



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**

Fakulta chemicko-inženýrská

Ústav chemického inženýrství

XV. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

Praha 2020



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**

**SBORNÍK MIKROKONFERENCE
XV. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ**



**ÚSTAV
CHEMICKÉHO INŽENÝRSTVÍ**

EDITOŘI: F. Rejl, T. Čmelíková

Praha 2020

KONZULTANTI PROCESNÍCH PROJEKTŮ

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Ing. Lukáš Valenz, Ph.D.

Ing. Jan Haidl, Ph.D.

ZADAVATELÉ PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Casale Project, a.s.

Contipro, a.s.

Lovochemie, a.s.

Spolana, s.r.o.

SYNTHOS Kralupy, a.s.

Unipetrol RPA, s.r.o.

EDITORŮ

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Ing. Tereza Čmelíková

Za obsah příspěvků odpovídají jejich autoři.

Copyright © Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2020

ISBN 978-80-7592-060-7

PODĚKOVÁNÍ

Za spolupráci, přínosné rady a možnost nahlédnout do reálných aplikací chemického inženýrství děkujeme zástupcům zadavatelů procesních projektů panu Ing. Václavu Babukovi (Synthos Kralupy, a.s.), Ing. Martinu Hubičkovi, Ph.D. (Lovochemie, a.s.), Ing. Petru Ulbrichtovi (Lovochemie, a.s.), Ing. Jakubu Netušilovi (Contipro, a.s.), Ing. Milanu Němečkovi (Spolana, s.r.o.), Ing. Oldřichu Peškovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.) a Ing. Martinu Růžičkovi (Unipetrol RPA, s.r.o.).

ÚVODNÍ SLOVO

Studium na VŠCHT v Praze je významně zaměřeno na teoretické a technologické obory chemie. Absolventi jsou všeobecně velmi oceňováni za vynikající odborné znalosti. Významná část absolventů ale nastupuje do praxe v organizacích, kde standardní metodu představuje projektový přístup a týmová práce. Kromě odborných znalostí jsou zde požadovány i další kompetence a dovednosti – vůdcovství, schopnost integrovaného přístupu, tvorba harmonogramů, práce se zdroji a financemi, vnímání rizik, schopnost komunikovat se zainteresovanými osobami, porozumění legislativě atd. Z tohoto důvodu byl v roce 2016 na VŠCHT v Praze formulován záměr na zavedení projektového přístupu k výuce technologických předmětů. Od MŠMT ČR byl získán grant na projekt OP VVV nazvaný „Zkvalitnění vzdělávání-priorita VŠCHT Praha“.

V rámci grantu byly rekapitulovány zkušenosti z projektového přístupu k výuce na VŠCHT v Praze a vypracována metodická příručka popisující základní moduly reálných technických projektů obsahující doporučení jak je aplikovat ve studentských projektech. V průběhu akademického roku 2018/2019 bylo zahájeno ověřování projektového přístupu k výuce v osmi předmětech. Procesní projekt, vyučovaný na Ústavu chemického inženýrství, byl jedním z nich. Tento předmět je pro implementaci projektového přístupu vhodný především proto, že studenti pracují v týmech a řeší reálné problémy zadané experty z praxe, že tito odborníci se účastní obhajob projektů a že je s nimi systematicky konzultováno, jak tento předmět dále rozvíjet.

Očekává se, že implementace projektového přístupu k výuce přispěje k ještě lepšímu uplatnění absolventů VŠCHT v Praze na trhu práce, jejich rychlejší adaptaci na požadavky praxe, zrychlení jejich kariérního růstu a že posílí zpětnou vazbu těchto absolventů na pedagogické aktivity univerzity.

Ing. Bc. Hugo Kittel, CSc., MBA
garant aktivity „Projektový přístup k výuce“

OBSAH

UNIPETROL RPA - Vysokoteplotní konverze oxidu uhelnatého <i>L. Kolářová, E. Sonntag, M. Šourek, V. Němec</i>	9
CASALE PROJECT - Cooling of urea granules <i>K. Neubauerová, K. Sladká, D. Zůza</i>	15
CONTIPRO - Odstraňování nečistot z IPA <i>F. Zavřel, M. Bureš, P. Richter, O. Pleskač</i>	21
SPOLANA - Problematika snížení chladicího výkonu kondenzátoru v polymeraci PVC <i>P. Bouřa, O. Dupal, O. Navrátil, D. Tichý</i>	27
SYNTHOS KRALUPY - Možnosti snížení obsahu vlhkosti při využití C4 uhlovodíků <i>J. Klimošek, P. Jelínek, D. Jelínek</i>	33
LOVOCHEMIE - Návrh 3. stupně odpařování výroby ledku vápenatého v Lovochemii, a.s. <i>A. Žák, J. Strnad, P. Marek, Y. Kryvel</i>	39

Příspěvek I

VYSOKOTEPLTNÍ KONVERZE OXIDU UHELNATÉHO

Řešitelé: Bc. Lenka Kolářová
Bc. Erik Sonntag
Bc. Martin Šourek
Bc. Vladimír Němec

Konzultanti: Ing. Jan Haidl, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Martin Růžicka (Unipetrol RPA, s.r.o.)

Zadavatel: Unipetrol RPA, s.r.o., Záluží 1, Litvínov 436 70



ÚVOD

Společnost Unipetrol RPA se zabývá mj. konverzí oxidu uhelnatého vodní parou na vodík a oxid uhličitý. Tento proces je velmi důležitou součástí chemického průmyslu, poněvadž vodík představuje nenahraditelnou surovinu jak v petrochemii, tak i v ostatních chemických odvětvích, navíc zpracovává toxický oxid uhelnatý v méně škodlivý CO_2 . vysokoteplotní konverze oxidu uhelnatého se provádí v chemických reaktorech za zvýšené teploty ($300\text{--}500^\circ\text{C}$). Jako katalyzátor zde slouží peletky založené na bázi oxidů železa s příměsí oxidů chromu jako podpůrného materiálu. Naším úkolem bylo analyzovat vysokoteplotní jednotku konverze oxidu uhelnatého, vytvořit hmotnostní a entalpickou bilanci sytiče, mísiče a samotného konverzního reaktoru. Těžištěm práce bylo vytvoření matematického modelu, který by byl schopen popsat kinetiku a termodynamiku samotného procesu konverze vodního plynu. Dalším úkolem bylo vytvořit literární rešerši zabývající se procesem konverze oxidu uhelnatého se zaměřením na kinetiku, rovnováhu a používané katalyzátory.

MODEL VYSOKOTEPLITNÍHO KONVERZNÍHO REAKTORU

Modelem použitým pro finální výpočty byl model trubkového reaktoru (PFR). V tomto typu modelu byly započítány transportní jevy mezi pevnou fází katalyzátoru a plynnou fází uvnitř reaktoru. **Rovnice 1** popisuje koncentrační vývoj podél délkové souřadnice konverzního reaktoru v ustáleném stavu. V této rovnici se vyskytuje měrný povrch katalyzátoru a , který je podílem aktivní plochy katalyzátoru a celkového objemu katalyzátoru, koeficient přestupu hmoty $k_{g,i}$, který byl vypočítán z korelačních rovnic. V případě změny teplotního profilu v závislosti na délkové souřadnici reaktoru byla použita **rovnice 2**, kde se uvažuje faktor účinnosti η_e , který vyjadřuje transportní limitace při prostupu hmoty mezi peletkou a plynem. Další použitá rovnice v modelu je **rovnice 3**, která vyjadřuje proces uvnitř reaktoru jako stacionární stav, kdy se transport hmoty rovná rychlosti reakce a nedochází k akumulaci produktů

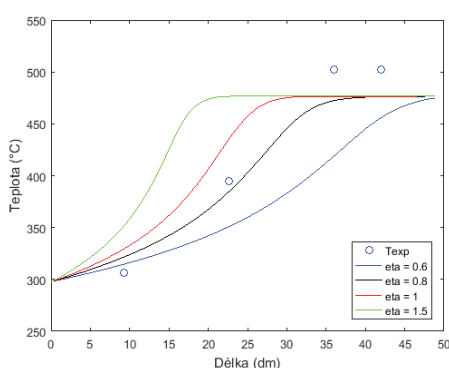
$$u_z \frac{dc_i}{dz} = k_{g,i} \cdot a \cdot (c_{CO,bulk} - c_{CO,surf}) \quad (1)$$

$$u_z \cdot \rho_f \cdot Cp(c, T) \frac{dT}{dz} = r_i \cdot \Delta H_r(T) \cdot \eta_e \quad (2)$$

$$k_{g,i} \cdot a \cdot (c_{CO,bulk} - c_{CO,surf}) = -r_i(c, T) \cdot \eta_e \quad (3)$$

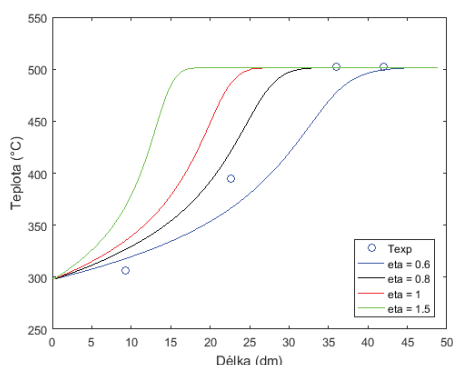
VÝSLEDKY

Obrázek 1 ukazuje vývoj vypočteného teplotního profilu podél reaktoru. V tomto případě jsme vycházeli z obdržených dat o vstupním složení, vstupní teplotě a dopočítali rovnovážnou teplotu a složení na výstupu. Parametr η , faktor účinnosti vyjadřuje poměr reálné rychlosti reakce v katalyzátoru ku teoretické rychlosti bez limitace difúzí. Z grafu je patrné, že pro tyto vstupní hodnoty nelze dosáhnout výstupní teploty. Tento rozdíl ve výstupní teplotě naměřené experimentálně (z procesních dat) a vypočtené modelem jsme vysvětlili nepřesným zadáním vstupního složení plynu uvedeného v procesních datech. Abychom tuto nepřesnost napravili, zafixovali jsme vstupní teplotu a hledali vstupní množství CO takové, aby výstupní teplota odpovídala hodnotě z dodaných dat (**Obrázek 2**).

