepelném výměníku, navržená strategie – zejména využití recyklovaného PCE jako diluentu – poskytuje společnosti Spolchemie a.s. relevantní a fyzikálně podložený plán pro budoucí zefektivnění provozu Tetra-per a minimalizaci nežádoucích vedlejších produktů

Příspěvek III

OPTIMALIZACE SPOTŘEBY TEPLA NA VARNĚ V PIVOVARU VELKÉ POPOVICE

Řešitelé: Bc. Romana Hupková
Bc. Dalibor Krunt
Bc. Anna Reiserová
Bc. Martin Weisl

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Milan Bittner, Ph.D. (Plzeňský Prazdroj, a.s.)
Ing. Kryštof Mačaj (Plzeňský Prazdroj, a.s.)

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



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**



ÚVOD

Spotřeba vody v pivovarské výrobě představuje významnou provozní i ekonomickou položku, přičemž jednotlivé technologické kroky varného procesu kladou rozdílné nároky na její množství i teplotu. Voda je využívána mimo jiné při rmutování, scezování, sběru sladiny, vyslazování a dále v navazujících provozech, jako je stáčení nebo čisticí operace. Efektivní hospodaření s vodou a její opakované využití proto patří mezi klíčové oblasti optimalizace provozu pivovaru.

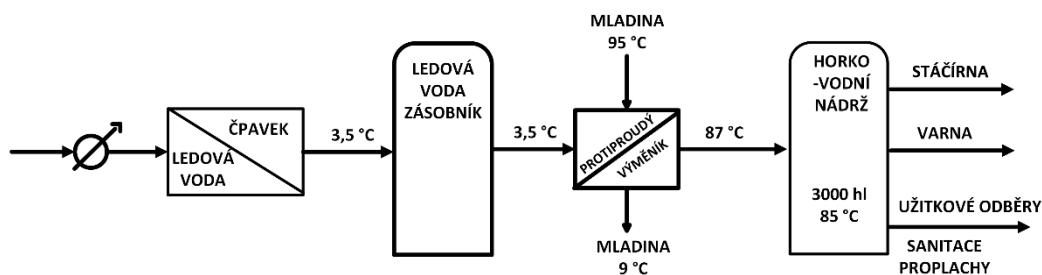
Důležitou roli v tomto systému hraje hospodaření s horkou vodou, která vzniká jako vedlejší produkt chlazení mladiny a je akumulována v horkovodní nádrži. Správné nastavení toků a teplotních úrovní umožňuje tuto vodu efektivně využít v dalších technologických operacích a snížit tak celkovou spotřebu čerstvé vody i energie.

Cílem tohoto projektu je provést bilanci toků vody na varně ve Velkých Popovicích v rámci několikátýdenního provozu a stanovit množství horké vody dostupné pro další využití. Na základě této analýzy je pozornost zaměřena na výměník mladiny jako klíčový prvek ovlivňující množství a teplotu horké vody a na posouzení možností optimalizace jeho provozu vedoucích ke zvýšení úspor vody.

ŘEŠENÍ PROJEKTU

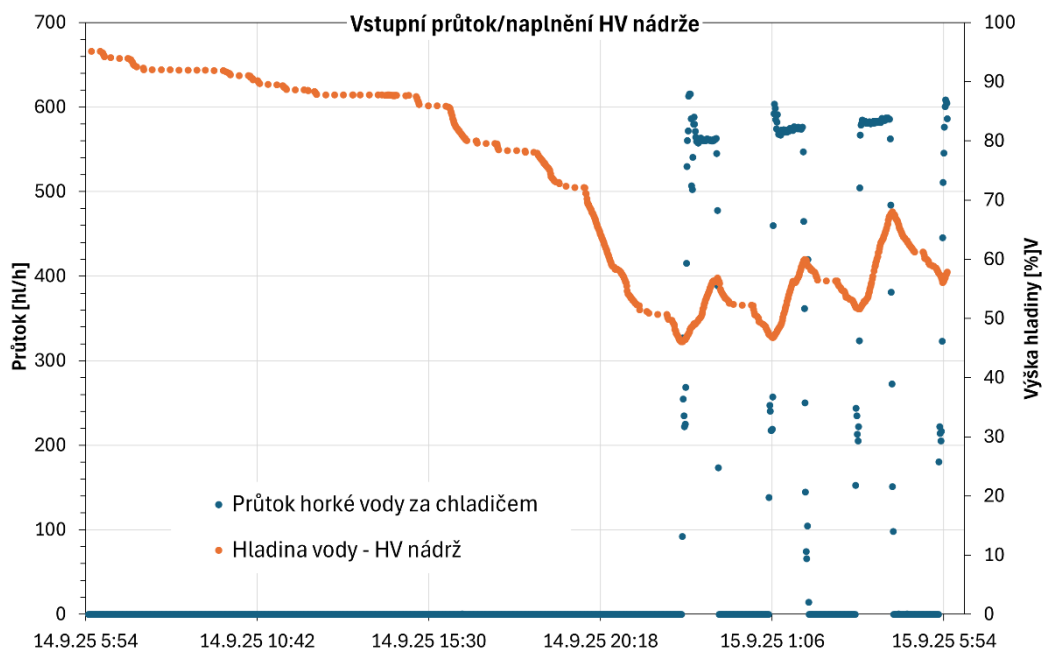
Řešení projektu bylo zaměřeno na vyhodnocení toků vody v systému horkovodního hospodářství varny, kde byla klíčovým prvkem nádrž o objemu 3000 hl. Tok vody v okolí HV nádrže je znázorněn na **Obr. 1**. Zvolený přístup vychází z bilančního zpracování provozních dat v minutových intervalech, které umožnilo sledovat změny objemu horké vody v čase.

V první fázi byly shromážděny provozní údaje vztahující se k naplňování a vyprazdňování horkovodní nádrže. Na jejich základě byla provedena bilance toků vody, která popisuje změny objemu vody v nádrži v průběhu jednotlivých várek a jejich časovou návaznost. Bilance byla sestavena pro více po sobě jdoucích provozních období s cílem získat reprezentativní přehled o množství horké vody dostupné v systému.



Obr 1: Blokové schéma horkovodního hospodářství

Dostatečná délka bilančního období umožnila zachytit běžné provozní výkyvy, například na začátku každého pracovního týdne pravidelná systémová sanitace (viz **Obr. 2**) a posoudit stabilitu hospodaření s horkou vodou v delším časovém horizontu. Výsledky této části řešení poskytly podklad pro identifikaci situací, ve kterých dochází k přebytku nebo naopak k omezené dostupnosti horké vody. Po sečtení všech přítoků a odtoků pro technologické operace (stáčírna, varna, průplachy a sanitace) byl za sledované období tří týdnů vyčíslen celkový kumulovaný přebytek horké vody ve výši 2839 hl, jednotlivé hodnoty jsou k nahlédnutí v **Tab.1**.

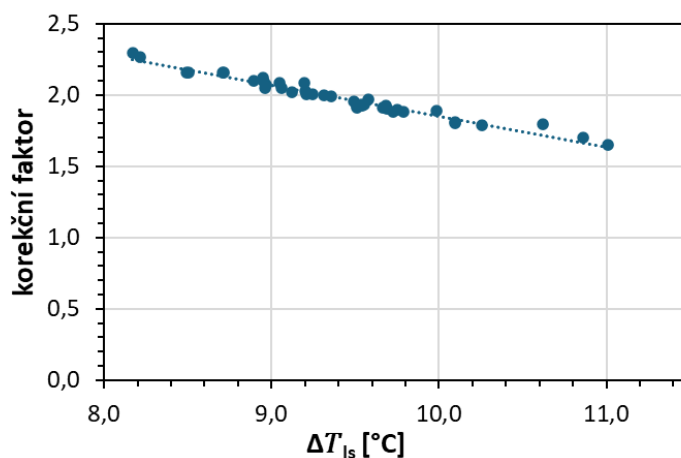


Obr. 2: Plnění horkovodní nádrže v závislosti na cyklech vaření

Tab. 1: Kvantifikace přebytků a nedostatků horké vody v horkovodním hospodářství

za celý týden	příteklo data [hl]	odteklo data [hl]	přebytek/nedostatek [hl]
7.9.-14.9.	33 939	34 057	-118
14.9.-21.9.	32 908	31 766	1142
21.9.-27.9	27 629	25 813	1815
Celkový přebytek [hl]			2839

Materiálová bilance horkovodní nádrže umožnila posoudit její propojení s procesem chlazení mladiny a identifikovat možnosti optimalizace. Pozornost byla zaměřena na deskový výměník mladiny, který zásadním způsobem ovlivňuje množství a teplotu vody přiváděné do horkovodní nádrže. Pro popis chování výměníku mladiny byl zvolen zjednodušený model založený na zavedení korekčního faktoru, který kompenzuje nepřesnosti spojené s použitím standardního koeficientu prostupu tepla a bez nutnosti detailního uvažování všech konstrukčních a provozních parametrů výměníku. Faktor byl stanoven na základě škály provozních dat a byla stanovena jeho horní mez na 2,3. Dále uvažujeme, že při změně provozních podmínek výměníku bude dosaženo požadované výstupní teploty mladiny, dokud korekční faktor tuto mez nepřesáhne. Analýza prokázala jeho závislost na střední logaritmické teplotě vstupních a výstupních proudů (viz **Obr. 3**) a nezávislost na průtoku mladiny. Zavedený model byl využit k hodnocení vlivu různého podchlazení chladicí vody na množství vznikající horké vody a dobu chlazení mladiny.



