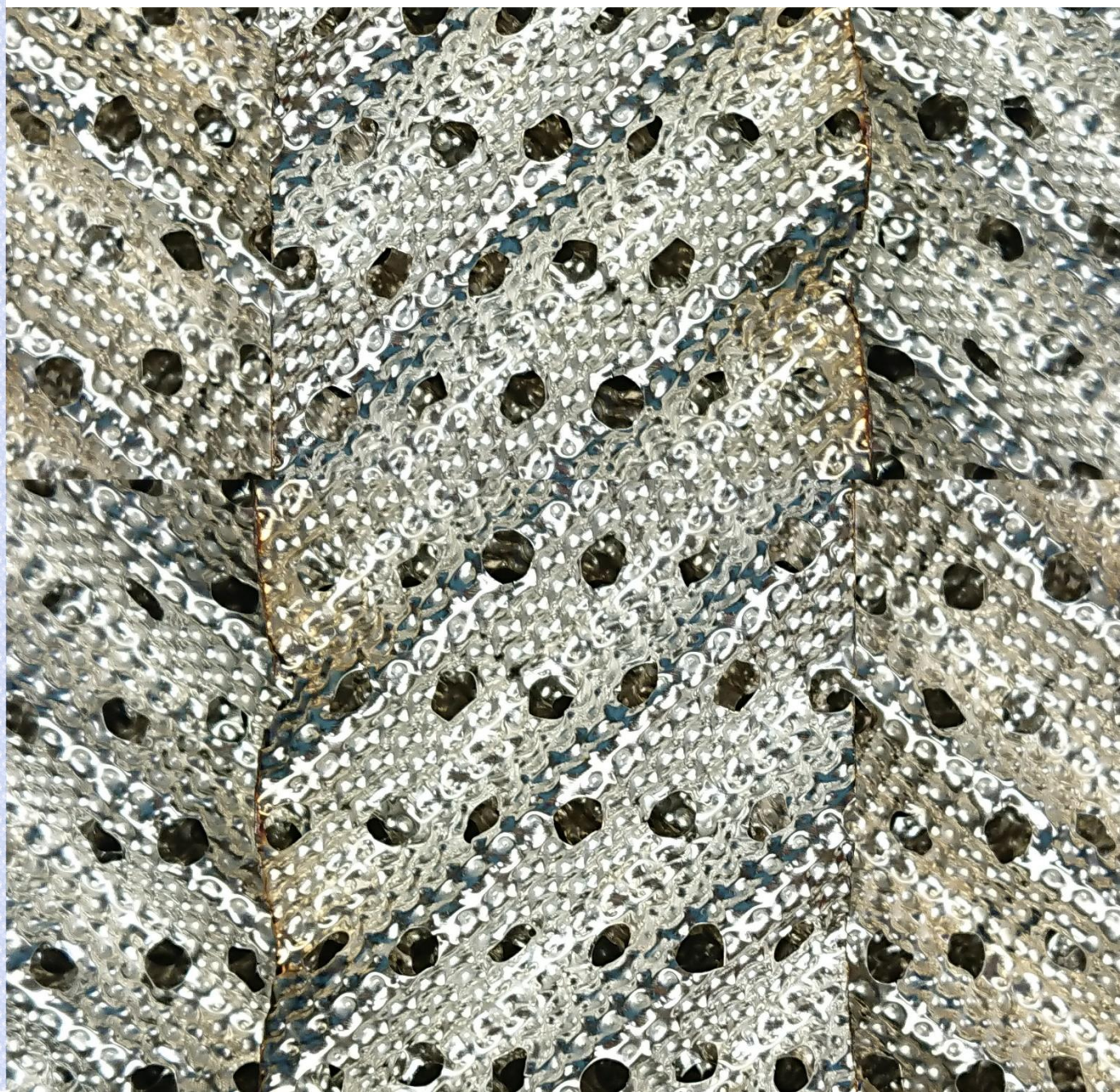


XVII. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Sborník mikrokonference

Praha 2022





**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

XVII. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ



**ÚSTAV
CHEMICKÉHO INŽENÝRSTVÍ**

EDITOŘI: T. Čmelíková, F. Rejl

Praha 2022

KONZULTANTI PROCESNÍCH PROJEKTŮ

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Ing. Lukáš Valenz, Ph.D.

Ing. Jan Haidl, Ph.D.

Ing. Mária Zedníková, Ph.D.

ZADAVATELÉ PROCESNÍCH PROJEKTŮ

Casale Project, a.s.

Contipro, a.s.

Lovochemie, a.s.

Plzeňský Prazdroj, a.s.

Spolana, s.r.o.

SYNTHOS Kralupy, a.s.

EDITORI

Ing. Tereza Čmelíková

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Za obsah příspěvků odpovídají jejich autoři.

Copyright © Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2022

ISBN 978-80-7592-117-8 (pdf)

ISBN 978-80-7592-116-1 (brož.)

PODĚKOVÁNÍ

Za spolupráci a konzultace děkujeme zástupcům zadavatelů procesních projektů panu Ing. Václavu Babukovi (SYNTHOS Kralupy, a.s.), Ing. Milanu Bittnerovi, Ph.D. (Plzeňský prazdroj, a.s.), Ing. Martinu Hubičkovi, Ph.D. (Lovochemie, a.s.), Ing. Vojtěchu Lamblovi (Spolana, s.r.o.), Ing. Jakubu Netušilovi (Contipro, a.s.), Ing. Milanu Němečkovi (Spolana, s.r.o.), Ing. Oldřichu Peškovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.), Ing. Petru Svobodovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.) a Ing. Petru Ulbrichtovi (Lovochemie, a.s.).

ÚVODNÍ SLOVO

Obhajoby Procesních projektů zakončují stejnojmenný předmět absolvovaný studenty 2. ročníku magisterského studia oboru Chemické inženýrství a bioinženýrství. Tradičně jsou Procesní projekty vysoce zaměřené na technickou (chemicko-inženýrskou) stránku řešení zadané problematiky. Ovšem zásluhou vyučujících a ochotou průmyslových partnerů se podoba Procesních projektů každoročně vyvíjí. Projekty byly rozšířeny o zpracování některé z dalších oblastí, kterými se reálný projekt zabývá např. o ekonomické zhodnocení, interakci s legislativou, analýzu rizik, atd. Studenti si také v sestavených skupinách rozdělují role a vytváří harmonogram projektu, což bývá především na začátku nelehký úkol, neb jak praví poučka „Správně definované zadání je polovina řešení“. V letošním XVII. ročníku byli do vybraných projektů zařazeni dva studenti ekonomie (obory Ekonomika a management; Projektové řízení inovací).

Editor

OBSAH

CONTIPRO - Optimalizace průtočného chlazení <i>A. Zemánková, D. Gráf, A. Hrdý, M. Pechar, K. Žemlová</i>	6
SPOLANA - Vliv kontaktu katalyzátoru se stěnou trubky v R302 na její lokální přehřátí <i>M. Sventek, A. Baláž, O. Gebouský, T. Hlavatý, K. Lukášová</i>	12
PLZEŇSKÝ PRAZDROJ - Optimalizace procesu hvozdění <i>M. Kincl, T. Jirkal, J. Pagáč, L. Sauer, D. Jechová</i>	18
SYNTHOS KRALUPY - Využití expanzní páry <i>J. Zlatník, A. Gottfriedová, R. Knopp, O. Studeník, M. Václavík</i>	24
LOVOCHEMIE - Optimalizace odpařovacího systému na výrobně LV v Lovochemie, a.s. <i>J. Perner, V. Koutník, T. Pícek, J. Praus, A. Rejzková, T. Hortlík</i>	30
CASALE PROJECT - Study of urea melt transport <i>L. Závíšová, S. Kilár, A. Mauri, T. Procházková, E. Večerníková</i>	35

Příspěvek I

OPTIMALIZACE PRŮTOČNÉHO CHLAZENÍ

Řešitelé: Bc. Alžběta Zemánková
 Bc. David Gráf
 Bc. Adam Hrdý
 Bc. Matouš Pechar
 Bc. Kristýna Žemlová

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

Hlavní motivací pro řešení projektu je snížení spotřeby studniční vody využívané na chlazení výrobního procesu kyseliny hyaluronové. Jelikož dochází k rozšiřování výroby, používání průtočného ztrátového systému by bylo drahé. Navíc hrozí, že při nedostatku podzemních vod obec zakáže z podzemní studny čerpat. Řešením by mohlo být nahradit současný průtočný chladicí systém uzavřeným okruhem s chladicí věží s nuceným tahem.