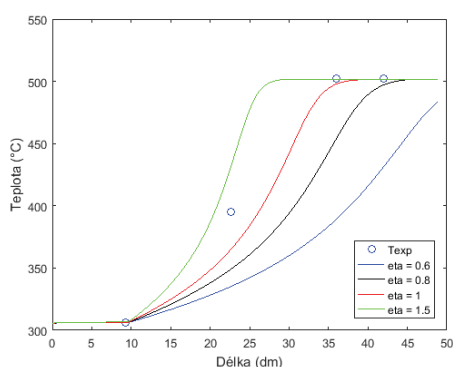


Obrázek 1: Porovnání experimentálních dat s modelem při měnícím se faktoru účinnosti pro 150. den prvního cyklu

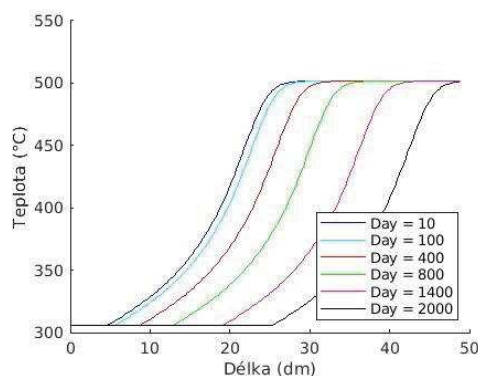
Vypočtený zlomek CO ve vstupním proudu se nacházel mezi hodnotami online analyzátoru a hodnotami dodanými z analytického měření složení plynu. I přes úpravy složení však teplota naměřená prvním teploměrem byla vždy nižší, než je predikováno námi vytvořeným modelem.



Obrázek 2: Porovnání experimentálních dat s modelem při korekci obsahu CO ve vstupu plynu pro 150. den prvního cyklu.

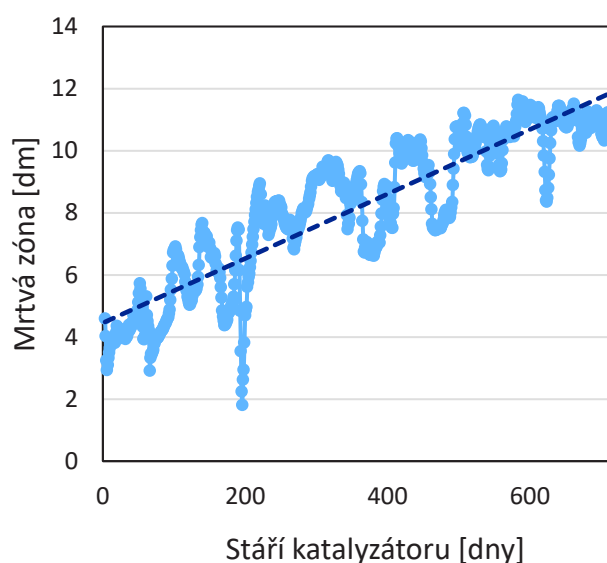


Obrázek 3: Porovnání experimentálních dat s modelem při úvaze mrtvé zóny na začátku reaktoru pro 150. den prvního cyklu.



Obrázek 4: Teplotní profil vypočtený modelem v závislosti na stáří katalyzátoru pro 150. den prvního cyklu.

Analýzou tvaru predikovaných teplotních křivek jsme dospěli k závěru, že s použitými termodynamickými vztahy (rychlost a rovnováha konverze) nalezenými pro podmínky v reaktoru R501 není možné obdržet teplotní profily měřené podél lože, tj. velmi pomalý náběh reakce v prvním úseku katalytického lože následovaný prudkým nárůstem rychlosti reakce a tedy i teploty. Jako vysvětlení se nabízí předpoklad zkracování aktivní zóny reaktoru. Abychom odhadli délku takovéto mrtvé zóny lože, zafixovali jsme vstupní složení nalezené v předchozím kroku, výstupní teplotu a hledali jsme takovou délku mrtvé zóny, pro kterou vypočtený teplotní profil nejlépe odpovídal naměřeným teplotám z procesu (**Obrázek 3**). Za mrtvou zónu považujeme neaktivní lože katalyzátoru. Spočetli jsme mrtvou zónu pro každý den v prvním cyklu provozu a vynesli jsme ji v závislosti na stáří katalyzátoru (**Obrázek 5**). Trend křivky prodlužování mrtvé zóny je v souladu s naší teorií o zanášení katalyzátoru, neboť se v čase zvyšuje.



Obrázek 5: Analýza mrtvé zóny v čase.

V **Obrázku 4** ukazujeme predikci dalšího vývoje teplotních profilů podél reaktoru v případě, že katalyzátor nebude vyměněn v pravidelném dvouletém cyklu. Za předpokladu faktoru účinnosti rovné 1 a lineárního rozvoje mrtvé zóny, což z dostupných výsledků nelze jistě tvrdit, vychází maximální doba provozování s požadavkem dosažení rovnováhy na délce sypaného lože zhruba na 2000 dní, tedy více než 5 let, a mrtvá zóna se rozšíří do zhruba 25 dm z 50 dm.

ZÁVĚR

Tato práce se zabývala vysokoteplotní konverzí vodního plynu v konverzním reaktoru společnosti Unipetrol RPA. Literární rešerše nám poskytla náhled na důležité faktory, ovlivňující spolehlivou práci vysokoteplotních konverzních reaktorů. Jedním z nejdůležitějších faktorů je správný výběr katalyzátorů používaných při této reakci. Běžné ferrochromové katalyzátory jsou v dnešní době správnou volbou, nicméně existují již i dodavatelé, kteří nabízejí katalyzátory v průmyslovém měřítku, které chrom ve struktuře katalyzátoru nahrazují hliníkem. Tyto alternativní katalyzátory nabízejí stejnou funkčnost za absence šestmocných iontů chromu, kterým se v budoucnu budou muset podniky vyvarovat. Řešené bilance nám poskytly vstupní data pro matematický model reaktoru a zároveň nám dokázala validovat entalpickou bilanci týkající se modelu reaktoru. Výstupní

teploty dosažené v závislosti na složení vstupního plynu se mění v rozmezí od 485 - 510 °C. V případě matematického modelu nebyly teploty naměřené v rovnováze dosažitelné, proto jsme museli zavést předpoklad, že vstupní plyn obsahuje více oxidu uhelnatého, než ukazuje online analyzátor. Tento předpoklad bylo možné zavést na základě složení vstupního plynu z analytických dat, které se systematicky lišilo od složení na online analyzátoru, a ukazovalo vždy vyšší hodnoty obsahu CO. Heterogenní matematický model, zahrnující konstanty přestupu hmoty, aktivní plochu a faktor účinnosti předpovídá na základě dat z výroby chování teplotního profilu podél reaktoru. Hlavním faktorem ovlivňujícím teplotní profil je faktor účinnosti. V případě procesních dat však bylo možné tento koeficient odhadnout jen velice zhruba. Teploty, které ovlivňovaly tento koeficient, byly naměřeny pouze na teplotním čidle 2 a 3, v případě více teploměrů v této oblasti by bylo možné faktor účinnosti odhadnout přesněji. Matematickým modelem byla také vytvořena hypotéza o vzniku a pohybu mrtvé zóny v průběhu procesních cyklů. Námi vytvořený model predikuje, že životnost katalyzátoru by měla být až 2000 dnů, v případě lineárního rozvoje mrtvé zóny. Kinetické konstanty nebylo možno kvantitativně vyhodnotit kvůli nedostatku dat týkajících se teploty. Pro přesnější vyhodnocení těchto konstant by bylo výhodné, pokud by byly k dispozici teploty těsně před vstupem do lože reaktoru a zároveň více teplot mezi čidly 1 až 3 pro přesnější vyhodnocení faktoru účinnosti.

COOLING OF UREA GRANULES

Řešitelé: Bc. Katrin Neubauerová
Bc. Kateřina Sladká
Bc. David Zůza

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Oldřich Pešek, Ph.D. (Casale Project, a.s.)

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



INTRODUCTION

Nowadays, urea is the most popular fertilizer on the market. It is a fertilizer with the highest amount of nitrogen for the lowest price. Urea granules are easy to store. The urea granules are used for fertilizing corn, strawberries, blueberries, etc. The problem is the storage of the urea granules at high temperatures after granulation because of the unwanted clustering of hot moisturized granules. The aim of this project was to do a research about available coolers on the market, compare them and choose the most convenient one. The available coolers were compared – rotary drum cooler, fluid-bed cooler, vibrating fluid-bed cooler, and Solex cooler. After literary research, parameter comparison and consultation with industry partner the Solex cooler was chosen. The main advantages were low operating costs, small build-up areas, simple design, low equipment wear, and low material degradation. The Solex cooler is a counter-current cooler. Granules are falling down through it. Residence time is about 5 – 10 minutes. The cooling medium is water and the drying medium is air. The next task was to design the cooling process of urea granules from 85 °C to 40 °C. The theoretical model was developed to presume temperature profiles of granules, water, and air through Solex and also a profile of humidity through Solex. From a relative humidity was found out that the point of condensation is not anywhere close to the temperature of the water. The experiments were made to improve this model. The experiment simulated cooling of granules in the tube with counter-current by airflow. The heat transfer coefficient between granules and air and pressure drop in airflow were measured. The main task of our project was to develop process flow (PFD) and piping and instrumentation (PI&D) diagram. The piping, instrumentation, and equipment were specified and the isometry of the process was projected. The two circle water cooling system was designed due to no contamination from cooling tower water could get into the Solex cooler. The procedures of start-up and shut-down of the Solex cooler were suggested. The control and instrumentation procedures were designed.