Obr. 3: Závislost hodnoty korekčního faktoru na střední logaritmické teplotě

Tab. 2: Vliv teploty ledové vody a průtoku mladiny na množství horké vody a dobu chlazení

	průtok mladiny [hl/hod]	5 °C	6 °C	7 °C	prodloužení várky	nová celková doba várky
várka 1 65 minut, 644 hl	450				11 min	76 min
	400	29,6 hl	38,5 hl	47,7 hl	20 min	85 min
	300				49 min	114 min
		5 °C	6 °C	7 °C		
várka 2 67 minut, 621 hl	450				9 min	76 min
	400	11,4 hl	20,2 hl	29,3 hl	18 min	85 min
	300				47 min	114 min
		5 °C	6 °C	7 °C		
várka 3 64 minut, 621 hl	450	-	-	-	11 min	75 min
	400		-	-	20 min	84 min
	300	12,8 hl	20,8 hl	-	48 min	112 min
		4 °C	5 °C	6 °C		
várka 4 72 minut, 641hl	450			-	6 min	78 min
	400	15,6 hl	23,8 hl	-	16 min	88 min
	300			32,2 hl	46 min	118 min
		4 °C	5 °C	6 °C		
várka 5 71 minut, 626 hl	450				6 min	77 min
	400	23,6 hl	31,9 hl	40,3 hl	15 min	86 min
	300				44 min	115 min
		4 °C	5 °C	6 °C		
várka 6 69 minut, 631 hl	450				7 min	76 min
	400	17,2 hl	25,5 hl	34,0 hl	16 min	85 min
	300				45 min	114 min
		4 °C	5 °C	6 °C		
várka 7 78 minut, 634 hl	400				8 min	86 min
	350	15,8 hl	24,3 hl	33,0 hl	20 min	98 min
	300				36 min	114 min

Na základě provedené analýzy bylo zjištěno, že zvýšení teploty chladicí (ledové) vody, případně její kombinace s úpravou průtoku mladiny, vede k nutnému zvýšení množství chladicí vody. Tím se zároveň zvyšuje množství přiváděné vody do horkovodní nádrže. Tento provozní zásah vytváří potenciál pro efektivnější využití chlazení mladiny v navazujících technologických operacích. Současně je však nutné zohlednit, že snížení průtoku mladiny je spojeno s prodloužením doby

chlazení mladiny, a tím i s prodloužením celkové doby trvání spílání várky. Výsledky pro 7 referenčních várek jsou shrnuty v **Tab. 2**.

ZÁVĚR

Bilance toků vody ve varném provozu ukázala, že hospodaření s horkou vodou představuje významný prvek ovlivňující celkovou spotřebu vody i energie. Analýza návaznosti horkovodního hospodářství na chlazení mladiny zdůraznila zásadní vliv provozu výměníku mladiny na množství a teplotní úroveň získané horké vody. Zjednodušený model výměníku založený na korekčním faktoru se ukázal jako vhodný nástroj pro popis reálného chování zařízení a pro posouzení dopadů změn provozních parametrů. Výsledky naznačují, že optimalizace teploty chladicí vody a průtoku mladiny může vést ke zvýšení energetické účinnosti systému, přičemž je nutné zohlednit vazbu těchto změn na časový průběh varného procesu.

Příspěvek IV

NÁVRH ALTERNATIVNÍHO SYSTÉMU PRO UKLÁDÁNÍ ELEKTRICKÉ ENERGIE

Řešitelé: Bc. Matěj Honzík
 Bc. Lukáš Bednář
 Bc. Vojtěch Hampl
 Bc. Karolína Roháčová

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, 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 důsledku rostoucích nákladů na energie a stále vyšších požadavků na dekarbonizaci průmyslu podniky stále častěji zvažují možnosti **krátkodobého ukládání energie** v době přebytků elektřiny v distribuční síti. Tato uložená energie by byla následně prodána, nebo využita v době špičky, kdy je cena elektřiny nejvyšší. Tyto výkyvy jsou způsobeny především proměnlivým zatížením elektrické sítě, dostupností jednotlivých zdrojů výroby elektrické energie a okamžitou situací na trhu. Významnou roli hraje také podíl obnovitelných zdrojů, jejichž výroba závisí na počasí a denní době, což přispívá k nestabilitám v elektrické síti.

Mezi využívané způsoby ukládání elektrické energie patří např. bateriová úložiště, přečerpávací elektrárny, ale i méně známé způsoby jako ukládání energie do komprimovaného plynu. Systém komprese/expanze plynu by mohl být zajímavý jak z pohledu nezávislosti na strategických surovinách (jako je lithium, kobalt, platina nebo cer), tak z pohledu dekarbonizace průmyslové energetiky.

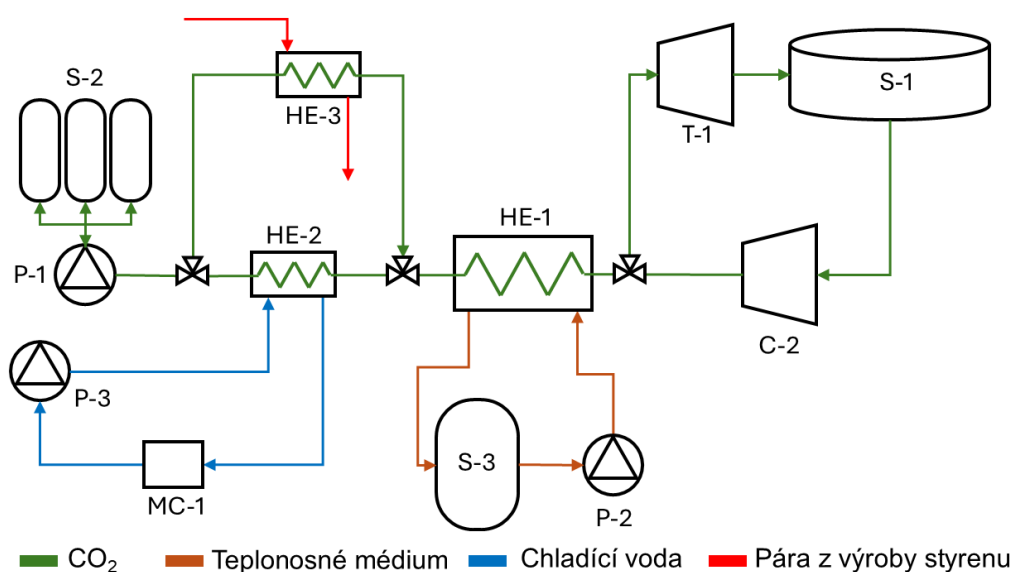
Hlavním cílem této práce je návrh a zhodnocení **systému komprese/expanze plynu** pro ukládání elektrické energie v kontextu petrochemického závodu v Kralupech nad Vltavou. Dílčím úkolem bylo zpracování literární rešerše, která se zaměřuje na různé způsoby krátkodobého i dlouhodobého ukládání elektrické energie.

Požadavek na navrhovanou technologii byl alespoň částečné energetické napojení technologie na jednotku výrobu styrenu. V dané jednotce je vyráběna jako vedlejší produkt nízkotlaká pára o teplotě 165 °C v množství 3 t/h. Tato pára je v současné chvíli přeprodávána na teplárnu, ale uvažuje se o jiném způsobu jejího využití. Tím by mohlo být napojení na navrhovanou technologii ukládání energie do komprese plynu.

ŘEŠENÍ A VÝSLEDKY

Vhodným řešením pro systém komprese/expanze se jeví CO₂ baterie, kde je plyný CO₂ stlačen pomocí kompresoru a následně zkapalněn. K získání energie je poté

expandován přes turbínu. Kompresi a expanzi lze realizovat buď adiabaticky, nebo izotermně. Po srovnání maximální teoretické účinností všech kombinací provedení komprese a expanze byla vybrána varianta, která využívá adiabatickou kompresi a adiabatickou expanzi, a to kvůli relativně vysoké účinnosti a snazší technické proveditelnosti. Po zahrnutí účinnosti točivých strojů byla celková účinnost vyhodnocena na **56,3 %**. Nejprve bylo vytvořeno blokové schéma navrhované technologie (**Obr. 1**).



Obr. 1: Blokové schéma CO₂ baterie

Při nabíjení je plynný CO₂, který je uskladněn v plynojemu **S-1** pomocí kompresoru **C-1** stlačen na tlak 62 bar a poté je v tepelném výměníku **HE-1** ochlazen na teplotu 160 °C, teplo je uloženo do teplonosného média v zásobníku **S-3** (vysokoteplotní okruh je v této práci také označován jako TES). CO₂ je poté zkapalněn a dochlazen na 20 °C ve výměníku **HE-2**, kde je chladícím médiem voda chlazená na 15 °C pomocí strojového chlazení **MC-1**. Kapalný CO₂ je poté čerpadlem **P-1** přesunut do baterie tlakových zásobníků **S-2**.