ŘEŠENÍ

1) TEPELNÉ VÝMĚNÍKY

Smyslem kontrolního výpočtu tepelných výměníků bylo zjistit, zda budou schopné zchladit destilát (azeotropická směs izopropylalkoholu (IPA) a vody) na požadovanou teplotu (20 - 25 °C), pokud do nich bude přiváděna voda z chladicí věže, která má vyšší teplotu (20 - 22 °C), než voda přiváděná z podzemního zdroje (~13 °C). Výsledky výpočtů pro jednotlivé výměníky (3 deskové a jeden trubkový) jsou obsaženy v **tabulce 1**.

Tab. 1: Přehled výsledků výpočtů tepelných výměníků

Výměník	$t_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{in}}$ (°C)	$t_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{out}}$ (°C)	$t_{\text{dest}}^{\text{out}}$ (°C)	$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}}$ (kg.h ⁻¹)	Δp_t (kPa)
Trubkový	22	30	24	1255	31,0
T2-BFG	22	30	24	1100	31,5
T5-BFG	22	30	23	3900	18,09
TL6-BFM	22	30	23	4800	34,4
Trubkový	21	30	23	1140	25,9
T2-BFG	21	30	24	950	24,1
T5-BFG	21	30	22	3460	14,58
TL6-BFM	21	30	22	4000	24,8
Trubkový	20	30	22	1050	22,24
T2-BFG	20	30	23	860	20,2
T5-BFG	20	30	21	3200	12,68
TL6-BFM	20	30	21	3500	19,5

V tabulce lze vidět při jaké teplotě vstupující chladicí vody ($t_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{in}}$) je jaký výměník schopen zchladit destilát na nejnižší možnou teplotu ($t_{\text{dest}}^{\text{out}}$). Z výsledků vyplývá, že i když bude do výměníků vstupovat chladicí voda při vyšší teplotě, než je aktuálních ~13 °C, budou schopné destilát na požadovanou teplotu zchladit. Nicméně u deskových výměníků je nutno dodat, že schopnost chladit se může kvantitativně velmi lišit pro různé typy desek s různými úhly sklonu kanálků.

V tabulce jsou výsledky uvedeny pro výměníky za předpokladu, že disponují deskami se sklonem úhlu kanálků 30° . Tato hypotéza se výpočetně potvrdila pouze u výměníků T2-BFG a TL6-BFM. Dle výpočtů výměník T5-BFG disponuje deskami se sklonem úhlu kanálků $50 - 60^\circ$. V takovém případě by však výměník nebyl schopen destilát zchladit ani na minimální požadovanou teplotu 25°C .

II) BIOREAKTORY

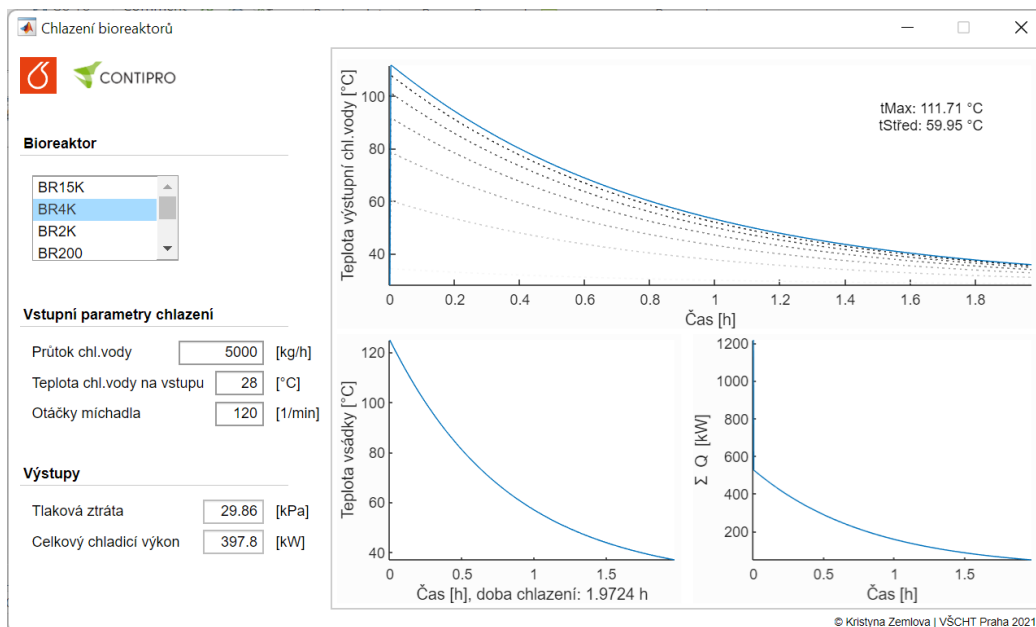
Bioreaktory představují provozní uzel produkující největší množství tepla, a to navíc za krátký časový úsek. V rámci řešení projektu byla tedy věnována pozornost chlazení těchto zařízení, v první řadě pro vytvoření představy o nárocích na výkon chladicí věže potřebný k jejich chlazení.

Bylo také třeba validovat, zda se při daném nastavení parametrů chladicího systému podaří všechna zařízení uchladiť z počáteční teploty 125°C na konečných 37°C za požadovanou maximální dobu tří hodin. Za tímto účelem byly pro všech sedm předmětných fermentorů provedeny výpočty **i)** sdílení tepla na straně vsádky a na straně chladicí vody, **ii)** určen odpor proti sdílení tepla a **iii)** navržen model chlazení poskytující vývoj teploty vsádky v čase a tedy i celkovou dobu chlazení jednotlivých zařízení.

Z výsledků vyplývá, že odpor proti sdílení tepla se z větší části (cca 80 %) nachází na straně chladiwa a tudíž je chlazení možné regulovat změnou jeho průtoku, resp. teploty. Z výsledků rovněž vyplývá, že všechna zařízení se uchladí za dobu kratší než tři hodiny i při minimálním průtoku vody, a to pro všechny tři zkoumané teploty chladiwa 20 , 25 a 30°C . Teplota přiváděné vody by ale neměla přesáhnout 37°C , aby bylo možné vsádku uchladiť na konečných 37°C .

S ohledem na návrh uzavřeného chladicího okruhu s chladicí věží nás kromě časového vývoje teploty vsádky zajímala rovněž teplota vystupujícího chladiwa a celkově vliv změny parametrů na průběh chlazení. Z tohoto důvodu byl navržený model implementován v prostředí programu MATLAB tak, aby umožnil flexibilní studium vlivu parametrů na vývoj teploty jak ve vsádce, tak na straně chladiwa.

Model poskytuje kompletní obrázek o průběhu chlazení fermentorů a simuluje chybějící reálná procesní data.



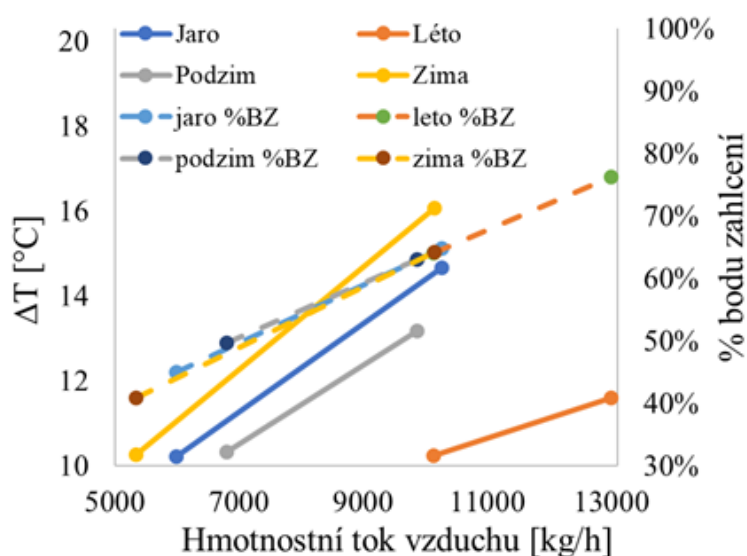
Obr. 1: Program pro výpočet chlazení bioreaktorů, BioCool

III) CHLADICÍ VĚŽ

Snížení spotřeby studniční vody, pomocí které je zprostředkováno chlazení kontinuálně provozovaných rektifikačních kolon nebo drobných zařízení a diskontinuálně provozovaných bioreaktorů, může být zajištěno vytvořením uzavřeného chladicího okruhu, jehož nedílnou součástí je chladicí věž.