RESULTS

COMPARISON BETWEEN COOLERS

In the following **Table 1**, there are summarized parameters and their values, which are considered to determine the choice of the cooler for cooling of urea granules [1-5].

Table 1: Parameters of coolers.

Parameters	Rotary cooler	Fluid bed cooler	Solex cooler	Vibrating fluid bed cooler
investment costs/capacity unit	comparable		2.5 × higher than fluid-bed	Data not available
operating costs /tonne of product	higher than Solex	400 000 dollars/year	18 000 dollars/year	lower than fluid-bed, higher than Solex
energy requirement [kWh/tonne of product]	less than fluidbed	6.9	0.6	Data not available
production capacity	max 100 t/h	Data not available	0.1 - 100 t/h	high
maintenance	comparable, harder than Solex		easier	Data not available
costs for waste recycling	higher	high	water recycled	high
dust in air	dust emission	dust emission	minimal	Data not available
additional equipment	almost none	Fan and air ducts needed	almost none	additional installation
built-up area	up to 36 m long	up to 30 m ²	up to 12 m²	up to 15 m ²
material abrasion	wear-resistant	premature equipment wear	wear-resistant	premature equipment wear
material properties	material degradation	little material degradation	no material degradation	material degradation
noise	Data not available	noisy	Data not available	noisy
design	easily automated	requires a more skilled operator	no moving parts	Data not available

TEMPERATURE PROFILES

The results showed that the outgoing temperature of the air is 73.12 °C and outgoing temperatures of the waters are 36.0 °C and 49.1 °C and that the relative humidity is not anywhere close to the point of condensation. However, outgoing temperature could be computed from simple enthalpy balance by neglecting heat capacity of air, usage of the differential model is more accurate just by the heat capacity of air incorporation.

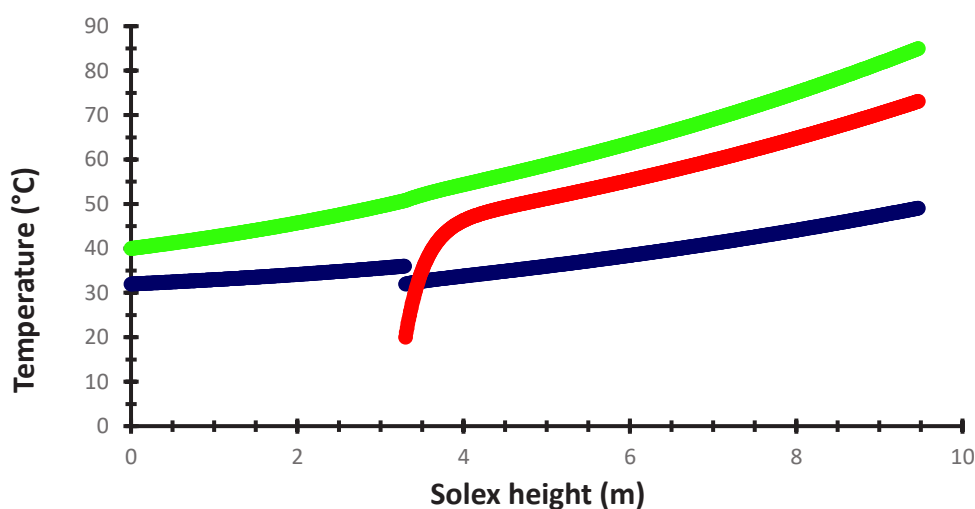


Figure 1: Temperature profiles in the Solex cooler for granules (Green), air (red) and water (Blue).

CONCLUSION

A literature review of available urea granule cooling processes was prepared. A total of four coolers was reviewed. The synoptical table of considerable parameters was discussed with the industry supervisor. The chosen cooling system was without the doubt the Solex cooler.

All equipment, instrumentation and piping dimensions were specified with all data needed to choose the right heat exchanger, centrifugal pump, etc. The material balance was calculated. The process flow diagram was carefully designed and developed. The piping and instrumentation diagram was developed on a professional level.

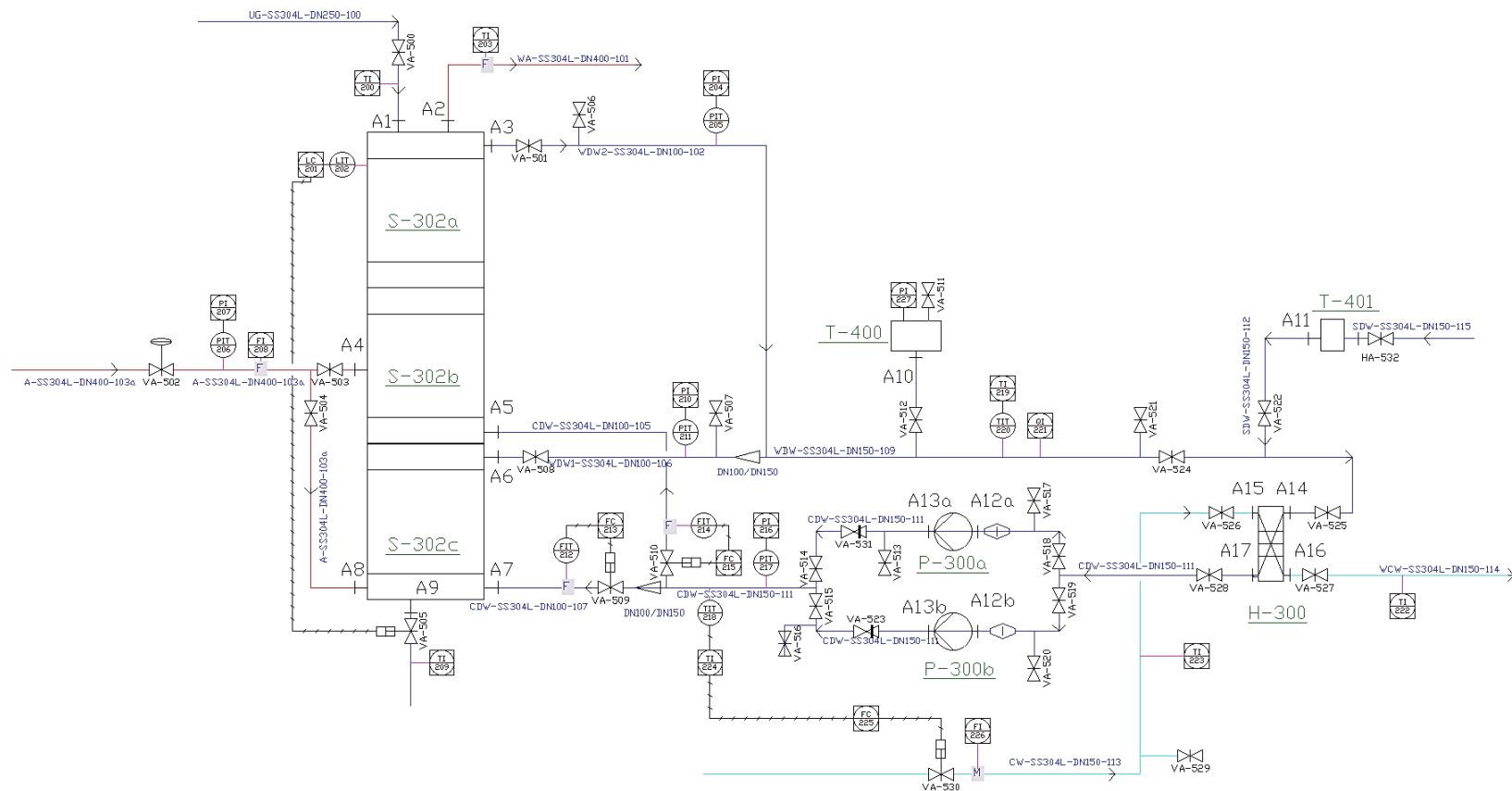


Figure 2: PI&D diagram of the urea granules cooling process.

As an extra feature was developed a theoretical model of the Solex cooler. The theoretical model was very accurate because it's based on laboratory experiments, which were also done as an extra feature.

In the end with the fully developed model and piping and instrumentation diagram, the discussion around the amount of air in the Solex cooler and discussion around the cooling temperatures in the counter-current cooling system could be started.

REFERENCES

- [1] <https://www.solexthermal.com/resources/articles/how-fluid-bed-technology-works-for-cooling-heating-and-drying-bulk-solids/> (downloaded on October 1, 2019).
- [2] <https://www.solexthermal.com/resources/articles/how-fluid-bed-technology-works-for-cooling-heating-and-drying-bulk-solids/> (downloaded on October 1, 2019).
- [3] <https://www.solexthermal.com/resources/articles/the-bulk-solids-cooler-the-technology-is-not-nearly-as-simple-as-it-looks/> (downloaded on October 1, 2019).
- [4] Aplikovaná termomechanika - výměníky tepla. 2011.
- [5] <https://appliedchemical.com/equipment/rotary-drums/> (downloaded on October 1, 2019).