Při vybíjení je kapalný CO₂ ze zásobníků **S-3** vyčerpán a poté ohřát a odpařen ve výměníku **HE-3**, kde je horkým vstupem pára z výroby styrenu o teplotě 165 °C. Poté plynný CO₂ pokračuje přes výměník **HE-1**, kde je dohřát teplem, které bylo uloženo v zásobníku **S-3** při nabíjení. Následně je CO₂ expandován přes plynovou turbínu **T-1** na atmosférický tlak a opět uložen do zásobníku **S-1**.

Pro systém s adiabatickou expanzí a kompresí byl vytvořen matematický model, kde pro fyzikální vlastnosti látek byla využita knihovna CoolProp. Matematický model má tři části. První částí je bilance energie celého systému, z čehož je určena hmotnost CO₂ pro uložení určitého množství energie za čas a tepelné toky po kompresi (předchlazení) a před expanzí (přehřátí). Základem výpočtu je isentropická podstata adiabatické komprese/expanze. Pro točivé stroje je poté vypočtena technická práce, ta odpovídá práci, kterou vykoná tekutina na hřídeli na to, když přichází do systému ve stavu 1 a odchází ve stavu 2. Pro výpočet technické práce byla použita následující rovnice vycházející z prvního termodynamického zákona

$$W_t = \Delta H = H_2(p_2, T_2) - H_1(p_1, T_1) \quad (1)$$

Druhá část se poté věnuje návrhovým výpočtům jednotlivých tepelných výměníků, z nichž je určena teplosměnná plocha a průtok teplosměnných médií ve výměnících. Poslední část matematického modelu následně vyhodnocuje příkony doprovodných tepelných procesů, a to strojového chlazení vody a elektrický ohřev vysokoteplotního akumulátoru tepla ($P_{TES}^{ohřev}, P_{MC-1}$). a průtoky teplosměnných médií.

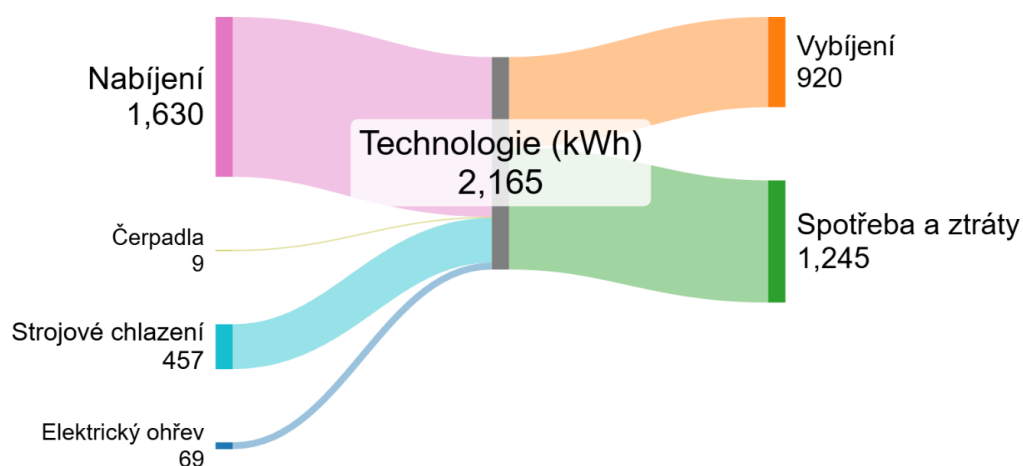
Prvotní návrh systému počítal uložení 1 MWh elektrické energie do 13,5 t CO₂. Technologii o této kapacitě ovšem nelze energeticky integrovat do prostředí závodu v Kralupech nad Vltavou, jelikož má vyšší spotřebu topné páry, než jaká je výroba páry ve styrenové jednotce. Systém byl následně dimenzován tak, aby spotřeba páry byla 3 t/h. Kapacita této technologie by poté byla 0,92 MWh a množství CO₂ by bylo 12,25 t. Shrnutí všech parametrů, které vyplývá z matematického modelu je pro obě velikosti technologie vypsáno v **Tab. 1**.

Pokud má námi navrhovaná technologie fungovat co nejefektivněji, tak je nutné, aby nabíjení a vybíjení probíhalo dostatečně rychle, proto byl zvolen čas jedna hodina pro oba procesy. Cenové špičky na denním trhu s elektřinou trvají velmi krátkou dobu (kolem hodiny), během které je vhodné celou baterii vybit, aby byla úspora co největší. Cenové propady jsou sice delší, ale krátký nabíjecí čas umožňuje větší flexibilitu pro využití propadu na nulovou cenu.

Tab. 1: Parametry technologií

	1 MWh	0,92 MWh
m_{CO_2} (t)	13,5	12,25
$V_{\text{S-1}}$ (m ³)	7566	6876
$V_{\text{S-2}}$ (m ³)	17,1	15,5
$A_{\text{HE-1}}$ (m ²)	317	308
$A_{\text{HE-2}}$ (m ²)	43,4	42,2
$A_{\text{HE-3}}$ (m ²)	34,6	33,7
$P_{\text{MC-1}}$ (kW)	504	457
$P_{\text{TES}}^{\text{ohřev}}$ (kW)	76	69
C_{TES} (GJ)	3,22	2,92
$\dot{m}_{\text{voda}}$ (t/h)	23,36	21,17
$\dot{m}_{\text{TES}}$ (t/h)	5,94	5,38
$\dot{m}_{\text{pára}}$ (t/h)	3,31	2,98

Toky elektrické energie v námi navržené CO₂ baterii na uložení **0,92 MWh** jsou znázorněny v Sankeyho diagramu (**Obr. 2**). Celková účinnost technologie, tj. kolik energie je získáno expanzí oproti tomu kolik energie bylo vloženo kompresí, byla vyhodnocena na **42,5 %**. Na základě vývoje ceny elektřiny na denním trhu byl poté odhadnut maximální potenciál úspory námi navržené CO₂ baterie.



Obr. 2: Sankeyho diagram pro elektrickou energii v kWh

ZÁVĚR

V rámci této práce byla navržena technologie ukládání elektrické energie do zkomprimovaného CO₂. Vzhledem k tomu, že maximální množství páry

dostupné ze styrenové jednotky činí 3 t/h, dosahuje maximální možná kapacita navrhované baterie **0,92 MWh** za předpokladu, že čas nabíjení a vybíjení je jedna hodina.

Pro dosažení této kapacity je zapotřebí **12,25 t** plynu, v tomto případě CO₂. Objem atmosférického zásobníku potřebného pro uložení tohoto množství CO₂ činí **6 876 m³**, což odpovídá polokouli o průměru cca 30 m. Zkapalněné CO₂ je následně skladováno v tlakovém zásobníku o objemu **15,5 m³** při tlaku 62 bar.

Na základě vývoje ceny elektrické energie na denním trhu byl vyhodnocen maximální teoretický potenciál úspory na **6,3 mil. CZK** za rok.

V porovnání s ostatními způsoby uložení elektrické energie je jasnou nevýhodou značná velikost CO₂ baterie a vysoká pořizovací cena, například proti klasickým bateriím, nicméně účinností je srovnatelná s palivovými články a na rozdíl od baterií není tato technologie závislá na vzácných kovech. Je tedy na zvážení investora, která z těchto variant je nejvhodnější.

Příspěvek V

POSOUZENÍ DISTRIBUCE A VLIVU KYSELÝCH SLOUČENIN KONDENZUJÍCÍCH PŘI REKUPERACI SPALIN

Řešitelé: Bc. Richard Lego
Bc. Kryštof Dornák
Bc. Kevin Klee
Bc. Bára Pinčáková
Bc. Mária Prachárová

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

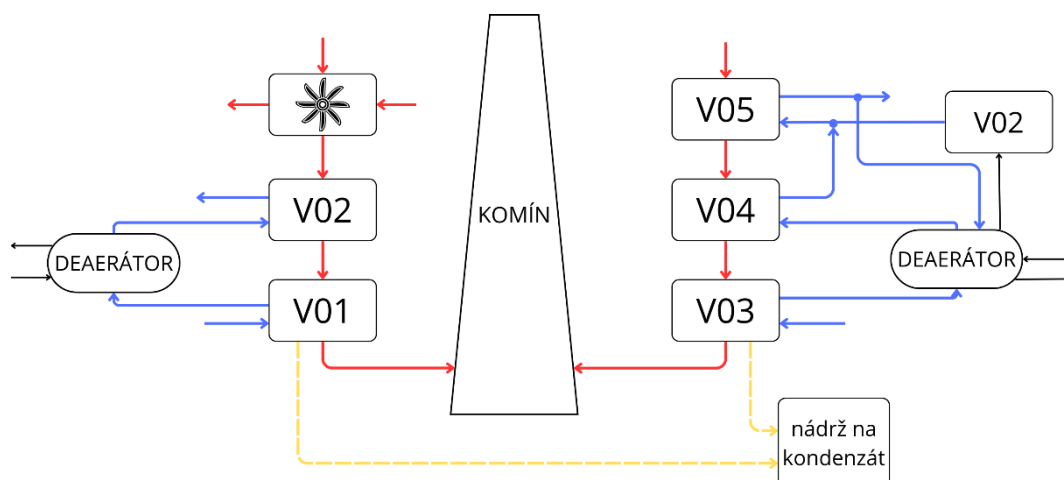


ÚVOD

Společnost ORLEN Unipetrol a.s. představuje klíčového hráče českého chemického a rafinérského průmyslu a patří mezi největší zpracovatele ropy ve střední Evropě. Je součástí polského koncernu PKN ORLEN S.A., jednoho z předních integrovaných petrochemických a energetických podniků v regionu. Hlavní činností ORLEN Unipetrol je zpracování ropy a výroba rafinérských, petrochemických a plastových produktů. Výrobní závody společnosti se nacházejí v Litvínově (Záluží) a v Kralupech nad Vltavou. Tato práce se zabývá korozním chováním sirných sloučenin ve spalinách rekuperační jednotky kralupské rafinerie.