Pro jednotlivá roční období byl z průměrných hodnot simulován průběh chlazení. Jedním z hlavních limitujících faktorů účinnosti chladicí věže je teplota vlhkého teploměru, která se odvíjí od teploty vzduchu a jeho vlhkosti. Jak je patrné z **obrázku 2**, i během letních měsíců jsme schopni zchladit chladicí vodu o více než 10 °C.

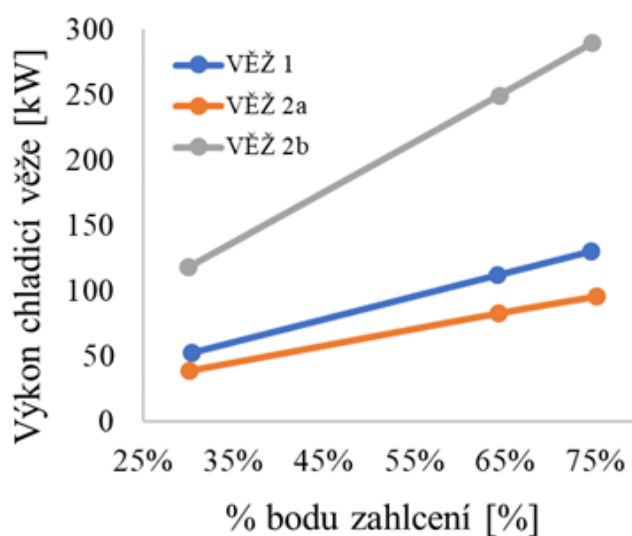
Celkové množství doposud využívané chladicí vody představuje asi 26 % celkové denní spotřeby studniční vody. To lze naším návrhem nahradit vstupním naplněním dvou uzavřených chladicích okruhů a následným doplňováním pouze množství, které se v chladicích věžích odpaří (make-up proud). Tímto způsobem jsme schopni dosáhnout úspory studniční vody (pokud nebudeme započítávat počáteční naplnění



Obr. 2: Závislost teplotního rozdílu a % bodu zahlcení na průtoku chladicího vzduchu chladicí věží

uzavřeného chladicího systému), vzhledem ke stávající spotřebě chladicí vody, okolo 97,4 %.

Námi navrhnuté chladicí věže mají výšku 0,8 m a průměr 1,14 m a 0,98 m. Jedná se o dvě, kontinuálně chladicí věže, přičemž větší věž pro chlazení kontinuálních procesů pracuje s chladicím výkonem kolem 112 kW a menší věž pro chlazení diskontinuálních procesů kolem 83 kW. Porovnání chladicích výkonů jednotlivých věží ukazuje **obrázek 3**.



Obr. 3: Porovnání chladicích výkonů jednotlivých věží v závislosti na % bodu zahlcení

Z důvodu zachování účinnosti a efektivnosti kontinuálního provozu chladicí věže je potřeba zajistit, aby chladicí voda neobsahovala příliš velké množství iontů, které mohou tvořit vodní kámen. Možným řešením je zařazení technologie pro úpravu vody, která bude sloužit jako prevence proti zanášení a znečištění chladicího média.

ZÁVĚR

Trubkový výměník i deskové výměníky budou schopné zchladit destilát na požadovanou teplotu (20 - 25 °C) za předpokladu, že deskové výměníky disponují deskami s úhlem sklonu kanálků 30°. Všechny sedm bioreaktorů je možné zchladit z výchozí teploty 125 °C na konečných 37 °C za maximální požadovanou dobu tři hodin. Teplota chladiwa by však neměla přesáhnout 37 °C, při kterých již vsádka neuchladí. Vytvořili jsme výpočetní model chladicí věže, který má matematicko-fyzikální základ. Model poskytuje informace o výstupních teplotách chladicí vody a vzduchu, popisuje velikost takového zařízení s výplní Mellapak 250 Y a definuje pracovní rozsah chladicí věže. Model zohledňuje hydrauliku chladicí věže, která limituje množství vzduchu a vody, které lze do systému dodávat.

Příspěvek II

VLIV KONTAKTU KATALYZÁTORU SE STĚNOU TRUBKY V R302 NA JEJÍ LOKÁLNÍ PŘEHŘÁTÍ

Řešitelé: Bc. Matěj Sventek
Bc. Adam Baláž
Bc. Ondřej Gebouský
Bc. Tomáš Hlavatý
Bc. Klára Lukášová

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

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



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



ÚVOD

Projekt bol zadný spoločnosťou Spolana s.r.o., ktorá je súčasťou skupiny ORLEN Unipetrol RPA a.s. Jedným z hlavných produktov výroby je PVC, ktoré sa vyrába v niekoľkých postupných krokoch. Prvým je **oxichlorácia**, kde dochádza k produkcii 1,2-dichloreťanu (**EDC**) z etylénu, chlorovodíku a vzdušného kyslíku. Nasleduje **krakovanie**, pri ktorom je vyrábaný vinylchlorid monomer (**VCM**) a chlorovodík, ktorý je recyklovaný. Posledný krok predstavuje **polymerizácia**, kde vzniká finálny produkt a teda PVC.

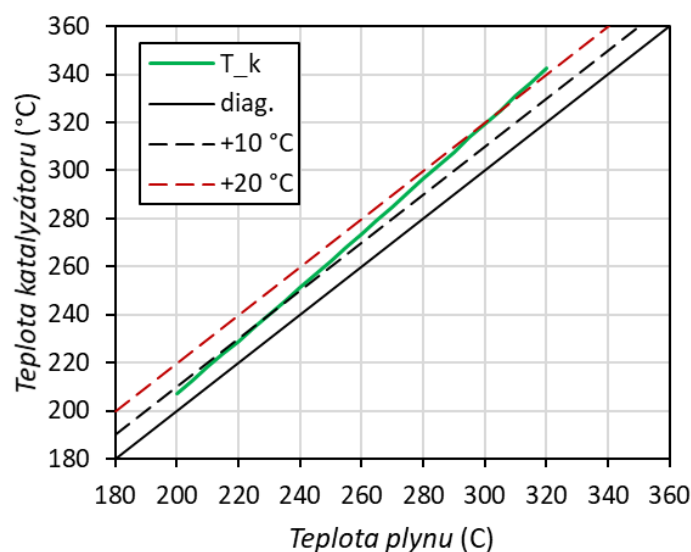
Projekt bol zameraný na oxichloračnú reakciu, ktorá prebieha v kaskáde troch identických reaktoroch s plneným pevným katalyzátorom. Cieľom bolo objasniť teoretickú možnosť lokálneho prehriatia steny trubky v reaktore R302 v mieste kontaktu katalyzátor-trubka. Táto problematika bola už niekoľkokrát v rámci VŠCHT riešená. Prvá správa (*Výpočty teploty stěn trubek oxichloračních reaktorů R302 a R304*) bola zameraná na možnosť prehriatia v rámci celých reaktorov a stanovila teplotné profily skrz celú dĺžku reaktorov. Druhá správa (*Lokální teplotní maxima vnitřní stěny trubek oxichloračního reaktoru R302 při kontaktu s částicemi katalyzátoru*) bola zameraná na lokálne javy v rámci reaktoru. Skúmala teploty v mieste styku katalyzátoru s trúbkou, ďalej tiež teploty v závislosti na orientácii častice katalyzátoru vzhľadom k stene trubky.

Pri riešení sme sa rozhodli doplniť zmienené správy o popis kinetiky oxichloračnej reakcie, zahrnúť do výpočtov transport hmoty a overiť predpoklad, že proces nie je limitovaný vonkajším prestupom hmoty či tepla.