ODSTRAŇOVÁNÍ NEČISTOT Z IPA

Řešitelé: Bc. Filip Zavřel
Bc. Martin Bureš
Bc. Přemysl Richtr
Bc. Ondřej Pleskač

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Jakub Netušil (Contipro, a.s.)

Zadavatel: Contipro, a.s., Dolní Dobrouč 401, Dolní Dobrouč 561 02

ÚVOD

Contipro a.s. je biotechnologická firma zabývající se především výrobou kyseliny hyaluronové (HA). Kyselina je vyráběna prostřednictvím bakterií druhu *Streptococcus Zooepidemicus*, které produkují HA jako extracelulární produkt sloužící k ochraně před nepříznivými podmínkami. Výrobní proces začíná ve vsádkovém fermentoru, kde dochází ke kultivaci bakterií. Poté následuje proces usmrcování bakterií a filtrace, na jejímž konci je získán vodný roztok kyseliny hyaluronové ve vodě. Kyselina hyaluronová se z roztoku získává srážením pomocí isopropanolu (IPA), ve kterém je HA nerozpustná a kvantitativně se vysráží, oddělí z roztoku a usuší. Zbýlý roztok obsahuje přibližně 56 hm.% vody a 44 hm.% IPA. Tento roztok je regenerován na rektifikačních kolonách, kde se zvýší koncentrace IPA nad 85 hm.% a je zpětně používán pro srážení.

V důsledku přechodu na nový substrát pro bakterie počaly ve fermentoru vznikat nečistoty, jmenovitě aceton, mesityloxid a diacetyl. Ty se v systému kumulují, přechází na regenerační koloně do destilátu spolu s IPA a znemožňuje jeho opětovné použití. Úkolem je navrhnout takový proces, kterým se odstraní tyto nečistoty v regenerovaném rozpouštědle. Maximální přípustná koncentrace acetonu a diacetylu v rozpouštědle je 100 ppm, mez pro mesityloxid je 1 ppm.

POPIS SYSTÉMU

Pro řešení systému jsme identifikovali 6 složek – isopropylalkohol, voda, aceton, diacetyl, mesityloxid a ethanol. Na základě zjednodušujících předpokladů jsme systém řešili jako tříložkovou směs aceton-voda-IPA. Aceton vzniká v systému v množství 1 litr/den a je nejproblematictější z hlediska množství a těkavosti.

K modelování systému jsme využili program Aspen Plus s termodynamickým balíčkem NRTL. Pro ověření platnosti balíčku NRTL jsme porovnávali publikovaná experimentálně naměřená data pro rovnováhy kapalina – pára s hodnotami vypočtenými prostřednictvím programu Aspen. Pro vybrané složky aceton, voda a IPA jsme porovnávali binární a ternární rovnováhy a sledovali jsme, zda je Aspen schopen spolehlivé extrapolace binární rovnováhy voda-IPA při

vyšších tlacích. Data vypočtená pomocí programu Aspen se s experimenty shodovala ve všech případech a použitelnost balíčku NRTL jsme tímto potvrdili.

EXPERIMENTÁLNÍ KOLONA

Další příležitostí k ověření správnosti modelu byla simulace rektifikační kolony z reálného provozu. Byla nám dodána k dispozici provozní data ohledně experimentální redestilace znečištěného rozpouštědla včetně sady koncentrací několika složek v nástríku, destilátu a zbytku v různých časových bodech. Tato data bylo potřeba analyzovat a identifikovat takový soubor, který vykazoval nejnížší odchylku ve složkové bilanci. Identifikovali jsme sadu dat s nejmenší chybou, která se týkala tří složek – ethanolu, acetonu a diacetylu.

Provedli jsme simulaci experimentální kolony v programu Aspen Plus a Aspen HYSYS. Porovnání koncentrací v proudech vypočtených s hodnotami experimentálními opět potvrdilo použitelnost Aspenu s balíčkem NRTL. Zároveň jsme oba programy porovnali mezi sebou a shledali jsme, že se obě dvě možnosti simulace shodují.

REGENERACNÍ KOLONA

Rozpouštědlo se regeneruje na kontinuální rektifikační koloně. Obsahuje přibližně 56 hm.% IPA, 44 hm.% vody a 63 ppm acetonu a pracovně je mu přidělen název ŠIPA. Denně je nutné zpracovat přibližně 68 m³ proudu ŠIPA.

Na rektifikační koloně dochází ke zvýšení koncentrace IPA na přibližně 85 hm.% ve vodě, což se přibližuje koncentraci binárního azeotropu IPA-voda. Zároveň ale do destilátu přechází i aceton, který se zakoncentrovává nad povolenou mez 100 ppm. Do destilačního zbytku odchází přebytečná voda spolu s nízkovroucími nečistotami (např. mesityloxid). Ten je vypouštěn na čističku odpadních vod.

Pro dosažení požadované meze koncentrace acetonu 100 ppm je nutné navrhnout proces, kterým se odstraní denně právě 1 litr acetonu, který v systému vzniká.

METODY ŘEŠENÍ

Věnovali jsme se několika variantám řešení problému, které jsou v následujících odstavcích popsány.

CHEMICKÉ REAKCE

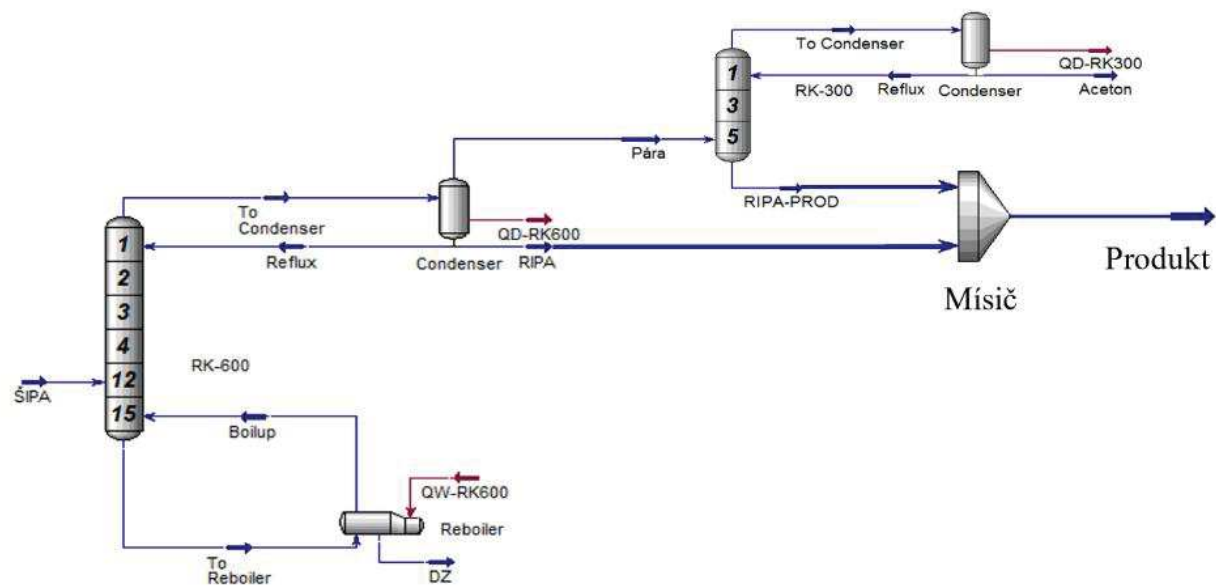
Jednou z prověřovaných variant bylo využít tzv. aldolovou kondenzaci, což je charakteristická reakce, které podléhá aceton. Prostřednictvím aldolové kondenzace lze převést aceton na diaceton alkohol, který se dále dehydratuje na mesityloxid. Ten má vysoký bod varu (cca 120 °C) a přechází na regenerační koloně do destilačního zbytku. Bylo by možné tedy nečistoty odstranit na původní regenerační koloně. Dané reakce lze provést pomocí homogenní bazické katalýzy, nebo pomocí heterogenních katalyzátorů. První reakce je ale rovnovážná a rovnováha je silně posunuta na stranu acetonu. Vznik mesityloxidu je tedy velmi pomalý a přístup k řešení problému prostřednictvím chemických reakcí je velmi neefektivní.

REKTIFIKAČNÍ KOLONA S PARCIÁLNÍM KONDENZÁTOREM

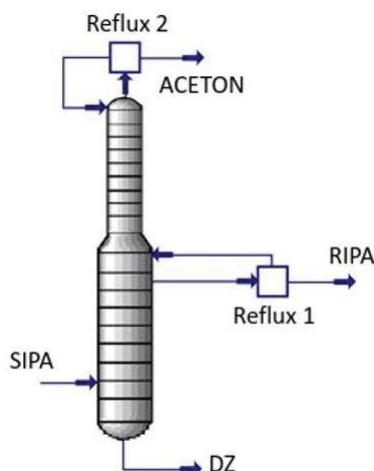
Další variantou je použití kolonových aparátů. Navrhli jsme systém, kde původní rektifikační kolonu (ozn. RK600) opatříme parciálním kondenzátorem, kde dojde k zakoncentrování acetonu v parní fázi. Tímto dojde ke snížení objemu zpracovávané směsi. Parní fázi následně zpracujeme na další kontinuální koloně, ve které není nutno použít vařák (ozn. RK300). Schéma zapojení je znázorněno na **Obrázku 1**. Kolona je provozována tak, aby odstranila 1 litr/den acetonu s co nejmenšími ztrátami isopropylalkoholu.