Rekuperace odpadního tepla ze spalin představuje efektivní způsob zvyšování energetické účinnosti rafinérských provozů. V případě spalin s vyšším obsahem oxidů síry však dochází při jejich ochlazování ke kondenzaci kyselých složek, zejména kyseliny sírové, což může vést k závažným korozním problémům. Práce se zaměřuje na pravou stranu rekuperační jednotky kralupské rafinerie (**Obr. 1**), do které jsou přiváděny spaliny z několika rafinérských pecí včetně incinerátoru s významným obsahem SO_2 . Cílem práce bylo posoudit chování sirných sloučenin při rekuperaci spalin a vyhodnotit jejich vliv na vznik kyselého kondenzátu a korozní zatížení zařízení. Dílčí cíle byly následující:

- Stanovit materiálovou bilanci síry v rozsahu umožněném poskytnutými daty
- Provést entalpickou bilanci pravé strany rekuperace se zaměřením na kondenzaci vody a kyseliny sírové
- Vypracování detailní simulace teplotního profilu ve vybraných výměnících a posoudit možnost kondenzace na stěně trubek i v proudu spalin
- Stanovení profilu rychlosti koroze - vývoj koncentrace kyseliny napříč výměníky



Obr. 1: Grafické znázornění rekuperační jednotky

ŘEŠENÍ JEDNOTLIVÝCH ÚKOLŮ

MATERIÁLOVÁ BILANCE SÍRY

Cílem materiálové bilance síry bylo především stanovení maximálního množství kyseliny sírové, které v systému může vznikat její kondenzací ve spalinách. Kyselina je produktem reakce SO_3 s vodní parou, a bylo proto zapotřebí prozkoumat možný rozsah konverze oxidace přítomného SO_2 . Studována byla jak oxidace homogenní, tak heterogenní, a byla vyvozena maximální možná dodatečná konverze SO_2 na SO_3 v rámci rekuperační jednotky. Na základě této informace a poskytnutých dat bylo vypočteno minimum a maximum produkce stoprocentní kyseliny sírové v jednotce pro běžný provoz i pro situace, kdy v souvislosti s provozním stavem může docházet ke zvýšenému obsahu oxidů síry ve spalinách. Koncentrovaná kyselina sírová je silně hygroskopická, proto také tato její vlastnost byla vyšetřena s cílem určení v systému vznikajících koncentrací.

Pro běžné podmínky v rekuperační jednotce byla vypočtena hodnota 0,6 kg/h vznikající kyseliny sírové. Maximální množství (zvýšený obsah oxidů síry ve spalinách) bylo 3,4 kg/h kyseliny.

ENTALPICKÁ BILANCE

Byl vytvořen matematický model v rozhraní MATLAB za účelem popsání entalpických bilancí jednotlivých výměníků rekuperační jednotky. Tento model vyhodnotil na základě relativních odchylek měřených veličin, ve kterých dnech byl

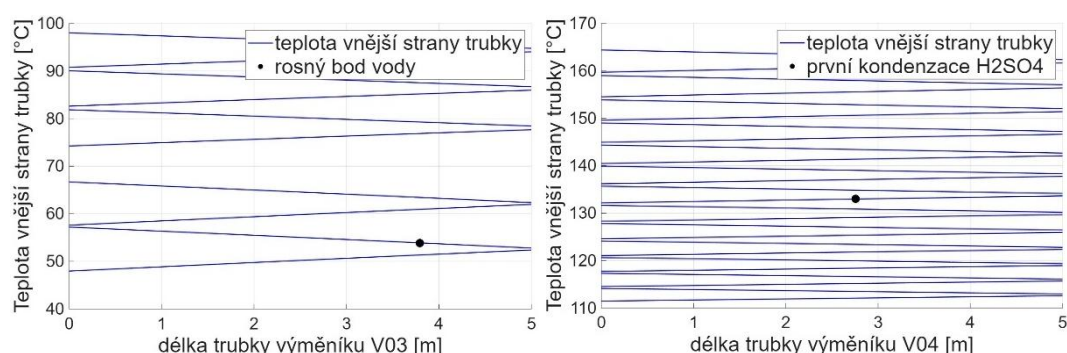
provoz v ustáleném stavu. V těchto vybraných dnech poté spočítal entalpické bilance pro všechny výměníky V01, V02, V03, V04 a V05. Neznámou hodnotou v těchto bilancích byla vždy výstupní teplota spalin z jednotlivých výměníků. Tento model zanedbával kondenzaci ve spalinách, a právě proto bylo možné srovnáním vypočtené výstupní teploty spalin s naměřenou hodnotou určit minimální a maximální množství vznikajícího kondenzátu. Dále bylo podloženo zanedbání vlivu exotermních reakcí a slučovací entalpie na přesnost entalpických bilancí.

Výsledky entalpických bilancí potvrzují předpoklad, že ve výměníku V05 nedochází ke kondenzaci ve spalinách. V ostatních výměnících však dle výsledků ke kondenzaci v menší či větší míře dochází. Bylo zjištěno, že obsah oxidů síry ve spalinách nemá vliv na rozdíl mezi vypočtenou a naměřenou teplotou výstupních spalin. Navzdory očekávání byla taktéž dokázána nezávislost tohoto rozdílu mezi naměřenou a vypočtenou teplotou spalin na teplotě vstupujícího turbínového kondenzátu, který ze spalin odebírá teplo. Dále bylo odhaleno, že změna v průtoku tohoto turbínového kondenzátu taktéž neovlivnila měřené hodnoty teplot spalin. Navíc výsledky entalpických bilancí na levé straně rekuperace vykazaly mnohem větší rozdíl mezi naměřenou a vypočtenou teplotou spalin, než bylo očekáváno z informací o množství kondenzátu ve spalinách. Tyto nesrovnalosti lze vysvětlit nesprávným měřením průtoku vody či teploty spalin. Příkladem je nevhodné umístění teploměru, ovlivňován chladnou trubkou v okolí nebo špatně zaizolovaný, ovlivňován vedením tepla stěnou výměníku. Dále může nastat chyba při načítání a zpracování dat. Za nejpravděpodobnější považujeme nevhodné umístění měřidla či jiným způsobem vzniklou chybu v datech.

DETAILNÍ SIMULACE TEPLOTNÍHO PROFILU VYBRANÝCH VÝMĚNÍKŮ

Teplotní profil byl zkoumán pro výměníky V03 a V04, jelikož právě v těchto výměnících dosahují teploty spalin hodnot blízkých rosnému bodu vody a kyseliny sírové. Cílem simulace bylo ověřit možnost kondenzace na stěně trubek a posoudit, zda může ke kondenzaci docházet i v jádru spalin.

Výpočet teplotního profilu ve výměníku je proveden numerickou simulací založenou na diskretizaci každé trubky. Nejprve byly z naměřených dat načteny okrajové podmínky, tedy vstupní teplota a průtok vody a spalin, následně byly definovány teplotně závislé materiálové vlastnosti vody i spalin (hustota, viskozita, měrná tepelná kapacita a tepelná vodivost), které vstupují do výpočtu. Na základě těchto vlastností byla vypočtena bezrozměrná kritéria charakterizující přenos tepla, z nichž byly následně určeny koeficienty přestupu tepla na straně vody i na straně spalin. Na jejich základě byl určen lokální součinitel prostupu tepla, který zahrnoval přestup tepla na straně vody a spalin, a taktéž vedení tepla stěnou trubky a případnou ochrannou vrstvou PFA. Pomocí soustavy entalpických bilancí byla poté vypočtena postupná změna teploty podél výměníku, čímž byl získán teplotní profil vody i spalin. Na základě známých teplot spalin a vody v jednotlivých segmentech byla následně řešena Fourierova rovnice pro ustálené radiální vedení tepla ve stěně trubky. Tím byla stanovena teplota vnějšího povrchu trubky pro každý segment a byl sestaven výsledný teplotní profil stěny podél celého výměníku (**Obr. 2**).



Obr. 2: Teplotní profil vnější strany trubky výměníku V03 (vlevo) a V04 (vpravo) s vyznačením začátku kondenzace vody a začátku kondenzace kyseliny sírové

Porovnáním vypočtené teploty vnější stěny s rosným bodem vody a kyseliny sírové bylo zjištěno, že ve výměníku V04 může docházet ke kondenzaci kyseliny sírové. Ve výměníku V03 je pak možná kyselá kondenzace i v jádru spalin a taktéž je zde možná kondenzace samotné vody.