RIEŠENIE

Správnosť vybraného kinetického modelu bola overovaná pomocou celkového modelu reaktoru, ktorý bol modelovaný ako neizotermný trúbkový reaktor s piestovým tokom. Kinetické modely boli overované použitím reálne nameraných teplôt poskytnutých Spolanou. Najlepšie vystihujúci popis oxichloračnej reakcie za našich podmienok poskytovala kinetika podľa **Ma et al.2021**, ktorá bola použitá pre ďalšie výpočty. V rámci kvantifikácie dejov transportu hmoty a tepla bolo

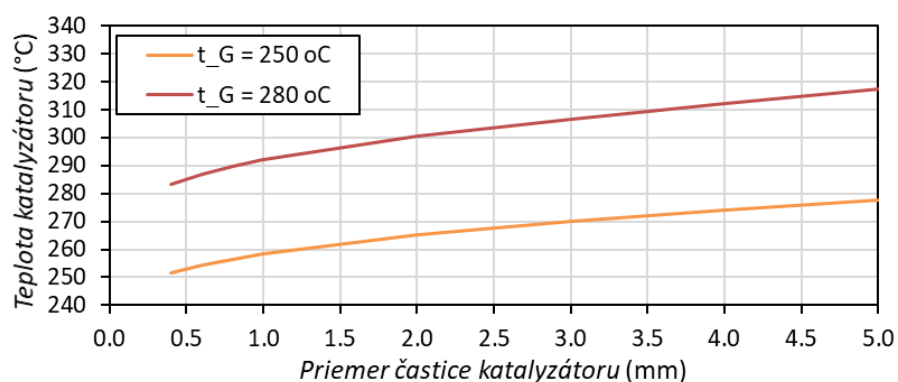
dôležité stanovenie rýchlost' určujúceho deja celého procesu. Bola vykonaná laboratórna analýza používaného katalyzátoru pre zistenie veľkosti pórov častice. S týmto parametrom boli spravené výpočty rýchlosti vnútorného a vonkajšieho transportu. Následne bola popísaná lokálne jedna častica katalyzátoru. Najskôr bola vypočítaná teplota častice katalyzátoru oproti teplote prúdiacaho plynného média. Pri vyšších teplotách reakcie dosahuje podľa výpočtov, teplotný rozdiel 20 °C ako je vidieť na **obrázok 1** kde je vypočítaná hodnota značená ako (T_k).



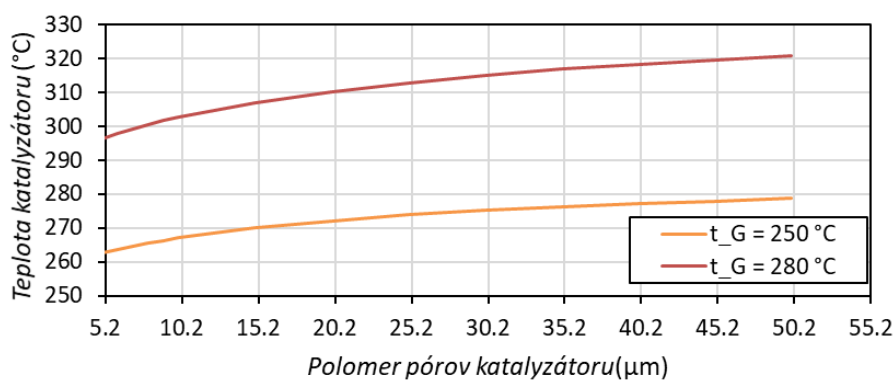
Obr. 1: Závislosť teploty častice katalyzátoru na teplote prúdiaceho plynu

Ako ďalšie boli vytvorené dve parametrické štúdie, ktoré sa zaoberali zhodnotením vplyvu veľkosti častíc a veľkostí pórov, kde boli uvažované dve teploty plynu 250 °C (v grafe ako $t_G=250$) a 280 °C (v grafe ako $t_G=280$). Bolo to takto urobené kvôli vyvstávajúcej hypotéze, že pri zmenšení častíc katalyzátoru, napríklad jeho mechanickým poškodením, môže dôjsť k prehriatiu. Výsledky ale ukázali naznačujú len na menší teplotný nárast, ktorý by ale nemal mať väčší dopad na teplotný profil ako je vidieť v **obrázok 2 a 3**.

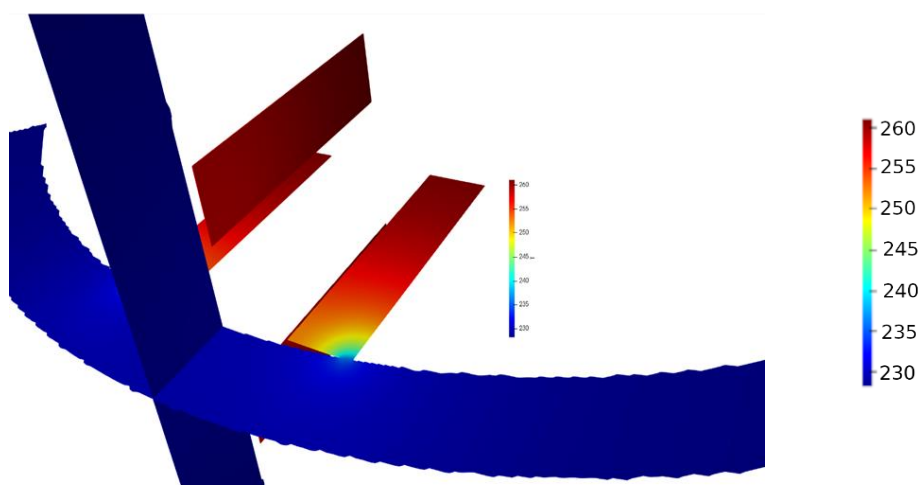
Posledným krokom projektu bola tvorba 3D modelu určeného pre popis teplotného (**obrázok 4**) a koncentračného (**obrázok 5**) profilu v častici a trubke reaktoru. Pomocou tohto modelu bolo následne možné vyšetriť možnosť vzniku lokálnych teplotných maxím v mieste styku častice s trúbkou.



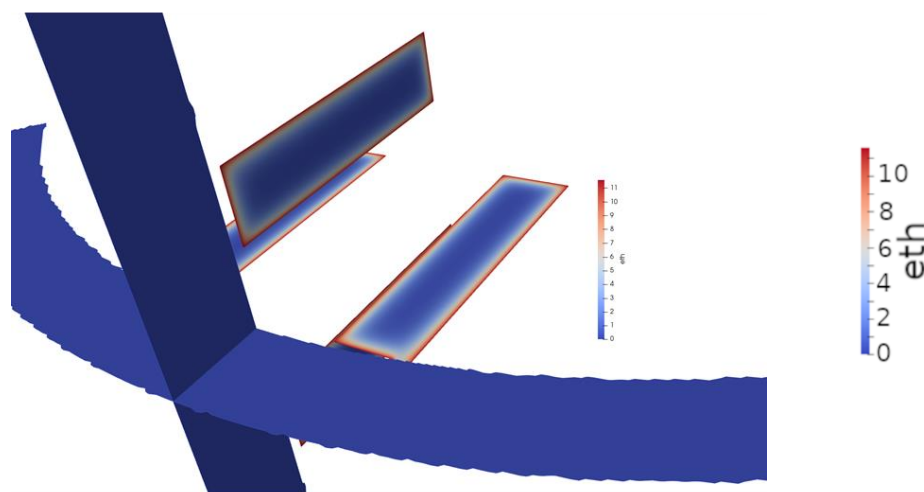
Obr. 2: Závislost' teploty katalyzátoru na premere částic



Obr. 3: Závislost' teploty katalyzátoru na polomere pórov katalyzátoru



Obr. 4: Teplotné pole v častici a trubke pri kontakte



Obr. 5: Koncentračné pole v častici a trubke pri kontakte

ZÁVER

Z výsledkov pre zdieľanie hmoty a modelu popisu koncentračného profilu je zjavné, že podľa našich výpočtov, či už Thieleho modulu alebo faktoru účinnosti je daná reakcia skoro výhradne povrchová a teda rýchlosť určujúcim dejom bola určená vnútorná difúzia.

Z výsledkov jasne vyplýva, že náš model neodhalil žiadne lokálne prehriatie v mieste dotyku katalyzátoru a trubky, a teda že všetko uvoľňujúce sa teplo z reakcie je dostatočne efektívne odvádzané vedením do trubky. Tento výsledok je v priamom rozpore s výsledkom už zmienenej správy (Lokální teplotní maxima vnitřní stěny trubek oxichloračního reaktoru R302 při kontaktu s částicemi katalyzátoru), čo vysvetľujeme rozdielnym prístupom ku implementácii zdroja tepla a rozdielne modelovanou geometriou.