KOLONA S BOČNÍM ODTAHEM

Další variantou je vyřešit odstranění acetonu a získání přečištěného rozpouštědla již v jedné koloně. Navrhli jsme systém, kde je rozpouštědlo (ozn. RIPA) odebíráno bočním odtahem v parní fázi a aceton odchází v množství 1 litr/den v hlavě kolony spolu s co nejmenším množstvím IPA. Schéma systému je na **Obrázku 2**. Vzhledem ke snížení průtoku fází nad bočním odtahem bylo nutné navrhnout pro horní část kolony zúžení pro zachování funkčnosti systému.



Obrázek 1: Schéma procesu s využitím parciálního kondenzátoru a následné kolony.



Obrázek 2: Schéma kolony s bočním odtahem.

ZÁVĚR

Využití chemických reakcí pro separaci acetonu ze systému je nevýhodné z důvodu velmi nízkých koncentrací acetonu v systému. Kinetika reakce je velmi pomalá a negativní roli hraje i rovnováha a nutnost bazické katalýzy.

Obě navrhovaná řešení prostřednictvím kolonových aparátů jsou si ve své podstatě podobná. Liší se hlavně v technickém řešení, kdy varianta parciálního kondenzátoru umožňuje využití stávajících systémů, které jsou v provozu k dispozici, kdežto pro variantu kolony s bočním odtahem je nutné instalovat celou novou technologii. Energetické nároky na provoz jsou mírně vyšší v případě kolony s bočním odtahem (asi o 40 kW). Je tedy nutné posoudit obě varianty z hlediska nároků na pořízení nové technologie, prostoru a náročnosti obsluhy. Z našeho pohledu se jeví jako nejjednodušší využít variantu s bočním odtahem.

Příspěvek IV

PROBLEMATIKA SNÍŽENÍ CHLADICÍHO VÝKONU
KONDENZÁTORU V POLYMERACI PVC

Řešitelé: Bc. Patrik Bouřa
Bc. Ondřej Dupal
Bc. Ondřej Navrátil
Bc. David Tichý

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Milan Němeček (Spolana s.r.o.)

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



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



ÚVOD

Hlavní motivací pro řešení zadaného projektu je snížení frekvence údržby kondenzátorů v polymeračních reaktorech ve výrobě PVC společnosti Spolana s.r.o. Ve firmě se nachází celkem 14 vsádkových reaktorů využívajících k výrobě PVC suspenzní polymeraci. Na jednu vsádku lze v každém reaktoru vyrobit přibližně 15 tun PVC, přičemž po zahrnutí nutných příprav reaktoru před reakcí je výrobní proces možné zopakovat během dne až dvakrát. Jedná se tedy o potenciální maximální výrobu přes 400 tun PVC denně.

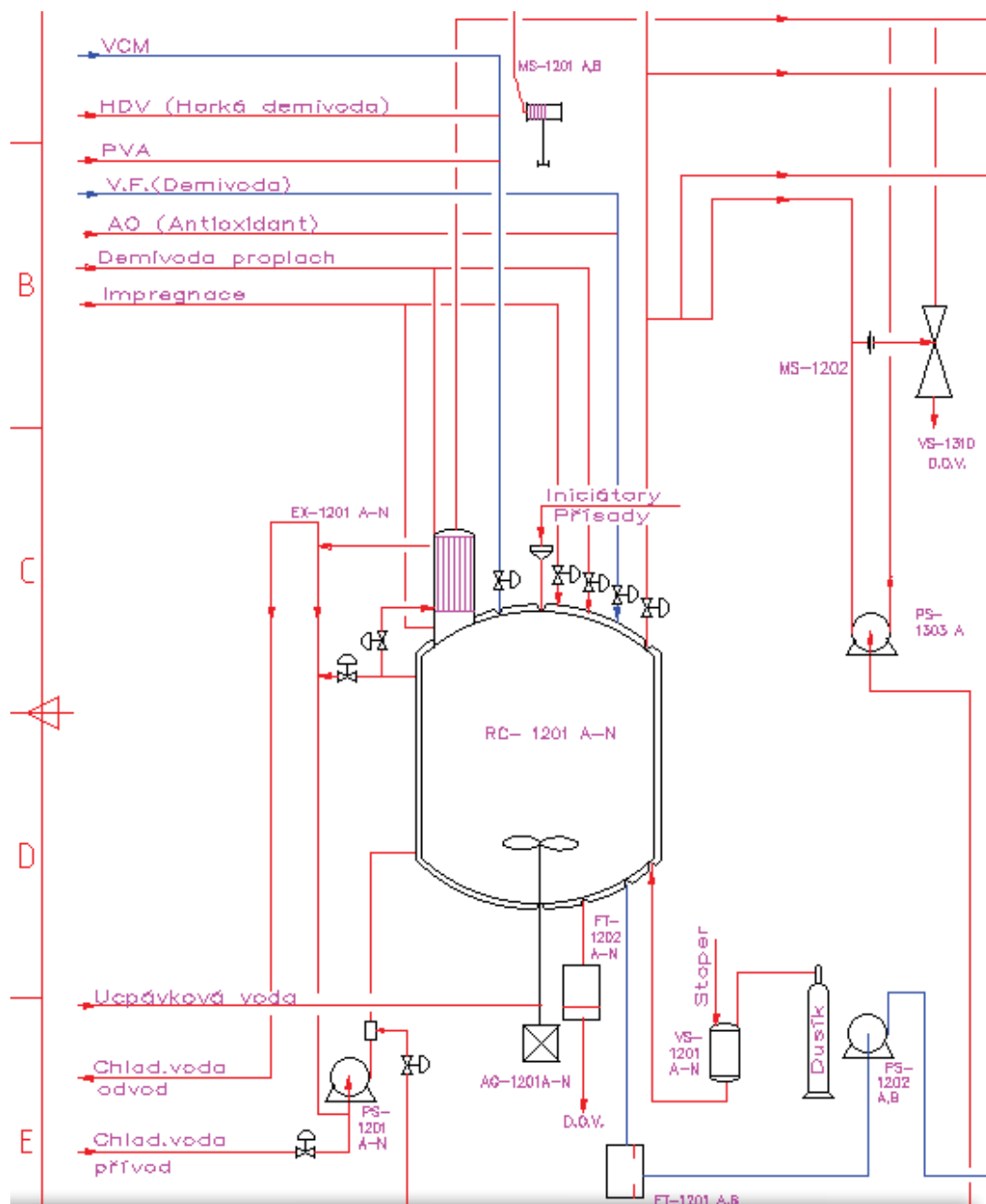
Před výskytem dále řešeného problému bylo čištění jednotlivých kondenzátorů nutno provádět po přibližně 300 várkách. Avšak kondenzátory se v jistých případech začaly ucpávat častěji, což vedlo k nutnosti zvýšení frekvence čištění, s ohledem na prevenci, na jednu za 50 vsádek.

Tento jev vede k snížení produkce PVC. Kdy doba čištění kondenzátoru může být i více než týden, což vztaženo na jeden odstavený reaktor de facto znamená nevyrobených 30 t PVC denně. To znamená významné ekonomické ztráty kvůli odstávkám, které je žádoucí co nejvíce minimalizovat a problém s častějším ucpáváním kondenzátorů vyřešit.

Ve Spolana s.r.o. jsou k suspenzní polymeraci využívány polymerační reaktory (RC) chlazené chladicí vodou prostřednictvím chladicího pláště a zpětným kondenzátorem chlazeným vodou (část vody která prošla pláštěm). Jsou vyráběny 4 typy PVC o různém polymeračním stupni, které se liší teplotou polymerační směsi, která se reguluje průtokem chladicí vody do systému a přerozdělováním chladicí vody prošlé pláštěm RC do kondenzátoru a do odvodu oteplené chladicí vody na cirkulační vodárnu. Cirkulace vody reaktorem je podporována oběhovým čerpadlem P1201 (viz **Obrázek 1**).

U některých typů PVC dochází před koncem polymerace k podstatnému snížení chladicího výkonu kondenzátoru. Jeden polymerační reaktor byl v minulosti vybaven měřením průtoku chladicí vody do RC, do kondenzátoru a dále měřením teplot chladicí vody čerstvé, po průchodu pláštěm, kondenzátorem a celkové

oteplené vody z RC do cirkulační vodárny. Lze tak bilancovat odvod tepla z RC v jednotlivých větvích. Pro hodnocení možných příčin snížení chladicího výkonu kondenzátoru byl tento reaktor vybaven měřením tlakové difference v RC a za kondenzátorem.



Obrázek 1: Schéma reaktoru výroby PVC včetně okruhu chlazení.

VÝSLEDKY

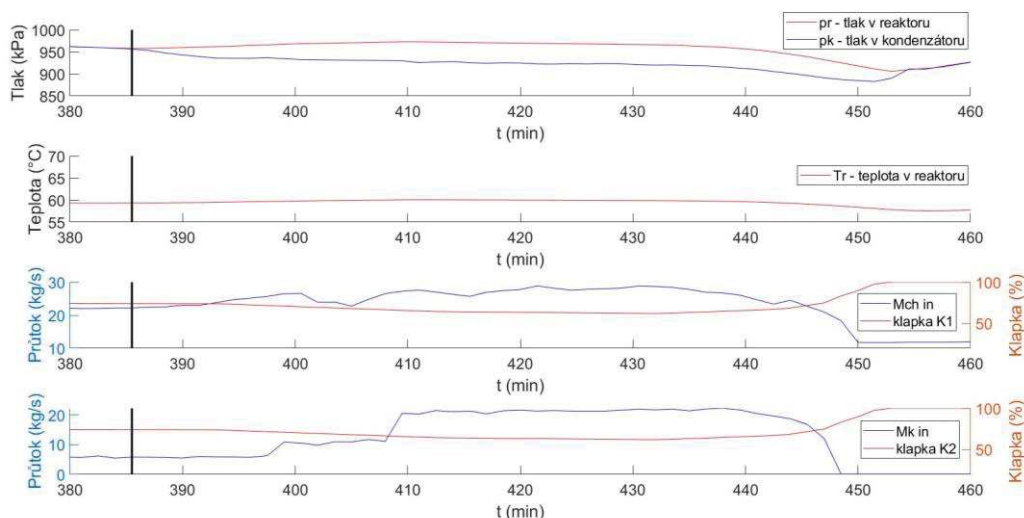
V rámci této práce byla v prostředí softwaru MATLAB zpracována data celkem ze čtyř polymeračních várek: 26. 7. 2019 (bez pozorovaného jevu zahlcení), 1. 8. 2019 (se zahlcením) a ze dvou várek provedených 19. 11. 2019 (jedna se zahlcením a jedna bez zahlcení). Pro každou z těchto várek byly ze vstupních veličin uvedenými vztahy vypočteny všechny hodnoty potřebné k úplnému hmotnostnímu i entalpickému popisu chladicího systému reaktoru. Data byla v okolí vzniku nežádoucího jevu detailně analyzována (vzor viz **Obrázek 2**).