STANOVENÍ PROFILU RYCHLOSTI KOROZE

Na základě výsledků bilancí a detailní simulace teplotního profilu byly určeny části rekuperační jednotky, ve kterých může docházet ke vzniku kyselé kondenzace. Ve výměníku V04 dochází ke kondenzaci kyseliny sírové, která současně váže přítomnou vodní páru. Nejvyšší korozivita prostředí se očekává v oblasti odpovídající kyselému rosnému bodu, kde kyselina sírová kondenzuje jako 100% a postupně váže vodní páru, dokud nedosáhne koncentrace přibližně 67 %. Ve výměníku V04 jsou použity trubky s ochrannou vrstvou PFA, která by měla tomuto koroznímu prostředí odolávat. Pokud by tedy nedošlo k mechanickému poškození ochranné vrstvy, koroze trubek výměníku se nepředpokládá.

Ve výměníku V03 jsou do 6. řady rovněž použity trubky s ochrannou vrstvou PFA. Od 7. řady jsou pak použity materiály ze slitiny VDM Alloy 59, které jsou vystaveny působení kyseliny sírové o koncentraci přibližně 100-67 % při teplotách do 67 °C. Od 9. řady trubek zde dále dochází ke kondenzaci vody při teplotách nižších než 54 °C, což vede k ředění kyseliny sírové a ke snížení její koncentrace. Pro slitinu VDM Alloy 59 lze za běžných provozních podmínek očekávat velmi nízké korozní rychlosti, obvykle pod 0,1 mm/rok.

ZÁVĚR

Cílem práce bylo posoudit chování sirných sloučenin při rekuperaci spalin v rekuperační jednotce kralupské rafinerie společnosti ORLEN Unipetrol, a.s., se zaměřením na vznik kyselé kondenzace a související korozní rizika. Na základě entalpických bilancí bylo zjištěno, že ke kondenzaci na pravé straně rekuperační jednotky dochází ve výměnících V03 a V04. Materiálová bilance síry potvrdila, že i při velmi malém množství SO_3 přítomného ve spalinách dochází ke vzniku měřitelného množství kyseliny sírové s vysokou lokální koncentrací. Detailní simulace teplotního profilu umožnila identifikovat oblasti s nejvyšší pravděpodobností vzniku kyselé kondenzace a posoudit jejich vztah k použitým konstrukčním materiálům. Výsledky práce poskytují přehled o rozložení korozně zatížených míst v rekuperační jednotce a mohou sloužit jako podklad pro další sledování provozních stavů.

Příspěvek VI

CHLAZENÍ ŠACHTOVÉ PECE

Řešitelé: Bc. Monika Poláčková
Bc. Ondřej Melo
Bc. Adam Pipíška
Bc. Juraj Volešíni

Konzultanti: Ing. Michal Vonka, Ph.D. (VŠCHT Praha)
Ing. Tomáš Jindra, Ph.D. (Kovohutě Příbram nástupnická, a.s.)

Zadavatel: Kovohutě Příbram nástupnická, a.s.
Kovohutě 530, Příbram VI-Březové Hory, Příbram 261 01



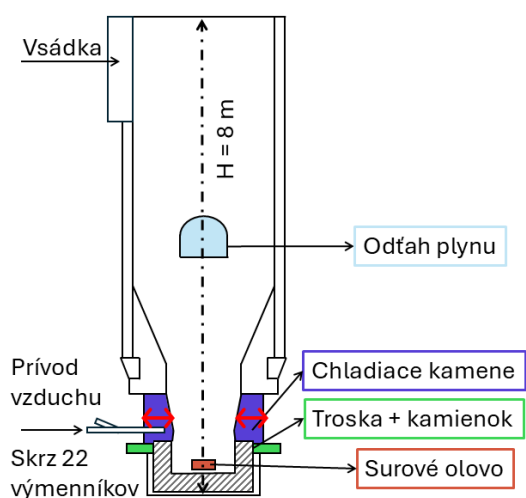
ÚVOD

Recyklácia olova z použitých akumulátorov predstavuje kľúčový prvok v rámci obehového hospodárstva a udržateľnosti metalurgického priemyslu. Predmetom riešenia tohto projektu je šachtová pec, ktorá slúži na tavenie oloveného odpadu a redukciu oxidov olova obsiahnutých v spracovávanom materiáli. Riešená technológia sa nachádza v závode Kovohutě Příbram, kde šachtová pec spracováva olovené akumulátory, olovený odpad a troskotvorné prísady. Kapacita pece je približne 145 t surového olova denne, čo pri bežnej ročnej prevádzke predstavuje produkciu rádovo desiatok tisíc ton kovu. Pri súčasných trhových cenách ide o výrobu s vysokou ekonomickou hodnotou, preto aj relatívne malé zvýšenie kapacity alebo efektívnosti procesu môže viesť k významnému finančnému prínosu.

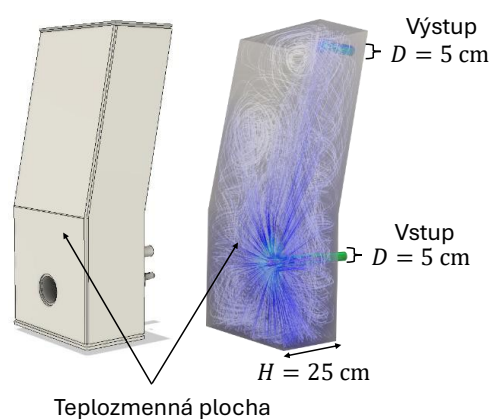
Pec je v spodnej časti, kde dochádza k odpichu trosky a výstupu taveniny sifónovým efektom, chladená sústavou 28 tepelných výmenníkov. Tieto tzv. chladiace kamene tvoria vnútorný obvod spodnej časti pece. Hlavným zadáním bolo navrhnuť zvýšenie výrobnnej kapacity linky o 10 %. Vzhľadom na priestorové obmedzenia haly je cieľom zväčšiť využiteľný reakčný objem pece, a to zmenšením objemu chladiacich kameňov zasahujúcich do vnútorného priestoru. Cieľom však nebolo len geometrické zväčšenie pece, ale najmä overenie, či je takýto zásah možný bez zníženia bezpečnosti prevádzky a zanalyzovať požiadavky na zmenu prevádzkových parametrov na strane chladiacej vody. Reakčný priestor pece bol v projekte chápaný ako „black box“, keďže cieľom projektu nebolo modelovanie komplexných reakcií vnútri pece, ale posúdenie energetických tokov relevantných pre chladiacich systém.

ANALÝZA SÚČASNÉHO STAVU CHLADIACEHO SYSTÉMU

Prvým krokom riešenia bolo kvantitatívne zhodnotenie súčasného stavu pece a jej chladiaceho systému. Keďže v prevádzke nie je k dispozícii priame meranie prietoku chladiacej vody ani detailná energetická bilancia procesu, bolo potrebné vychádzať z dostupných prevádzkových údajov a vhodných zjednodušujúcich predpokladov.



Obr. 1: Grafické znázornenie šachtovej pece. Červené šípky naznačujú priestor chladiacich kameňov, ktoré sa plánujú zužovať



Obr. 2: CFD vizualizácia prúdenia vody v chladiacom kameni

ENTALPICKÁ BILANCIA PECE A VODNÉHO OKRUHU

Na určenie rádu veľkosti generovaného tepla bola zostavená entalpická bilancia pece, (Tab. 1), ktorá zahŕňala teplo uvoľnené spaľovaním koksu a plastov obsiahnutých v recyklovanom materiáli, teplo spotrebované na ohrev, tavenie a endotermické reakcie. Vzhľadom na komplexnosť chemických dejov v peci bol použitý scenárový prístup, v ktorom sa uvažovali rôzne stupne oxidácie palív. Cieľom tejto bilancie nebolo získať presnú hodnotu, ale určiť interval, v ktorom sa musí nachádzať chladiaci výkon.

Tab. 1: Prehľad výsledkov entalpickej bilancie pece pre viaceré varianty konverzie palív a bilancia chladiaceho okruhu

Entalpická bilancia	Konverzia palív			Chladiaci výkon (MW)
	na CO ₂	na CO	Plast na CO ₂	
Pece	72 %	0 %	0 %	1,47
	48 %	52 %	0 %	0,86
	40 %	20 %	13 %	1,41
	0 %	0 %	40 %	2,00
Vody	-			1,59

Výsledky z bilancie pece boli následne overené nezávislou entalpickou bilanciou chladiacej vody. Táto bilancia vychádzala zo známych vstupných a výstupných teplôt vody, jej fyzikálnych vlastností a prietoku vody v chladiacom okruhu. Keďže

prietok vody nie je v prevádzke priamo meraný, výpočet bol zhotovený so súhlasom zadávateľa pomocou maximálnej hodnoty prietoku vody, ktoré dokáže vytlačiť čerpadlo vo vodnom okruhu. Takto určený chladiaci výkon sa rádovo zhodoval s výsledkami bilancie pece. Ako referenčná hodnota odvedeného tepla bola vo výpočtoch práve uvažovaná hodnota z entalpickej bilancie chladiacej vody pre predpoklad menšej chyby v porovnaní s bilanciou pece.

CHARAKTER PRÚDENIA A PRESTUP TEPLA NA STRANE VODY

Ďalším krokom bola charakterizácia prúdenia chladiacej vody v jednotlivých kameňoch. Voda vstupuje do kameňa trúbkou a prúd následne kolmo naráža na teplozmennú plochu, čo vedie k jeho rozptýleniu a obtekaniu steny. Na kvalitatívny popis tohto prúdenia bol vytvorený CFD model, ktorý umožnil vizualizovať charakter prúdnice a potvrdiť turbulentný režim prúdenia.