V našom prípade sme zvolili prístup uvažujúci geometriu tvorenú časticou a trubkou. Tento prístup umožňuje teplo z častice rozviesť sa pozdĺž trubky a je teda viac realistická. Avšak, nami uvažovaný výrez trubky (teda 1/4) by v skutočnosti viac častíc generujúcich teplo, čo by zvyšovalo tepelný tok a mohlo by zvýšiť maximálnu pozorovanú teplotu. V tomto usporiadaní sme žiadne lokálne prehriatie

v mieste dotyku neidentifikovali. Však keď zoberieme do úvahy správu (*Lokální teplotní maxima vnitřní stěny trubek oxichloračního reaktoru R302 při kontaktu s částicemi katalyzátoru*) a naše výsledky študujúce limitné prípady, nejde z istotou rozhodnúť či k lokálnemu prehriatiu v mieste dotyku môže dochádzať. V nasledujúcom postupe by sme odporučili zamerať sa na výrez trubky obsahujúci reálne množstvo častíc.

Příspěvek III

OPTIMALIZACE PROCESU HVOZDĚNÍ

Řešitelé: Bc. Marek Kincl
Bc. Tomáš Jirkal
Bc. Jan Pagáč
Bc. Lukáš Sauer
Daniela Jechová (3.r. bsp, Ekonomika a management)

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Milan Bittner, Ph.D. (Plzeňský Prazdroj, a.s.)

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



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**



ÚVOD

Výroba sladu se v zásadě dělí na tři základní fáze – máčení, klíčení a hvozdění (sušení). Poslední zmiňovanou fází výroby sladu je tzv. hvozdění – sušení zeleného sladu, jehož cílem je snížení podílu vody z 41 % hm. na skladovatelnou vlhkost 4,5 % hm. Právě proces hvozdění je ekonomicky nejvýznamnějším procesem výroby sladu díky vysoké spotřebě tepla.

Sladovna Prazdroj využívá k ohřevu sušicího vzduchu při procesu hvozdění páru a k ohřevu dochází přes parní výměníky. Výše spotřeby tepla, resp. páry při hvozdění je důsledkem komplexního souboru dějů a vstupujících proměnných. Cílem projektu je navázat na dosud získané znalosti z předchozího projektu a rozklíčovat některé nepochopené děje a proměnné vstupující do procesu hvozdění, pokročit v optimalizaci procesu a docílit tak další úspory nákladů na spotřebu energií.

POPIS TECHNOLOGIE

Hvozď (viz **Obrázek 1**) obsahuje několik podstatných prvků. Prvním z nich je **rekuperátor**. Odcházející vzduch zde předeřívá nasávaný vzduch zvenčí a snižuje tak potřebnou energii na ohřev vzduchu. Dalším prvkem je **recirkulační klapka**, ta slouží k úspoře energie, umožňuje totiž vracet zahřátý vzduch vycházející z nastřeného sladu zpět do procesu, její využití přichází až v pozdější fázi procesu, kdy vzduch již není tolik nasycený vodními parami, což je typicky v II. období sušení. Velmi podstatným prvkem jsou také tepelné výměníky, které slouží k ohřívání vzduchu na požadovanou teplotu. Za nimi se nachází **velký a malý přídavný ventilátor**, tyto ventilátory ženou ohřátý vzduch zespodu na rošt s vrstvou zeleného sladu. Samotný rošt je také důležitým prvkem, správně se nazývá líska a je to místo, na které se nastírá vrstva zeleného sladu.

Ve hvozdu jsou na mnoha místech umístěna čidla a měřidla, pomocí kterých jsou zapisovány aktuální teploty vlhkosti vzduchu, přetlaky na parním registru a nad lískou a další veličiny. V konečné fázi je velmi důležité chlazení sladu – pokud by slad nebyl schlazen, mohlo by dojít k znatelnému zhoršení klíčových parametrů a ke snížení celkové kvality (nežádoucí a nevratné barevné a chuťové změny).

ŘEŠENÍ

Pro simulaci a následnou optimalizaci procesu byl v programovacím jazyku MATLAB vytvořen matematický model, který počítal hmotnostní a entalpické bilance v každém uzlu procesu hvozdění. Model bilancoval reálná data z Prazdroje v každém kroku (minutový interval) pro jakoukoliv šarži.

Data z čidel, která jsme vyexportovali ze systému Plzeňského Prazdroje, byla použita v matematickém modelu, abychom získali průběh, který by se co nejvíce přiblížil reálnému procesu hvozdění v Prazdroji. Jednalo se především o reálné hodnoty teploty a vlhkosti vzduchu, který vstupoval do rekuperátoru. Model sloužil pro simulace procesu za různých podmínek, které by vedly k úspoře energie, a také pro lepší pochopení celého procesu hvozdění.

Výstupem modelu byla data v každé minutě pro jednotlivé proudy, celkové množství dodaného tepla a čas, za který se slad vysuší na požadovanou konečnou vlhkost. Zpočátku model nevystihoval reálný průběh procesu hvozdění, proto byla potřeba upravit parametry modelu, aby byl přesnější. To zahrnovalo zpřesnění koeficientů přestupu hmoty a tepla společně se způsobem výpočtu spotřebovaného tepla. Nakonec byl do modelu naprogramován přídavný ventilátor, aby byl zjištěn jeho vliv na úsporu energie.

Nakonec bylo možné optimalizovat dobu otevření recirkulační klapky a její vliv na úsporu energií.

ZÁVĚR

Cílem tohoto projektu bylo dále optimalizovat proces hvozdění v Plzeňském Prazdroji s bližším zaměřením na celkovou přesnost vytvořeného matematického modelu, chod přídavného ventilátoru, spotřebu tepla a v neposlední řadě na vliv doby otevření recirkulační klapky na celkovou dobu hvozdění a spotřebu páry.

Prvním důležitým krokem tohoto projektu bylo seznámení s procesem hvozdění v Plzeňském Prazdroji, a to zejména se samotnou recepturou. Receptura hvozdění je jedním z ústředních bodů této práce, jelikož nám umožnila detailně simulovat

proběhlé šarže a skutečně nahlédnout do podstaty fungování tohoto procesu a na parametry, kterými se řídí. Dalším důležitým krokem bylo získání přístupu k monitorovacímu systému procesu hvozdění v plzeňského pivovaru, který nám umožnil exportovat veškeré měřené veličiny ve hvozdech, jež bylo možné dále použít jakožto vstupní parametry matematického modelu.

Následovala analýza přesnosti matematického modelu, tak aby lépe vystihoval reálný proces hvozdění. I když model využíval reálná naměřená data z hvozďů, výsledné simulace dostatečně nevystihovali reálný průběh šarží. Proto jsme se blíže zaměřili na koeficienty přestupu hmoty a tepla v I. a II. období sušení, které nám pomohly simulaci procesu hvozdění zpřesnit.

Důležitým bodem projektu byla také celková spotřeba tepla během procesu hvozdění. Prvním krokem bylo spočítat minimální teplo, které je nutné dodat, aby došlo k dostatečnému vysušení sladu, pro tento výpočet jsme zvolili dva způsoby, první, více teoretický vyšel 93,4 GJ, u druhého výpočtu jsme uvažovali, že veškerý vzduch, který projde nastírkou sladu bychom vraceli zpět a pouze ho přehřívali na požadovanou teplotu danou recepturou, takto vypočtená spotřeba vyšla 87,9 GJ. Minimální spotřeba je dále snížena kondenzačním teplem, které získáme v rekuperátoru díky odcházejícímu teplému vzduchu, po odečtení tohoto tepla, vyšla konečná minimální spotřeba tepla 63,7 GJ. Tím bylo zjištěno, že oproti reálným hodnotám spotřeby pohybujících se okolo 120 GJ na šarži, je zde prostor pro úsporu energie a snížení nákladů hvozdění. Pro další optimalizace systému bylo nutné znát přesný vztah, dle kterého se počítá reálná spotřeba tepla v Plzeňském Prazdroji, aby jej bylo možné implementovat do matematického modelu. Na základě znalosti tohoto vztahu pak bylo možné počítat spotřeby tepla při upravených podmínkách procesu a odhadnout možné úspory ve spotřebě energie.

Následně jsme se zaměřili na optimalizaci doby otevření recirkulační klapky, jejímž výstupem je fakt, že nejvýraznějším faktorem na úsporu je čas. Proto se dá říct, že čas hraje významnou roli ve spotřebě páry. Pokud vezmeme v potaz to, že se spotřeba páry pohybovala pouze v rozmezích několika desetin GJ a časový rozdíl

někdy až o více než hodinu, pak můžeme říct, že úspora času kompenzuje spotřebu páry. To znamená, že pokud proces trvá například o hodinu déle, pak se musí o tuto hodinu déle přivádět pára, ovšem ve výsledku se jedná o přibližně stejné množství, jako kdyby proces trval o hodinu méně.