Rovněž bylo vypočteno celkové teplo odvedené chladicím okruhem, které bylo následně porovnáno s teoretickým reakčním teplem vypočteným ze známé hmotnosti vsádek a z hodnoty polymerační entalpie VCM nalezené v literatuře. Jednotlivé várky by měly dosahovat celkové konverze okolo 90 %, přičemž výpočet jednotlivých konverzí se této hodnotě blíží. Z výsledků lze tedy usoudit, že výpočty prováděné s měřenými veličinami jsou adekvátně přesné pro zběžnou analýzu funkce chladicího okruhu.

Tabulka 1: Porovnání odvedeného tepla chlazením a teoretického reakčního tepla daných vsádek.

Vsádka:	ΔH_p [kJ kg ⁻¹]	Hmotnost vsádky VCM [kg]	Reakční teplo [MJ]	Odvedené teplo* [MJ]	Konverze [%]
26. 7. 2019	1561,65	14 000	21 863	16 906	77,3
1. 8. 2019		14 000	21 863	17 399	79,6
19. 11. 2019 se zahlcením		14 950	23 346	18 972	81,3
19. 11. 2019 bez zahlcení		14 950	23 346	20 458	87,6

**Výpočet odvedeného tepla je pouze pro část polymerace: od začátku reakce až po začátek dohřívání reakce. Neodpovídá tedy celkovému teple vydanému polymerací.*



Obrázek 2: Časový sled událostí v momentě, kdy dochází ke vzniku tlakové difference mezi kondenzátorem a reaktorem. Data se zahlcením z 1. 8. 2019.

ZÁVĚR

Byla provedena literární rešerše k problému. Proběhlo seznámení s výrobou PVC suspenzní polymerací a s různými možnostmi chlazení tohoto exotermního procesu. Dále byly nalezeny popisy vlastností monomeru vinylchloridu potenciálně důležité pro porozumění dějům v reaktoru.

Vzhledem k podezření na nevhodné chování chladicího systému a vzhledem k zadání práce poté došlo k detailnímu seznámení s procesem regulace teploty. Následovalo zpracování prvotních dat a bylo vytvořeno přehledné schéma chladicího okruhu reaktoru. Poté byla provedena hmotnostní a entalpická bilance chladicího okruhu umožňující dopočet neměřených veličin a toků tepla.

Následně byla v prostředí softwaru MATLAB zpracována data celkem ze čtyř měřených várek PVC, přičemž dvě byly se zahlcením a dvě byly bez zahlcení. Pro každou z těchto várek byly ze vstupních dat vypočítány všechny hodnoty potřebné k úplnému hmotnostnímu i entalpickému popisu chladicího systému reaktoru. Správnost výsledků byla ověřena dobrou shodou celkového odebraného tepla s celkovým uvolněným reakčním teplem pro jednotlivé reaktory.

Analýzou dat bylo zjištěno, že chladicí okruh začíná reagovat až po vzniku tlakové difference a je tedy vyloučen vliv chlazení jako původce zahlcení v kondenzátoru. Z dat je patrná výrazná odezva chladicího okruhu na nárůst teploty vlivem zahlcení. Je možné, že tato odezva vzniklou situaci pouze zhorší, kdy je už tak zahlcený kondenzátor chlazen ještě více. Zahlcení byla věnována pozornost z hlediska podmínek přispívajících pro jeho vznik a to z hlediska faktorů jako jsou průměr trubek nebo jejich geometrie.

Vzhledem ke vzniku nežádoucího jevu uvnitř reaktoru byl ověřen a vyloučen vliv odpouštění inertu. Následně byly navrženy možnosti původu zahlcení a potenciální možnosti řešení změnou ochranného nástřiku, případně úpravou geometrie prvků kondenzátoru.

Příspěvek V

MOŽNOSTI SNÍŽENÍ OBSAHU VLHKOSTI PŘI VYUŽITÍ C4 UHLOVODÍKŮ

Řešitelé: Bc. Jakub Klimošek
Bc. Petr Jelínek
Bc. David Jelínek

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

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

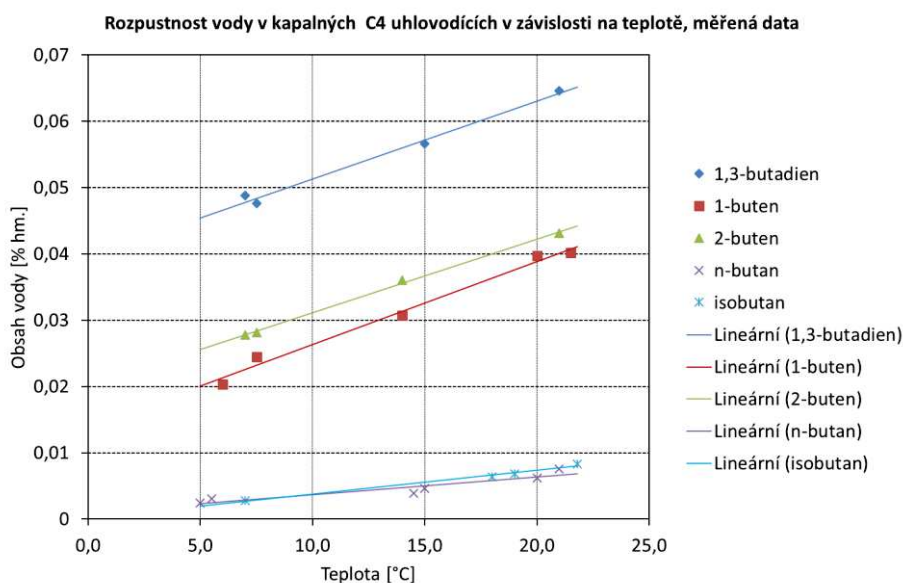


VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



SOUHRN

Cílem práce bylo navrhnout a popsat možné způsoby odstranění vlhkosti z C4 uhlovodíků. Voda je v butadienu ze všech ostatních C4 uhlovodíků nejvíce rozpustná (viz **Obrázek 1**), a proto byla v této práci uvažována separace vody především z butadienu, jakožto nejhorší procesní varianty. Navíc je butadien pro společnost Synthos důležitou strategickou surovinou.



Obrázek 1: Rozpustnost vody v C4 uhlovodících. Převzato z prezentace *Rozpustnost vody v C4 uhlovodících*, Ing. V. Babuka, 2019.

Dle zadání z důvodu výpadku dodávek C4 frakce není možnost zajistit dostatek butadienu pro všechny výroby, a proto je dovážen nejčastěji v železničních cisternách. Dovážený butadien je často příliš vlhký pro výroby citlivé na obsah vlhkosti a je nutné jej před použitím vysušit.



Obrázek 2: Schéma zadání práce.

Nadměrná vlhkost v surovině vede ke zvýšení spotřeby drahých činidel, která se při polymeraci používají. Vlhkost deklarovaná dodavateli butadienu je maximálně 150 ppm, ale dle zkušenosti společnosti Synthos může být až 500 ppm, což je

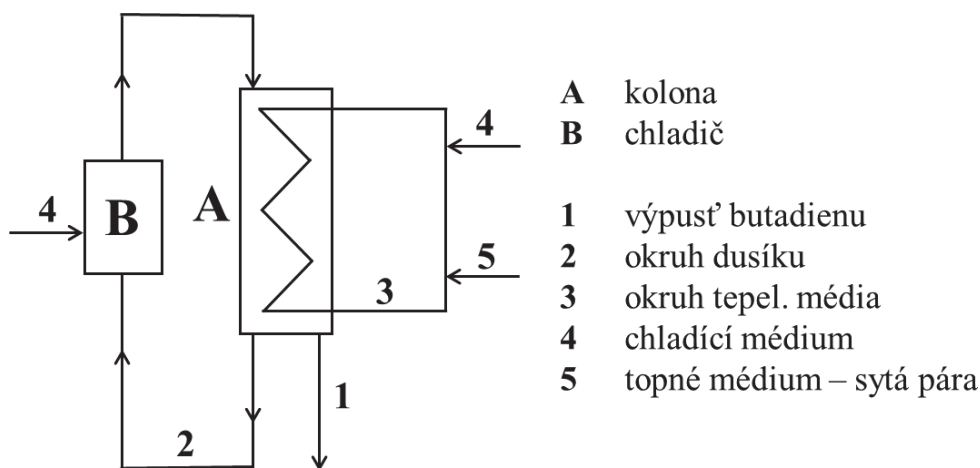
zhruba hodnota odpovídající maximální rozpustnosti vody v butadienu při 10 °C. Cílem této práce bylo tedy navrhnout proces, který sníží vlhkost v butadienu (popř. dalších C4 uhlovodících). Požadavkem je produkce 15 tun/hod suchého butadienu s maximálním obsahem 5 ppm vody s minimálními provozními náklady.