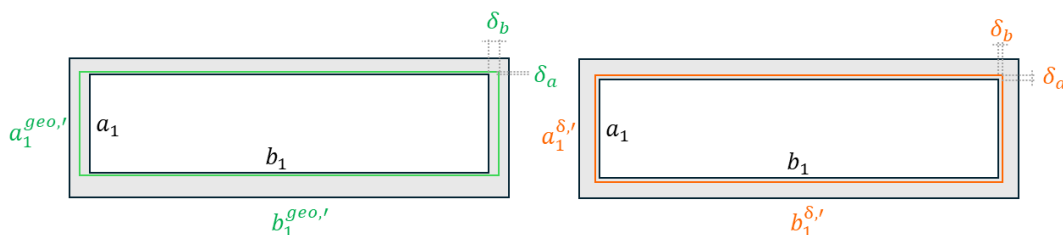
Na základe CFD analýzy a literárnej rešerše bol systém popísaný pomocou empirických korelácií pre tzv. submerged liquid impinging jet. Z týchto korelácií bol vypočítaný súčiniteľ prestupu tepla na strane vody. Parametrická štúdia ukázala, že hodnota súčiniteľa prestupu tepla je v skúmanom rozsahu prakticky nezávislá od hrúbky kameňa a závisí predovšetkým od objemového prietoku chladiacej vody.

ZVÄČŠOVANIE REAKČNÉHO OBJEMU – GEOMETRICKÝ NÁVRH

Hlavným cieľom návrhovej časti projektu bolo zväčšiť reakčný objem pece o 10 %. Pôvodným zámerom bolo zachovať geometrickú podobnosť nádoby, čo by zaručilo podobný charakter toku a teplotného profilu v peci. Analýza však ukázala, že pri zachovaní rovnakého sklonu a výšky kameňov by takýto prístup viedol ku konštrukčne problematickému riešeniu, v ktorom by sa jednotlivé strany chladiacich kameňov museli zužovať o rozdielne hodnoty.

Z tohto dôvodu bol zvolený druhý, konštrukčne realizovateľný prístup, pri ktorom sa všetky strany chladiacich kameňov zúžia o rovnaký rozmer. Tento prístup síce nevedie k dokonalej geometrickej podobnosti pece, ale umožňuje jednoduchšiu výrobu a montáž kameňov. Jednotlivé varianty zväčšovania boli porovnané

pomocou pomeru teplozmennej plochy k reakčnému objemu, ktorý slúžil ako jednoduché kritérium schopnosti chladenia.



Obr. 3: Schematické zobrazenie zväčšovania. Zelená farba – zachovanie geometrickej podobnosti. Oranžová farba – zväčšenie s ohľadom na konštrukčnú realizovateľnosť. Čierne orámovanie predstavuje pôvodný tvar pece, pričom šedé plochy sú chladiace kamene

PRESTUP TEPLA NA STRANE TAVENINY A ROZLOŽENIE ODPOROV

Kľúčovou časťou projektu bolo posúdenie, ktorá časť systému najviac obmedzuje odvod tepla. Prestup tepla na strane taveniny bol odhadnutý dvomi nezávislými prístupmi. Prvý vychádzal z teoretických vzťahov pre nútené prúdenie v trubke a výpočtu bezrozmerných kritérií (Reynoldsovo, Prandtlovo, Nusseltovo číslo). Druhý prístup vychádzal z celkového súčiniteľa prostupu tepla určeného z energetickej bilancie a jeho rozkladu na čiastkové tepelné odpory.

Oba prístupy viedli k rovnakému záveru: dominantná časť tepelného odporu sa nachádza na strane taveniny, teda vnútri pece. Nízke Prandtlovo číslo kvapalného olova a relatívne pomalý pohyb taveniny spôsobujú, že prenos tepla je riadený predovšetkým vedením. Prestup tepla na strane vody a vedenie tepla stenou kameňa predstavujú len menšiu časť celkového odporu. Z tohto rozloženia odporov vyplýva, že zmeny prietoku chladiacej vody majú len obmedzený vplyv na celkový chladiaci výkon. Chladiace kamene v skutočnosti nechladia jadro pece, ale predovšetkým stabilizujú teplotu stien a vytvárajú tepelnú bariéru medzi horúcou taveninou a okolím.

VPLYV ZVÄČŠENIA OBJEMU NA PREVÁDZKU

V záverečnej fáze projektu sme posudzovali dopad scale-upu na chladiaci systém. Porovnávali sme dva scenáre: **a)** lineárne škálovanie – predpoklad, že +10 % produkcie vyžaduje +10 % chladiaceho výkonu; **b)** kompenzácií tepelných strát cez

plášť pece - přístup zohľadňujúci zmenu geometrie. Tento prístup vychádza z predpokladu, že zmena odvedeného tepla je úmerná zmene teplozmennej plochy. Teda ak sa teplozmenná plocha zväčší o 5%, tak odvedené teplo bude tiež o 5 % vyššie.

Výsledky prvého prístupu ukázali, že aj pri 10 % náraste predpokladaného množstva tepla na odvod zostávajú zmeny prevádzkových parametrov chladiaceho systému relatívne malé a výstupná teplota vody neprekračuje bezpečné limity (zvýši sa o 3,8 % pri zachovaní rovnakého prietoku). Avšak v realite je systém limitovaný prostupom tepla.

Analýza podľa druhého scenára navyše naznačila, že zúžením kameňov sme síce zväčšili teplozmennú plochu pece o cca 3,3 %, ale zároveň sme zväčšili vzdialenosť steny od najhorúcejšieho jadra pece. Tým narástla hrúbka vrstvy taveniny, čo vedie k poklesu celkového koeficientu prestupu tepla odhadovo o 6,9 %. Výpočty naznačujú, že tento "izolačný efekt" taveniny plne kompenzuje nárast plochy. Teplo generované zvýšenou produkciou (+10 %) nebude odchádzať primárne cez steny, ale je zo systému vynášané vo forme entalpie zvýšeného toku produktov (olovo a trosky) a spalín.

ZÁVER

Z výsledkov projektu vyplýva, že zväčšenie reakčného objemu pece o približne 10 % je možné realizovať bez zásadných úprav existujúceho chladiaceho systému. Chladenie je limitované predovšetkým prestupom tepla v tavenine, nie kapacitou vodného okruhu, a súčasné nastavenie chladiacich kameňov je dostačujúce pre uvažovaný scale-up. Pre ďalšie zvyšovanie výrobných kapacít odporúčame zaviesť priame meranie prietoku v jednotlivých kameňoch a reguláciu podľa výstupnej teploty. Tento krok odstráni potrebu ručného nastavovania a zabezpečí, že systém bude fungovať predvídateľne aj po úprave geometrie pece.

Příspěvek VII

PŘEMÍSTĚNÍ REAKTORU SCR Z JEDNOTKY KD6 NA KD5 V LOVOCHEMII, a.s.

Řešitelé: Bc. Jan Kršek
 Bc. Jan Cincibuch
 Bc. Matyáš Khýr

Konzultanti: Ing. Jan Haidl, Ph.D. (VŠCHT Praha)
 Ing. Martin Hubička, Ph.D. (Lovochemie, a.s.)
 Ing. Antonín Galle (Lovochemie, a.s.)
 Ing. Tomáš Tlustý, Ph.D. (Lovochemie, a.s.)

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



ÚVOD

Společnost Lovochemie, a.s. provozuje starší jednotku výroby kyseliny dusičné KD5 (jednostupňový nízkotlaký proces, kapacita 265 t/den), která v současné konfiguraci naráží na limity plnění budoucích emisních norem pro oxidy dusíku. V souvislosti s modernizací novější jednotky KD6 dojde k nahrazení tamějšího reaktoru selektivní katalytické redukce (SCR) moderní technologií EnviNOx.

Cílem projektu je posoudit technickou proveditelnost a ekonomickou efektivitu integrace tohoto vyřazeného reaktoru SCR do technologického schématu linky KD5. Práce vychází z analýzy současného stavu (materiálová a entalpická bilance) a zaměřuje se na nalezení optimálního umístění reaktoru. Kriticky jsou zhodnoceny varianty zapojení před a za stávající reaktor neselektivní katalytické redukce (NSCR), přičemž klíčovými kritérii jsou vstupní teplota do reaktoru, obsah kyslíku v proudu plynu a změna provozních nákladů jednotky.

POPIS TECHNOLOGIE, SOUČASNÉHO STAVU A NÁVRHY ŘEŠENÍ

Stávající linka KD5 (uvedena do provozu 1969) pracuje jako nízkotlaký systém. Klíčovým uzlem pro čištění koncových plynů je reaktor neselektivní katalytické redukce (NSCR), v němž dochází k redukci oxidů dusíku (NO_x i N_2O) zemním plynem na platinovém katalyzátoru. Proces probíhá při vysokých teplotách (vstup cca 500 °C, výstup max. 720 °C).