Dále jsme se věnovali chodu přídavného ventilátoru a celkovému průtoku vzduchu, jenž je důležitý pro celkovou bilanci parního registru a sušení. Nejprve jsme se pokusili určit hodnotu průtoku vzduchu z charakteristiky ventilátorů na 3700 kg/min. Díky této hodnotě jsme byli schopni provést simulaci procesu hvozdění, jejíž výsledky bylo dále možné porovnat s reálným průběhem šarží. Poté jsme s hodnotou průtoku vzduchu upravovali tak, aby lépe vystihovala reálný průběh sušení. Pro reálnou hodnotu průtoku vzduchu jsme určili, že bude v rozmezí 4400–4000 kg/min. Následně jsme se pokusili vypočítat průtok vzduchu přímo z diferenčních tlakoměrů ve hvozdu, což nakonec nebylo možné a pro její určení by bylo třeba instalovat dodatečná čidla.

V konečné části projektu jsme se zabývali především ekonomickými aspekty procesu hvozdění, a to především vlivem úspory času na režijní náklady, dále možnou investicí do izolace hvozdů a její návratností a maticí rizik projektu optimalizace procesu hvozdění. Výsledkem zde byla v první řadě potencionální úspora režijních nákladů na jednici. Konkrétní hodnoty se odvíjí od procentuální úspory času. V případě investice do izolace jsme predikovali její návratnost už v 6 roce životnosti z celkových 20 let. Každý rok by se díky zavedení izolace mohlo potencionálně ušetřit přes 14tis. GJ páry, což odpovídá při konstantní ceně necelým 6,4 mil. Kč.

Řešitelé: Bc. Jakub Zlatník
Bc. Adéla Gottfriedová
Bc. Richard Knopp
Bc. Ondřej Studeník
Bc. Miloš Václavík

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



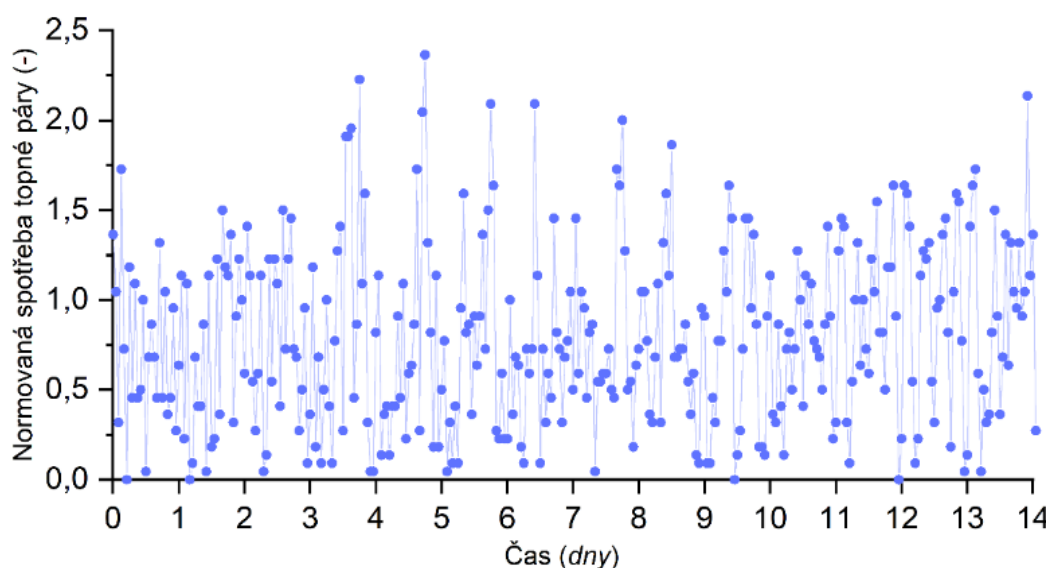
ÚVOD

Společnost Synthos Kralupy a.s. je členem nadnárodní skupiny Synthos, která patří mezi přední světové výrobce syntetických kaučuků a plastů. V areálu chemických výroby v Kralupech nad Vltavou společnost vyrábí monomery, polystyrenové plasty a kaučuky na bázi butadienu.

Provoz výroby expandovatelného polystyrenu v Kralupech nad Vltavou je otápěn 6,5barovou parou. Pára je podle požadované teplotní úrovně běžným médiem využívaným pro ohřev v prostředí chemických výroby. Při jejím použití vzniká parní kondenzát a zároveň může být podle zvoleného řešení systému odvodu kondenzátu uvolněna tzv. expanzní pára, která bez dalšího využití představuje především ekonomickou ztrátu. Ekonomická ztráta je umocněna i negativním vlivem na životní prostředí. Využití expanzní páry má potenciál ke zvýšení účinnosti systému hospodaření s parou a parním kondenzátem, a tudíž k řešení úspor ve výrobě páry, horké vody, upravené vody nebo omezení produkce CO₂ a ostatních emisí.

V současné době mají podniky povinnost provádět energetický audit dle zákona, a s tím souvisí omezení a případné odůvodnění energetických ztrát, které mohou být také částečně způsobené nevyužíváním plného potenciálu expanzní páry. Projekt je pilotním projektem zabývajícím se rozšířeným problémem využívání expanzní páry s potenciálem využití i v jiných provozech kromě konkrétně řešeného.

Při výrobě expandovatelného polystyrenu (EPS) suspenzní polymerací je nutné udržovat teplotu na hodnotě dle výrobního předpisu. Po většinu času průběhu reakce je teplo spíše odváděno, protože vlastní polymerační reakce je výrazně exotermní. V průběhu reakce dochází ke dvěma momentům, ve kterých je reaktor nutné otáčet, jelikož polymerace probíhá ve dvou teplotních fázích. Výroba polystyrenu probíhá souběžně v různém počtu reaktorů. Takovýto systém produkuje expanzní páru proměnlivě – fluktuace topné páry úměrné expanzní páře jsou znázorněny na **Obrázku 1**. Právě nalezení technologie pro využití výrazně fluktuujícího teplotního zdroje je při řešení tohoto projektu největší výzvou.



Obr. 1: Graf spotřeby topné páry v průběhu dvou týdnů, ukazující fluktuující povahu řešeného problému

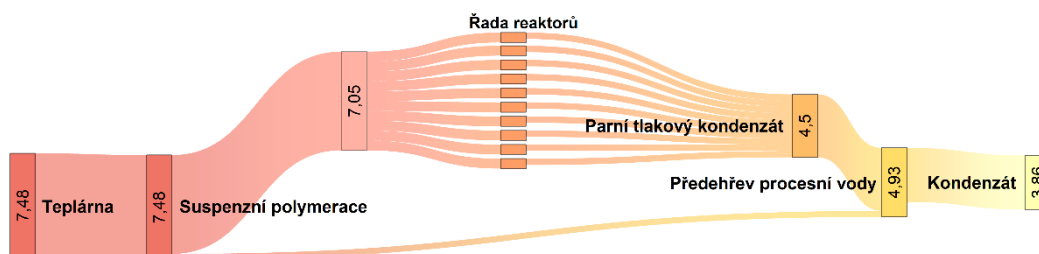
ŘEŠENÍ

Po podrobném seznámení se s provozem výroby EPS a se spotřebou topné páry úzce související s produkcí expanzní páry jsme vypracovali sérii možných řešení, která byla průběžně konzultována s konzultantem ze společnosti Synthos Kralupy, a.s. V tomto shrnutí uvádíme dvě ekonomicky nejvýhodnější řešení a to, opětovné stlačení páry pomocí kompresoru a využití tepla ještě neodtlakovaného kondenzátu.

Při výpočtu kompresoru byla uvažována adiabatická komprese, při které se nemění entropie páry. Pára byla stlačována na tlak 6,5 bar, při tomto tlaku měla teplotu 306 °C a její entalpie vzrostla o 400 kJ/kg. Při největším průtoku páry to odpovídá navýšení tepelného toku z 360 kW na 425 kW a při uvažování účinnosti čerpadla 90 % bude potřeba 73 kW elektrické energie. Při kompresi páry místo jejího vypuštění do ovzduší a znalosti ceny elektrické energie a páry získáme přibližně 2,5násobné zhodnocení vložené elektrické energie ve formě páry.