Ze všech technik separace dvou kapalin se v našem případě jeví jako nejvhodnější destilace a adsorpce. Jako případné další řešení byla uvažována extrakce, ale v literatuře nebylo nalezeno vhodné extrakční činidlo, které by stejně muselo být regenerováno nejspíše destilací, a proto byla extrakce z dalších úvah vyřazena. V této práci bylo tedy odstranění vlhkosti z butadienu (popř. dalších C4 uhlovodíků) řešeno metodami destilace a adsorpce.

Byla provedena rešerše na téma adsorpce a vybrány možné adsorbenty pro sušení, jimiž jsou silikagel a zeolity 3A a 4A. Pro návrh adsorpční kolony bylo třeba vyhledat příslušné izotermy. Pro námi řešený systém butadien-voda, ale nebyla nalezena žádná naměřená data. Nicméně v literatuře [1] byla nalezena data pro adsorpci vody (zeolitem 3A a 4A) v koncentracích podobných těm, kterými se zabýváme v této práci. Autoři ukazují, že izotermy pro jednotlivá rozpouštědla lze vyjádřit jako funkce relativního hmotnostního zlomku adsorbované vody v závislosti na relativní vlhkosti rozpouštědla. Izotermy byly díky znalosti rozpustnosti transformovány na námi řešený systém. Dále byla nalezena a upravena i adsorpční izoterma pro siliku [2]. Fyzikální vlastnosti adsorbentů byly nalezeny u výrobců adsorbentů.

Pro předběžné posouzení použitelnosti adsorpce pro sušení C4 frakce, jsme nejprve uvažovali okamžité lokální ustavení rovnováhy mezi kapalnou a pevnou fází v koloně. Předpokládáme, že adsorpce je izotermní a že jedinou adsorbovanou složkou je voda. Řešením rovnice odvozené na základě diferenciální bilance kolony byly vypočteny časy adsorpce pro kolonu se zvolenými parametry. Zjednodušený model ukázal, že adsorpce je použitelná pro sušení butadienu a zvolené parametry kolony vedou k rozumnému času adsorpce.

Kolona byla dále modelována i modelem, ve kterém je zahrnut přestup adsorbentu ve filmu kapalně fáze a difuze do pórů adsorbentu. Byl analyzován vliv průměru kolony, obsahu vody ve vstupní surovině, obsahu vody v adsorbentu na počátku adsorpce a velikosti částic adsorbentu na čas adsorpce. Z výsledků je zřejmé, že silikagel není vhodným adsorbentem. Dále se jako nejlepší varianta se jeví kolona o průměru 0,7 m naplněná zeolitem 4A, a to díky vyšší adsorpční kapacitě oproti zeolitu 3A, s průměrem částic 3 mm. Čas adsorpce je 15 hodin pro kolonu s uvedenými parametry a s 500 ppm vody ve vstupní surovině a za předpokladu, že adsorbent je plně regenerován na počátku adsorpce. Z důvodu regenerace je do kolony integrováno topné/chladicí potrubí s podélným žebrováním. Regenerace lože je zprostředkováno cirkulací dusíku, který je ve fázi ohřevu lože chlazen z důvodu kondenzace zbytkového butadienu a desorbované vody. Topné/chladicí médium není v přímém kontaktu s ložem a nedochází k jeho kontaminaci a ztrátám butadienu. Pro kolonu zmíněnou výše bylo vypočteno, že regenerace bude trvat přibližně 11,6 hodin. Pokud předpokládáme, že topné médium je sytá pára (6 bar) a chladicí voda je ohřáta o 5 °C, je spotřeba topné páry 409 kg a celková spotřeba chladicí vody 45,1 m³ v jednom adsorpčním cyklu.



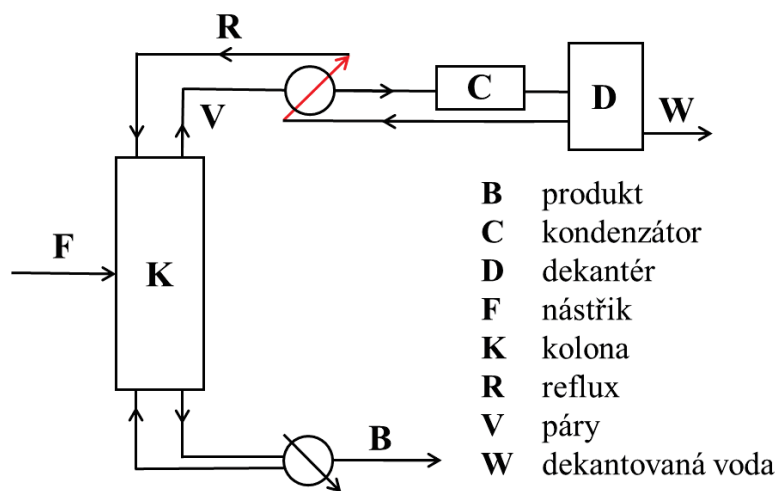
Obrázek 3: Schéma kolony s integrovaným potrubím.

K výpočtu destilační kolony byl použit simulační program Aspen Plus V10. Aby bylo ověřeno, že program počítá správně, byly jeho výsledky validovány pomocí ručního výpočtu. V tomto případě byla uvažována stripovací kolona o deseti teoretických patrech. Páry z hlavy kolony jsou kondenzovány a vyloučená voda je

oddělena v dekantéru. Nasycený butadien je vrácen na hlavu kolony společně s nástřikem. Ručním výpočtem vychází hmotnost butadienu v parním proudu přibližně 4334 kg/h, přičemž Aspen Plus vypočítal hodnotu 4333 kg/h. Model kolony v programu Aspen Plus se shoduje s ručním výpočtem a lze ho použít pro další výpočty.

Bylo navrženo zařízení pro sušení butadienu, jehož klíčovou částí je destilační kolona. Destilační kolona má 12 teoretických pater s nástřikem nad 3. patrem. Skládá se z desetipatrové ochuzovací části a dvoupatrové obohacovací části. Vyšší počet pater v ochuzovací části už nemá znatelný vliv na spotřebu topné páry a podobně se v obohacovací části nijak znatelně nemění obsah vody v kondenzátu. U paty kolony je vařák ohříván sytou vodní parou o tlaku 6 barů. Páry z hlavy kolony procházejí dvěma tepelnými výměníky, kde postupně kondenzují, než dorazí do dekantéru. V prvním tepelném výměníku se nasycený butadien z dekantéru predehřívá parami z kolony, než je zaveden zpět do kolony. Druhý výměník slouží ke zkondenzování zbylých par a ochlazení kondenzátu vodou. V dekantéru se kondenzát dělí na nasycený butadien a nasycenou vodu, která se odvádí mimo zařízení. Destilace probíhá za teploty 41 °C a při tlaku 4,5 baru. Na vytvoření dostatku páry k dosažení 5 ppm vody v produktu je nutno do vařáku dodat 478 kW tepla, které odpovídá spotřebě 825,3 kg/hod syté vodní páry. Dále třeba zkondenzovat a dostatečně zchladit páry vystupující z hlavy kolony, protože se s klesající teplotou kondenzátu snižuje rozpustnost vody v butadienu. V kondenzátoru se musí odvést 248,8 kW tepla.

Pokud je spotřeba páry vztažena na hodinovou produkci, pro destilaci vychází spotřeba na 825,3 kg·hod⁻¹, zatímco pro adsorpci v koloně s integrovaným potrubím a s parametry zmíněnými výše pouze 27,3 kg·hod⁻¹. Z provozního hlediska se jeví adsorpce jako levnější varianta pro sušení butadienu a potažmo i C4 frakce, nicméně její provoz je náročnější a je investičně nákladnější než destilační kolona.



Obrázek 4: Schéma destilační kolony.

LITERATURA

- [1] Pahl, Ch.; et al. Adsorptive Water Removal from Primary Alcohols and Acetic Acid Esters in the ppm-Region. *J. Chem. Eng. Data* **2012**, 57, 2465–2471.
- [2] Wauquier, Jean-Pierre. (2000). *Petroleum Refining, Volume 2 - Separation Processes*. Editions Technip.

Příspěvek VI

NÁVRH 3. STUPNĚ ODPAŘOVÁNÍ VÝROBNY LEDKU VÁPENATÉHO V LOVOCHEMII, a.s.

Řešitelé: Bc. Adrián Žák
Bc. Jakub Strnad
Bc. Petr Marek
Bc. Yuliya Kryvel

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Martin Hubička, Ph.D. (Lovochemie, a.s.)
Ing. Petr Ulbricht (Lovochemie, a.s.)

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



ÚVOD

Společnost Lovochemie, a.s je největším výrobcem hnojiv v České republice, jeho portfolio obsahuje zejména dusíkatá a vícesložková hnojiva. Jedním z těchto hnojiv je ledek vápenatý, který se vyrábí v Lovosicích více než 50 let. V roce 2015 podstoupila technologie výroby ledku vápenatého (LV) zásadní přeměnu za účelem navýšení výrobní kapacity, přičemž zachován byl pouze uzel odpařování. Nyní společnost plánuje další navýšení výroby na roční produkci 170 000 tun LV. Avšak současné odpařovací stupně zřejmě nedisponují dostatečnou kapacitou, a proto bude nutné je doplnit novým odpařovacím stupněm.