Technologická limitace NSCR spočívá v preferenční redukci zbytkového kyslíku, který je třeba zcela zredukovat před samotnou redukcí oxidů dusíku. Protože spalování metanu s kyslíkem je silně exotermní reakce (redukce 1 % obj. O_2 zvyšuje teplotu o cca 140 °C), vzniká v důsledku teplotní stability katalyzátoru omezení na obsah kyslíku v odplynech, což vede k nižší účinnosti absorpce. Výsledkem kompromisu mezi redukcí oxidů dusíku a tvorbou sekundárních emisí (produktů nedokonalého spalování) při přebytku methanu je zbytkový obsah cca 140 ppm_v NO_x na výstupu z reaktoru.

Reaktor selektivní katalytické redukce (SCR) z linky KD6 redukuje pouze NO_x a jako redukční činidlo využívá amoniak. Pro tento reaktor byly definovány tři varianty zapojení na linku KD5:

1. Za NSCR: Instalace SCR reaktoru na konec technologického toku, za expanzní turbínu
2. Před NSCR: Zařazení SCR reaktoru před stávající spalovací komoru a uzel NSCR
3. Místo NSCR: Kompletní náhrada technologie NSCR za SCR

ŘEŠENÍ A ANALÝZA VARIANT

Pro posouzení proveditelnosti definovaných variant zařazení reaktoru SCR byl nejprve sestaven bilanční model uzlu katalytické redukce na lince KD5 v současném stavu v programu MS Excel. Model vychází ze statistického zpracování průměrných denních provozních dat za uplynulý rok poskytnutých zadavatelem. Výpočet zahrnuje látkové a entalpické bilance jednotlivých aparátů (rekuperační výměníky, spalovací komora, míšič, reaktor NSCR, turbína). Výsledkem bilance je harmonizace provozních dat a soubor referenčních hodnot, které byly použity při dalších výpočtech.

MODEL REAKTORU SCR

Model reaktoru SCR je formulován jako jednorozměrný pseudo-homogenní model reaktoru s pístovým tokem (PFR) v radiálním uspořádání. Matematický popis tvoří soustava obyčejných diferenciálních rovnic (ODR), které popisují simultánní bilanci hmoty, entalpie (v adiabatickém režimu) a hybnosti. Numerická integrace soustavy je realizována pomocí implicitní metody zpětného derivování (BDF).

Předpoklady: Plyn se chová jako ideální směs; tepelné kapacity $c_{p,i}$ a reakční entalpie $\Delta_r H$ jsou funkcí teploty T . Molární hmotnost směsi M_{mix} byla podél reaktoru uvažována konstantní. Dále předpokládáme, že plyn prochází katalytickým ložem výšky H pouze v radiálním směru, kterému odpovídá souřadnice r , s proměnným průřezem $S = 2\pi r H$.

Látková a entalpická bilance, které popisují profil konverze ζ_{NO} a teploty jsou dány

$$\frac{d\zeta_{\text{NO}}}{dr} = -S \frac{v_{\text{NO}} r^{\text{vol}}}{F_{\text{NO},0}}, \quad \frac{dT}{dr} = -S \frac{r^{\text{vol}} \Delta_r H}{\sum_i F_i c_{p,i}} \quad (1)$$

kde součin $v_{\text{NO}} r^{\text{vol}}$ je reakční rychlost redukce a F_i je molární tok složky.

Kinetika redukce oxidů dusíku amoniakem je popsána rychlostní rovnicí typu Eley–Rideal s adsorpční rovnováhou amoniaku, přičemž Arrheniovska závislost použité zdánlivé kinetiky zahrnuje prostřednictvím předexponenciálního faktoru k_{app}^{∞} a aktivační energie $E_{\text{A}}^{\text{app}}$ omezující vliv vnitřního a vnějšího transportu vyhodnocený na základě dat z linky KD6. Rychlost reakce r^{vol} vztažená na objem reaktoru je pak dána rovnicí

$$r^{\text{vol}} = k c_{\text{NO}} \frac{K_{\text{NH}_3} c_{\text{NH}_3}}{1 + K_{\text{NH}_3} c_{\text{NH}_3}} \quad (2a)$$

$$k = k_{\text{app}}^{\infty} \exp\left(-\frac{E_{\text{A}}^{\text{app}}}{RT}\right) \quad (2b)$$

$$K_{\text{NH}_3} = K_{\text{NH}_3}^{\infty} \exp\left(-\frac{\Delta_{\text{ad}}H}{RT}\right) \quad (2c)$$

kde k je rychlostní konstanta, c_i jsou koncentrace reaktantů a K_{NH_3} je adsorpční konstanta amoniaku s arrheniovskou teplotní závislostí, dále R je univerzální plynová konstanta a T termodynamická teplota.

Hydraulický odpor: Balance hybnosti vychází z Ergunovy rovnice a má tvar

$$\frac{dp}{dr} = -\frac{\phi F_{\text{tot}} RT}{p S} \left(\frac{150 \mu (1 - \varepsilon)}{1,75 d_p} + \frac{F_{\text{tot}} M_{\text{mix}}}{S} \right), \quad \phi = 1,75 \frac{1 - \varepsilon}{d_p \varepsilon^3} \quad (3)$$

kde p je tlak, F_{tot} je celkový molární tok, μ je dynamická viskozita, ε je mezerovitost lože, d_p je efektivní průměr pelet. Sdružený geometrický parametr ϕ byl kalibrován na provozní data reaktoru SCR na lince KD6.

HODNOCENÍ VARIANTY NÁHRADY NSCR ZA SCR A PŘEDŘAZENÍ SCR PŘED NSCR

Kompletní náhrada reaktoru NSCR technologií SCR nepřipadá v úvahu, protože SCR nedokáže zajistit dostatečnou redukci N_2O . Hlavním problémem zařazení reaktoru SCR *před* stávající uzel neselektivní katalytické redukce je nízká koncentrace kyslíku a technologické omezení NSCR, které snižuje efektivitu při

nízkých vstupních koncentracích. Jako jediné technicky realizovatelné řešení proto byla vyhodnocena varianta zařazení za NSCR.

HODNOCENÍ VARIANTY ZAPOJENÍ SCR ZA NSCR

Jako jediné technicky realizovatelné řešení byla vyhodnocena konfigurace umístění SCR reaktoru na konec technologického řetězce („tail-end“), tedy za expanzní turbínu a stávající rekuperační výměník (viz **Obr. 1**).

V tomto bodě má procesní plyn teplotu cca 170 °C a obsahuje minimální množství kyslíku (téměř veškerý byl spotřebován v NSCR). Navržené technické řešení proto zahrnuje dva klíčové prvky:

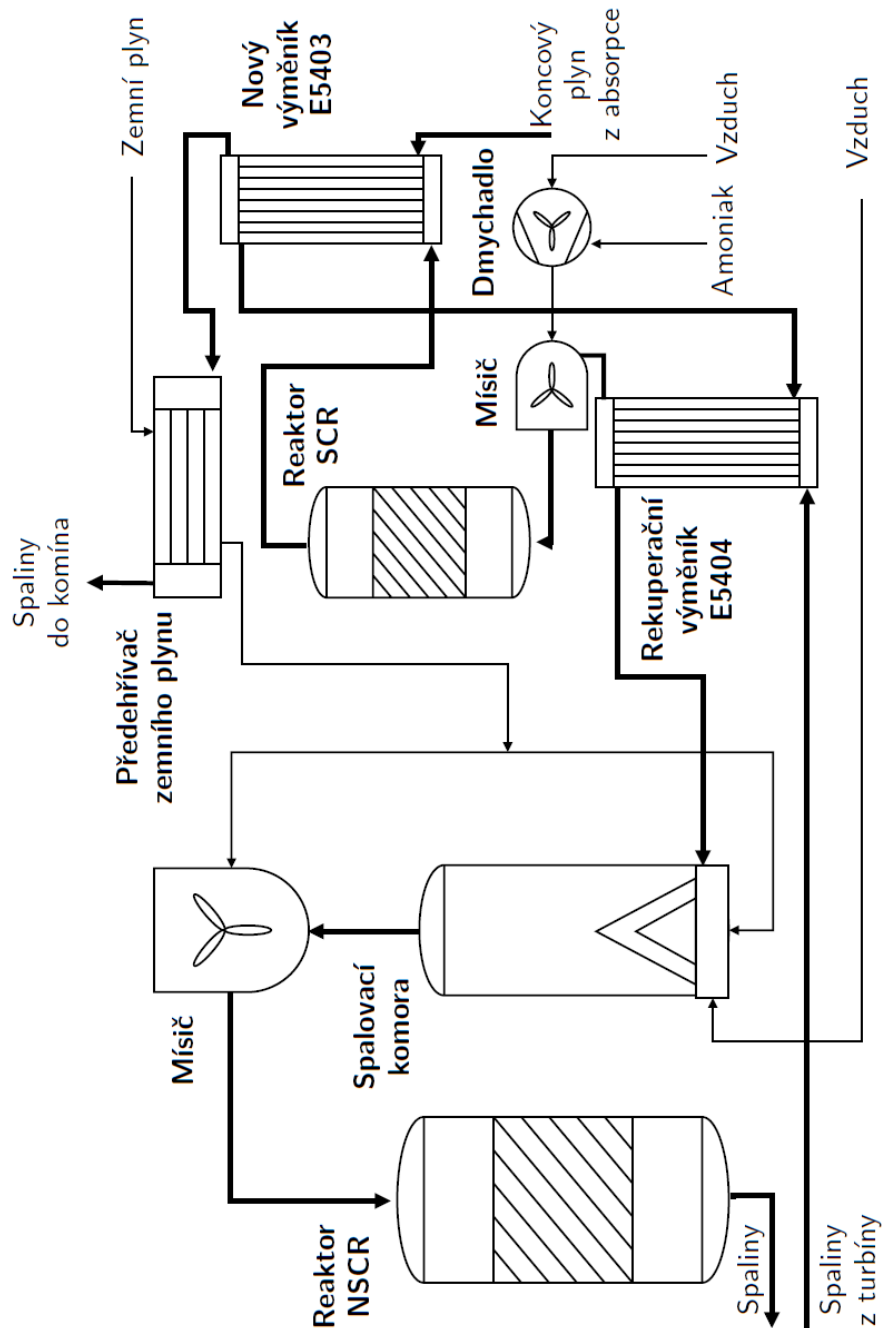
i) Přídavek vzduchu: Pro zajištění oxidační atmosféry pro SCR je nutné do proudu dávkovat vzduch. Simulační model potvrdil, že optimálním místem pro směšování je potrubí až za hlavním rekuperačním výměníkem. Tím se eliminuje nežádoucí ochlazování horkého média vstupujícího do rekuperace, což by snižovalo účinnost přehřevu pro NSCR.