Druhou variantou je podchlazení tlakového kondenzátu pod 95 °C, čímž by bylo vzniku expanzní páry zamezeno. Jako vhodnou technologii pro využití tepla odebíraného při podchlazení byla zvolena nádrž procesní vody v současnosti

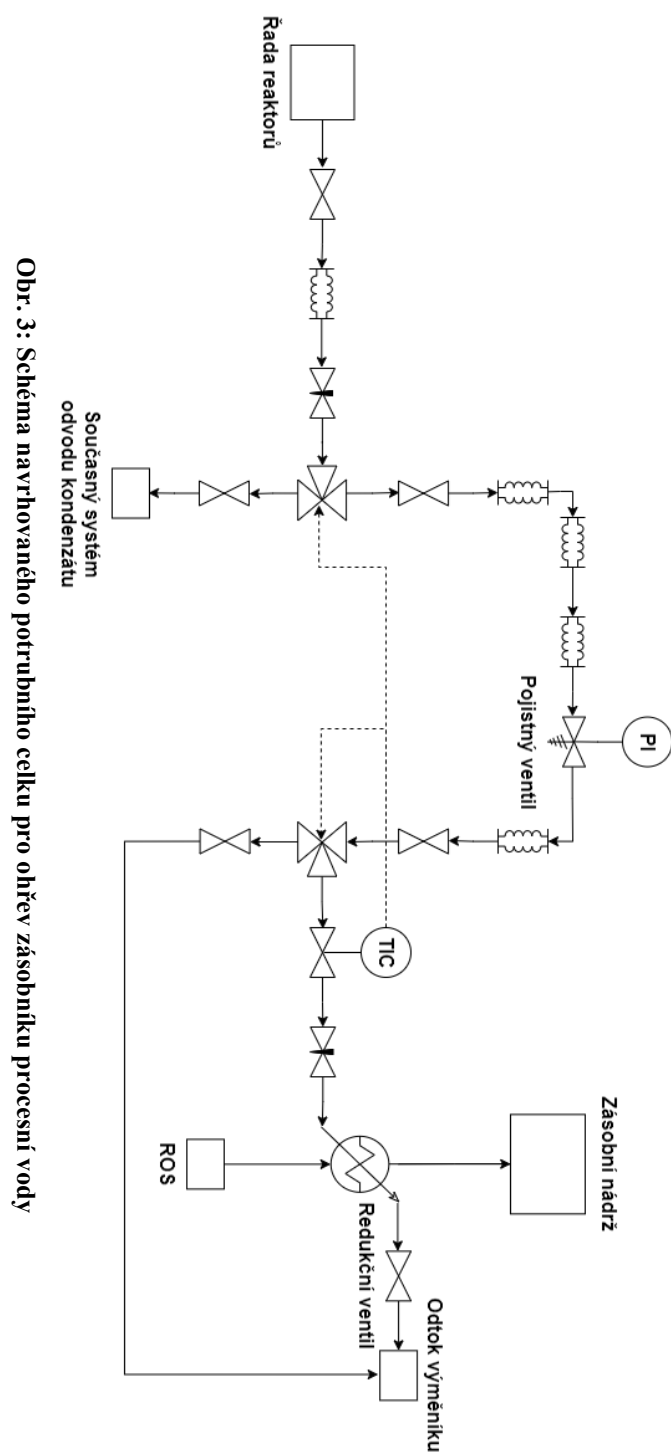
otápěna topnou parou na 70 °C a zásobována přečištěnou vodou o teplotě 20–25 °C. Pro realizaci tohoto řešení bylo navrženo potrubí k transportu tlakového kondenzátu a tepelný výměník, který by byl představen před samotnou nádrží. Výstupem tohoto řešení je návrh potrubí o délce 120 m (Délka trasy po potrubních mostech), o vnitřním průměru 80 mm. Jako výměník vhodný pro ohřev procesní vody byl zvolen protiproudý deskový výměník, který nejlépe odpovídal našim výpočtům, od výrobce SWEP s 45 deskami a maximálním výkonem 440 kW. Na **Obrázku 2** lze vidět entalpické toky pro cyklus výroby EPS při paralelním provozu 10 reaktorů při využití námi navrhovaného řešení.



Obr. 2: Sankeyův diagram entalpických toků, normováno na entalpii vztaženou k 20 °C jednoho teoretického cyklu výroby EPS

Při návrhu zařízení jsme se kromě průměru a tloušťky izolační vrstvy zabývali i ostatními problémy, které by ohrožovaly bezpečný provoz nebo funkci celého řešení. Prvním problémem je teplotní délková roztažnost potrubí, kdy by nám mohlo hrozit roztažení až o 33 cm. Toto jsme se rozhodli řešit instalací vlnovcových kompenzátorů. Další problém, který hrozí, je zamrznutí potrubí. Z tohoto důvodu byl navržen systém, který při poklesu teploty na výstupu pod 20 °C zajistí vypuštění potrubí a odvod kondenzátu stávajícím systémem do sběrné nádrže.

Při takto zvoleném teplotním limitu bude potrubí vypouštěno pouze při velmi nízkých teplotách okolního vzduchu a téměř nulovém průtoku kondenzátu. Dále bude nutné na konec potrubí instalovat redukční ventil, aby celý systém nebyl otevřený do atmosféry a tlak kondenzátu se prudce nesnížil ihned při výstupu z kondenzačního hrnce. Poslední problém, který může hrozit, je vyvaření části kondenzátu a následné riziko kavitace. To jsme se rozhodli řešit pojistným podtlakovým ventilem umístěným ve vyvýšené části potrubí.



Obr. 3: Schéma navrhovaného potrubního celku pro ohřev zásobníku procesní vody

Odhadované náklady na realizaci jsme vyčíslili na 402 000 Kč, přičemž uvažujeme 25% rezervu, očekávané náklady jsou tedy 503 000 Kč. Při znalosti ceny topné páry, ceny kondenzátu a spotřeby topné páry jsou ušetřené náklady 1 090 000 Kč ročně. Prostá návratnost námi navrhovaného řešení je tedy 5,5 měsíce.

ZÁVĚR

Cílem projektu bylo provést rešerši a propočty nalezených možných řešení, které by vedly k omezení plýtvání z důvodu vypouštění expanzní páry. Uvažovaná řešení lze v zásadě rozdělit na dvě kategorie – řešení zabývající se zvýšením tlaku páry pro potřeby její dopravy k technologiím, ve kterých by mohla být využita a řešení, která páru zpracují nebo využijí přímo neodtlakovaný kondenzát. Diskutovanými řešeními pro zvýšení tlaku páry bylo stlačení lamelovým kompresorem nebo parním ejektorem a využití systému odvodu kondenzátu s postupným odtlakováním. Pro využití tepla z expanzní páry byla nalezena řešení ohřevu vzduchu v mžikových sušárnách, ohřevu vody, sloužící k vytápění, sprchováním expanzní páry, a ohřevu zásobníku procesní vody, což se nám jeví jako nejlepší řešení díky úplnému odstranění problémů spojených s expanzní parou. Navíc tímto řešením spotřebováváme veškeré odpadní teplo bez jakéhokoli dodání další energie. Poslední zmíněné řešení je proto ve zprávě detailněji rozpracováno včetně návrhu celého řešení, výpočtů nákladů na realizaci a úspor, které by přineslo.

Příspěvek V

OPTIMALIZACE ODPAŘOVACÍHO SYSTÉMU NA VÝROBNĚ LV V LOVOCHEMIE, A.S.