Po úpravě původního zadání bylo naším úkolem sestavit matematický model současné odpařovací linky a simulovat její revampaci na vyšší výkon. Vzniklý model předpovídá chování linky na změny vybraných procesních parametrů, zároveň je dostatečně robustní, díky čemuž ho lze uplatnit pro simulaci maximálního i nižšího výkonu odparek a též následné zařazení třetího odpařovacího stupně.

TECHNOLOGIE VÝROBY LEDKU VÁPENATÉHO

Základní surovinu pro výrobu LV představuje vápenec, který se kontinuálně dávkuje do rozkladného reaktoru, kde reaguje s koncentrovanou kyselinou dusičnou. Hlavním produktem této reakce je roztok dusičnanu vápenatého, též ledku vápenatého. Přebytná kyselina dusičná se neutralizuje čpavkem. Odpařování přebytné vody probíhá ve dvou paralelních linkách, z nichž každá je tvořena dvojicí odpařovacích uzlů. Druhý stupeň obou linek je vybaven recirkulací taveniny LV, díky níž je minimalizován vznik krystalů na povrchu topného registru. Tavenina následně podstupuje proces granulace v rotačním granulátoru.

Současné odpařovací uzly jsou původem cukrovarnické krystalizátory, které se dochovaly z předchozí výroby. Nyní pracují jako podtlakové odparky, vytápěny jsou topnou vodní parou o tlaku cca 4 bary. Vzniklá brýdová pára se odvádí do barometrických kondenzátorů, kde kondenzuje a vytváří požadovaný podtlak.

Odpařovací uzly jsou z historických důvodů provozovány s částečně zaplaveným topným registrem kondenzátem topné páry. Výkon odparek je tak značně snížen, protože pro kondenzaci topné páry se používá zhruba jen polovina teplosměnné plochy.

Díky vysoké teplotě topné páry na vstupu do odparky se tavenina LV při průchodu topným registrem přehřívá, což má za následek lokální var taveniny. Odpaří-li se voda z taveniny ještě v trubkách topného registru, dochází k porušení požadované stechiometrie produktu a vylučování nežádoucích krystalů bezvodého dusičnanu vápenatého, který snižuje kvalitu finálního produktu. Podle zkušeností technologů z výroby LV se tyto krystaly objevují při hustotě taveniny vyšší než $1750 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$.

Topné registry jednotlivých odpařovacích stupňů jsou modelovány jako protiproudé tepelné výměníky, kde topná strana je rozdělena na část zaplavenou kondenzátem a část, ve které kondenzuje topná pára. Při sestavování modelu se vycházelo z procesních dat pro dva odlišné ustálené stavy.

VÝSLEDKY PARAMETRICKÝCH STUDIÍ

V rámci řešení byla realizována série parametrických studií, kdy jsme se snažili optimalizovat výkon odpařovací linky. Nezávislým parametrem byl tlak topné páry v obou odpařovacích uzlech. Podle tlaku jsme měnili výkon odparek, a tudíž i výsledné složení produktu. Všechny studie jsme provedli se současnou a zvýšenou produkcí. První studie se zabývala otázkou, jakou topnou páru musíme použít, abychom dosáhli současné kvality finálního produktu. Na prvním řádku v **Tabulce 1** je současná produkce, druhý řádek v **Tabulce 1** platí pro zvýšenou produkci.

Tabulka 1: Parametrická studie pro produkt o současné kvalitě

První stupeň				Druhý stupeň				
Tlak páry [kPa]	Tok páry [kg·h ⁻¹]	dT [°C]	Hustota LV [kg·m ⁻³]	Tlak páry [kPa]	Tok páry [kg·h ⁻¹]	dT [°C]	Hustota LV [kg·m ⁻³]	CaO [hm.%]
335	1935	33,4	1732	335	1174	24,1	1866	25,4
550	2975	45,7	1731	550	2001	38,2	1877	25,5

Ve druhé studii nás zajímalo, jakou topnou páru musíme použít, jestliže na výstupu bude maximální hustota taveniny $1700 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Tato hodnota nám byla doporučena konzultanty společnosti jako bezpečná hodnota, kdy ještě nevznikají nežádoucí krystaly v topném registru. Současné odpařovací uzly by tak sloužily pro předzahustění taveniny před vstupem do případného třetího stupně. Součástí této studie bylo také použití takové páry, která by zajistila maximální rozdíl mezi teplotou taveniny v jádru a na povrchu topného registru $dT = 15^\circ\text{C}$.

Tabulka 2: Parametrická studie pro současnou produkci (nedochází ke krystalizaci)

První stupeň				Druhý stupeň				
Tlak páry	Tok páry	dT	Hustota LV	Tlak páry	Tok páry	dT	Hustota LV	CaO
[kPa]	[$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$]	[$^\circ\text{C}$]	[$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]	[kPa]	[$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$]	[$^\circ\text{C}$]	[$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]	[hm.%]
200	1215	20	1670	200	502	10	1670	22,3
158	876	15	1641	240	770	15	1661	22,1

Tabulka 3: Parametrická studie pro zvýšenou produkci (nedochází ke krystalizaci)

První stupeň				Druhý stupeň				
Tlak páry	Tok páry	dT	Hustota LV	Tlak páry	Tok páry	dT	Hustota LV	CaO
[kPa]	[$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$]	[$^\circ\text{C}$]	[$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]	[kPa]	[$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$]	[$^\circ\text{C}$]	[$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]	[hm.%]
287	1874	29	1685	287	1009	20	1699	22,7
158	928	15	1622	240	743	15	1599	21,1

Z výsledků vyplývá, že při použití stejného tlaku páry pro oba odpařovací stupně je první stupeň asi dvakrát účinnější než druhý. Aby byl dodržen maximální rozdíl teploty taveniny v obou stupních okolo 15°C , musela by být ve druhém stupni použita pára o výrazně vyšší teplotě, což může způsobit komplikace s distribucí páry.

Při výstupní hustotě taveniny okolo $1700 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ nehrozí vznik nežádoucích krystalů bezvodého dusičnanu, a proto je možné odstavit recirkulační čerpadla ve druhých stupních. Dojde tím k úspoře provozních nákladů a taktéž ke zjednodušení použitého modelu, protože můžeme oba stupně modelovat jako

první stupeň. Následující studie uvažuje o obou uzlech jako o prvním stupni, přičemž byl analyzován tlak páry pro maximální hustotu taveniny na výstupu 1700 kg·m⁻³. Výsledky počítány pro zvýšenou produkci.

Tabulka 4: Parametrická studie pro zvýšenou produkci při prevenci vzniku krystalů (oba uzly brány jako první stupeň)

První stupeň				Druhý stupeň				
Tlak páry	Tok páry	dT	Hustota LV	Tlak páry	Tok páry	dT	Hustota LV	CaO
[kPa]	[kg·h ⁻¹]	[°C]	[kg·m ⁻³]	[kPa]	[kg·h ⁻¹]	[°C]	[kg·m ⁻³]	[hm.%]
207	1351	21	1642	207	1014	19	1701	20,4
158	923	15	1620	173	815	15	1664	20

Z tabulky je zřejmé, že tlak topné páry a rozdíl teplot taveniny je nyní v obou stupních přibližně stejný. Při porovnání s **Tabulkou 3** je zřejmé, že přestože je využívána studenější topná pára, dosahujeme stejně kvalitního produktu, což je další zlepšení.

ZÁVĚR

Cílem našeho projektu bylo nalézt optimální provozní podmínky pro různé předpoklady. Provedli jsme řadu parametrických studií. Zjistili jsme, že současné odparky mohou kapacitně zvládnout zvýšenou produkci, pokud se při zcela odhaleném topném registru použije topná pára o tlaku 550 kPa. Ovšem při takto vysoké teplotě páry by reálně hrozil vznik nežádoucích krystalů již v 1. stupni.

Dále jsme se zabývali možnostmi eliminace nežádoucích krystalů ve 2. stupni. Zjistili jsme, že při tlaku topné páry okolo 200 kPa je hustota taveniny natolik nízká, že by ke krystalizaci nedocházelo. Hlavní nevýhodou tohoto uskupení je však to, že topná pára ve 2. stupni musí mít skoro dvakrát větší tlak než v 1. stupni, což může způsobovat různé problémy.

Pokud bychom uvažovali, že v celé odpařovací lince nemůže dojít ke krystalizaci dusičnanu, lze odpojit recirkulační čerpadla ve 2. stupni a provozovat oba uzly jako 1. stupeň. Tímto krokem by došlo k výrazné úspoře provozních nákladů.

Z parametrické studie poté vyplývá, že odstavením čerpadla se výrazně sníží nároky na topnou páru a výkon obou odpařovacích uzlů bude přibližně stejný. Navíc kvalita produktu z hlediska množství odpařené vody bude přibližně stejná jako se zařazenými čerpadly.

PODĚKOVÁNÍ

Tímto by chtěli členové autorského kolektivu poděkovat za pevné vedení a neutuchající podporu v průběhu řešení projektu panu doc. Ing. Františku Rejlovi, Ph.D. Velký dík patří též konzultantům ze společnosti Lovochemie, a.s. panu Ing. Martinu Hubičkovi, Ph.D. a panu Ing. Petru Ulbrichtovi za bezproblémovou spolupráci.

SBORNÍK MIKROKONFERENCE
XV. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ 2020

Vydala: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze
Technická 5, 166 28 Praha 6
Editor: Rejl F., Čmelíková T.
Tisk: KANAG-TISK, s.r.o.
Technická 5, 166 28 Praha 6

Rok vydání: 2020
Počet stran: 46



ISBN 978-80-7592-060-7