ii) Tepelná integrace (Sekundární rekuperace): Aby byla dosažena pracovní teplota SCR katalyzátoru (min. 200 °C), byl navržen dodatečný výměník tepla typu plyn-plyn. Tento aparát využívá odpadní teplo vyčištěných spalín za SCR k přehřevu vstupního proudu koncového plynu z absorpce. Návrh výměníku byl proveden pomocí dvou výpočetních metod: metody středního logaritmického teplotního spádu (LMTD) a metody účinnosti (ϵ -NTU). Obě výpočetní metody poskytly totožné výsledky pro určení součinu UA (součinitel prostupu tepla násoben plochou). Zkouškou konzistence výpočtu je splnění celkové látkové a entalpické bilance pro získané výsledky.

Tato varianta zajišťuje tzv. hydraulickou a procesní izolaci. Nová technologie neovlivňuje tlakové poměry v citlivé části linky (spalovací komora, turbína). Stávající NSCR nadále plní funkci redukce N_2O a hrubého odstranění NO_x , zatímco přidaný stupeň SCR slouží k finálnímu dočištění emisí pod legislativní limity.

EKONOMICKÉ ZHODNOCENÍ

Ekonomická analýza navržené varianty („tail-end“ zapojení) vychází z bilance provozních úspor oproti nutným investičním nákladům. Klíčovým benefitem je



Obr. 1: Schéma zvoleného řešeního zapojení s přidaným (oproti současnému stavu linky KD5) reaktorem SCR, výměníkem E5403, dmychadlem a míšečem

úspora zemního plynu dosažená instalací sekundárního rekuperačního výměníku, který efektivně využívá odpadní teplo spalin. Snížená spotřeba paliva se promítá nejen do přímých úspor, ale i do nižších nákladů na emisní povolenky CO₂. Další významnou položkou je snížení poplatků za znečišťování ovzduší díky poklesu vypouštěných emisí NO_x.

Na straně provozních nákladů je nutné zohlednit spotřebu elektrické energie pro injektáž vzduchu a nákup redukčního činidla (amoniaku), tyto položky jsou však v celkové bilanci minoritní. Realizace záměru vyžaduje investiční náklady spojené s transportem reaktoru, pořízením nového výměníku a dmychadla. Bilanční model nicméně indikuje, že čisté roční úspory se pohybují v nižších jednotkách milionů Kč. Tato pozitivní provozní bilance vytváří dostatečný prostor pro pokrytí investičních nákladů a zajišťuje ekonomickou návratnost projektu.

ZÁVĚR

Cílem práce bylo navrhnout optimální integraci reaktoru SCR do stávající linky výroby kyseliny dusičné KD5 za účelem splnění emisních limitů LVIC-BREF. Na základě sestaveného hmotnostního a entalpického modelu byly kriticky zhodnoceny tři varianty zapojení.

Výsledky analýzy prokázaly, že varianty zasahující do stávajícího uspořádání před expanzní turbínou (náhrada NSCR nebo předřazení SCR) jsou technicky neprůchodné. Hlavními překážkami jsou neschopnost technologie SCR redukovat skleníkový plyn N_2O , riziko narušení energetické bilance soustrojí turbína-kompresor a termodynamická nestabilita spojená s řízením obsahu kyslíku.

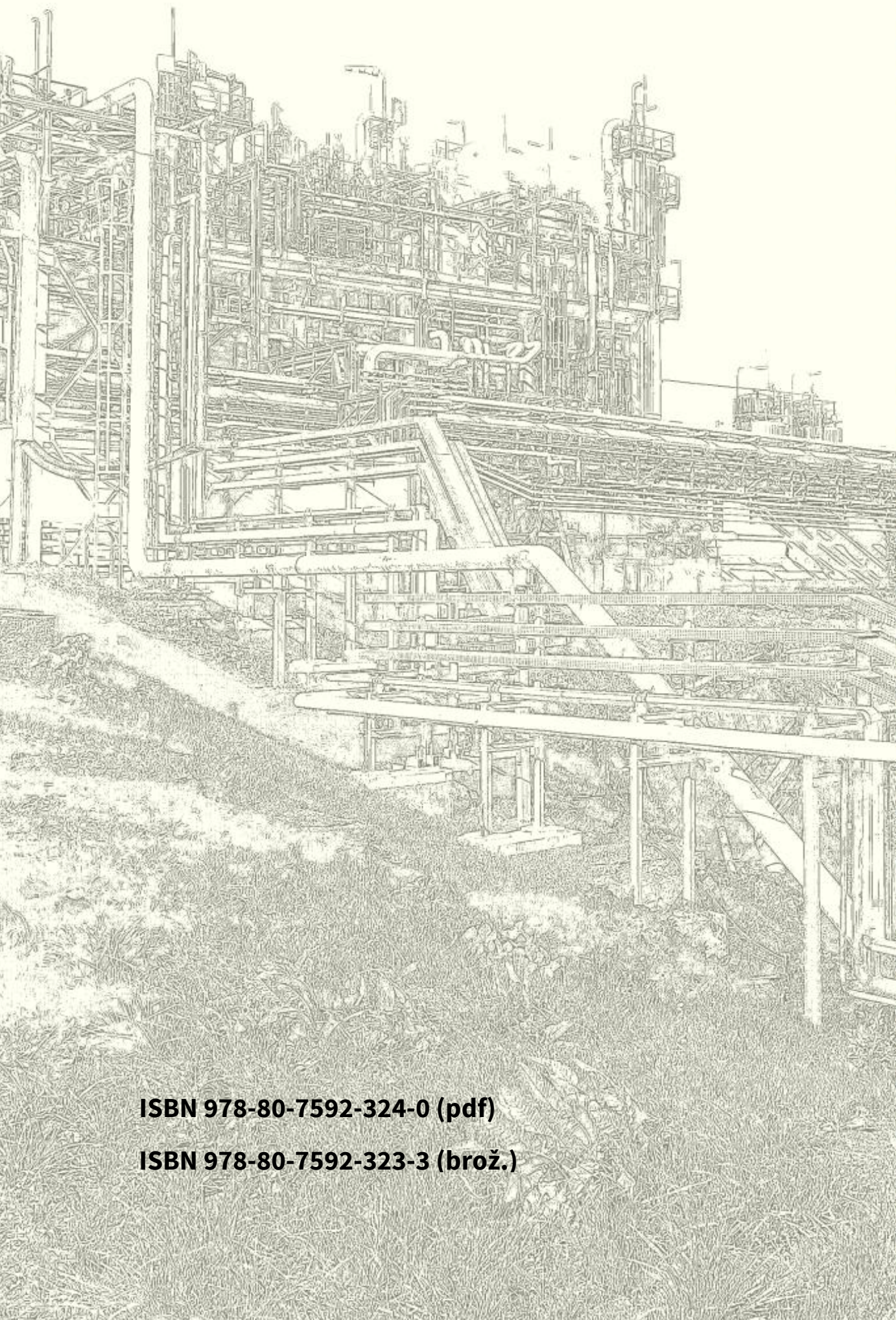
Jako optimální řešení byla identifikována instalace reaktoru SCR v „tail-end“ pozici za stávající technologií. Toto uspořádání, doplněné o sekundární rekuperaci tepla a řízené dávkování vzduchu, umožňuje efektivní využití stávajícího reaktoru NSCR pro redukci N_2O a současně hloubkové odstranění NO_2 v reaktoru SCR. Navržené řešení vykazuje nejvyšší míru provozní bezpečnosti a využívá odpadního tepla spalín pro minimalizaci provozních nákladů.

SBORNÍK MIKROKONFERENCE
XXI. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ 2026

Vydala: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze
Technická 5, 166 28 Praha 6
Editor: Čmelíková T., Rejl F.
Tisk: REPRO FETTERLE s.r.o.
Náměstí Na Santince 2440/5, 160 00 Praha 6 - Dejvice

Rok vydání: 2026
Počet stran: 49

Jedná se o elektronickou verzi publikace ve formátu pdf.



ISBN 978-80-7592-324-0 (pdf)

ISBN 978-80-7592-323-3 (brož.)