Řešitelé: Bc. Jiří Perner
Bc. Vojtěch Koutník
Bc. Tomáš Pícek
Bc. Jan Praus
Bc. Anna Rejzková
Bc. Tomáš Hortlík (1.r. msp, Projektové řízení inovací)

Konzultanti: Ing. Jan Haidl, 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

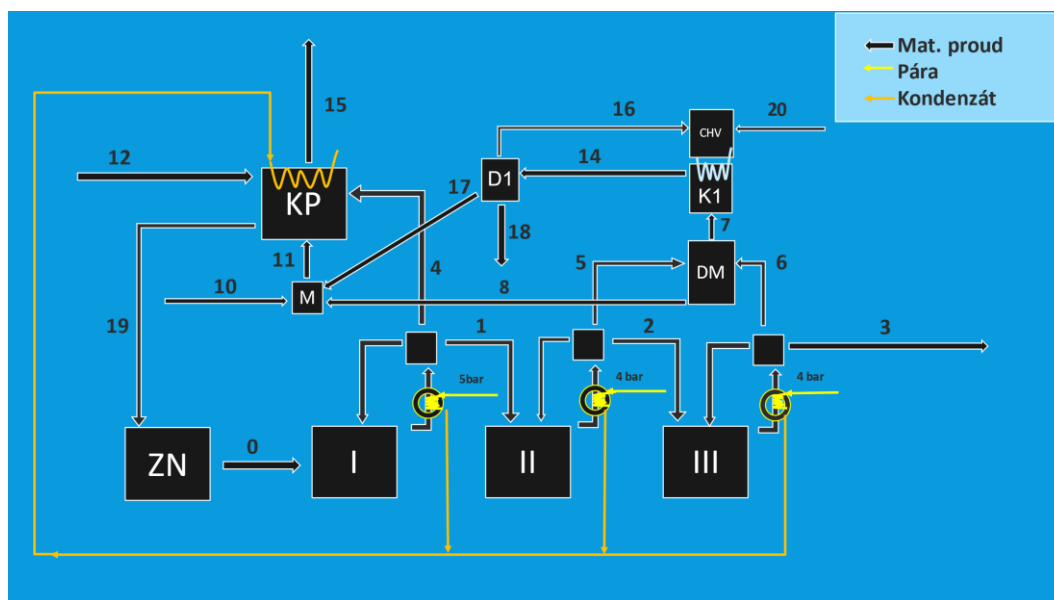


ÚVOD

Společnost Lovochemie, a.s. je největším výrobcem v oblasti hnojiv v České republice. Významným produktem je ledek vápenatý. Jeho výroba byla v roce 2015 revampována kromě odpařovacího systému, který dnes naráží na svůj limit. Lovochemie, a.s. je již několikátým rokem zadavatelem Procesních projektů. Předminulý ročník se soustředil na zjištění nutnosti 3. odpařovacího stupně pro účely zvýšení výroby LV na 170 kt/rok. Naši kolegové zjistili, že 3. stupeň bude nutný. Náš projekt se zabývá novou technologií odparek právě se třemi odpařovacími stupni. Našimi úkoly bylo provést hmotnostní a entalpickou bilanci, dimenzaci odparek a ekonomickou analýzu nové technologie s důrazem na minimalizaci odpadních vod.

ŘEŠENÍ

Na **Obr. 1** je proudové schéma našeho řešení. Blok **ZN** je zásobní nádrž roztoku ledku vápenatého, blok **I** představuje atmosférickou odparku, bloky **II** a **III** představují vakuové odparky. Blok **DM** znázorňuje demister vakuových odparek, blok **K1** představuje nepřímý kondenzátor brýdových par. **CHV** jsou chladicí věže. Blok **D1** je dělič, ze kterého je brýdový kondenzát k doplnění chladicích věží nebo



Obr. 1: Proudové schéma našeho řešení

do koncové pračky. Blok **M** je prostý míšič, který je propojen ke koncové pračce reprezentovanou blokem **KP**. Bloky **I**, **II**, **III** a **DM** jsou v návrhu 2×, jelikož výroba je paralelní.

KONCOVÁ PRAČKA

Vstupy do koncové pračky jsou suchý vzduch, brýdové páry z 1. stupně a kapalná voda. Smícháním brýdových par se suchým vzduchem v pračce vznikne vzduch, který není nasycený vodní parou a v koncové pračce je tedy možné ještě odpařit nějaké množství kapalné vody. Pro výpočet odpařeného množství kapalné vody je na výstupu uvažován vzduch s relativní vlhkostí 90 %, aby v komíně nedocházelo ke kondenzaci.

V souladu se zadáním zdůrazňujícím minimalizaci odpadních vod jsme navrhli změnu ve vytápění koncové pračky. Pokud místo topení expanzní parou budeme topit přímo topným kondenzátem z odparek, citelně zvýšíme rezervu pro odpar, která dovolí celoroční bezodpadový provoz.

CHLADICÍ VĚŽE

Dnešní přímé kondenzátory brýdových par využívající vodu z Labe budou podle původního návrhu nahrazeny za nepřímé kondenzátory chlazené v uzavřeném okruhu chladicími věžemi. Uvažovaný typ věží, tedy s mokřým chlazením, chladí vodu přímým stykem se vzduchem.

Při výpočtech předpokládáme průměrné vlastnosti (teplota, teplota vlhkého teploměru, relativní vlhkost) vzduchu v Lovosicích v létě a zimě a předpokládáme ohřátí vystupujícího vzduchu na teplotu *teplota vody v hlavě věže* – 2 °C a jeho dosycení na relativní vlhkost 70 %. Ochlazení vody v patě věže předpokládáme na teplotu *teplota vlhkého teploměru* + 4 °C.

Naším hlavním zjištěním ohledně chladících věží bylo, že i jen velmi mírným zvýšením teploty vody v hlavě věže o 2 až 4 °C nad původní návrh 32 °C by bylo možné až o třetinu snížit množství cirkulující vody i vzduchu ve věžích, a tím i provozní náklady.

DEMISTER ODPAREK

Za 2. a 3. odparkou je zařazen skrápěný demister se strukturovanou výplní za účelem pročištění brýdových par od kapek roztoku dusičnanů.

Obáváme se, že podle původního návrhu by demister nefungoval optimálně. Výplň kolony by byla velmi suchá a rychlost brýdových par dostatečná, aby dokázala z výplně kapičky strhnout s sebou. Pro účinnější odstranění unášených kapek roztoku dusičnanů z odparek jsme navrhli skrápěný demister s dvojitým ložem. Rozdělením do dvou loží a zařazením recyklu bylo dosaženo zvýšení smočené plochy výplně. Očekáváme tak zlepšení zachytu kapek dusičnanu.

EKONOMICKÉ VYHODNOCENÍ

Cílem investice do nové technologie je zvýšení kapacity z 90 na 170 kt ledku vápenatého ročně, výrazná redukce odběru vody z Labe a bezodpadové hospodářství.

Body vyhodnocení

I) porovnání **přímých nákladů** současné a navrhované technologie

- Snížení přímých nákladů **na 1 kt** o 101 319 Kč, resp. o 34 %.
- Snížení přímých nákladů **na 170 kt** o 17 224 158 Kč
- Snížení přímých nákladů **na vodu** o 99,3 %

II) maximální hodnota investice – se zohledněním rizika na základě diskontních měr celého podniku (4,45 %) nebo vlastního kapitálu (7,45 %). *Za předpokladu, že se nijak nezmění ostatní parametry (kromě provozních nákladů) je maximální hodnota investice se zohledněním rizika:*

- Financování **vlastním kapitálem**: 231 336 638 Kč
- Financování **celkovým kapitálovým mixem**: 387 012 114 Kč

III) zohlednění zdražování vody v dlouhodobém horizontu – porovnání **nákladů na vodu**, pokud by bylo jejich roční zvýšení 3 %, 6 % nebo 9 %. *V závislosti*

na zvyšování ceny vody při zachování ceny parametrů bude úspora nákladů při době životnosti investice 20 let a předpokládané roční produkci 170 kt:

- Zvyšování ceny vody o **3 %** ročně: úspora 517 708 444 Kč
- Zvyšování ceny vody o **6 %** ročně: úspora 723 441 489 Kč
- Zvyšování ceny vody o **9 %** ročně: úspora 1 024 793 518 Kč

ZÁVĚR

Náš návrh vytápění koncové pračky podchlazením kondenzátu namísto kondenzace topné páry citelně zvýší rezervu pro odpar vody a tím dovolí celoročně dosáhnout bezodpadového provozu.

Zvýšení teploty vody v hlavě chladicí věže o 2 - 4 °C nad navrhovaných 32 °C sníží ve věžích tok vzduchu i vody přibližně o třetinu.

Pro účinnější odstranění unášených kapek roztoku dusičnanů z odparek byl navrhnut skrápěný demister s dvojitým ložem. Rozdělením do dvou loží a zařazením recyklu bylo dosaženo zvýšení smočené plochy výplně. Očekáváme tak zlepšení zachytu kapek.

Na základě ekonomické analýzy je dle dostupných informací k 4. 1. 2021 možné doporučit realizaci investice, především v dlouhém časovém období.

Řešitelé: Bc. Lenka Závíšová
Bc. Slavomír Kilár
Bc. Aneta Mauri
Bc. Tereza Procházková
Bc. Eliška Večerníková

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

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

INTRODUCTION

Urea is the most common fertilizer in the world used in the prilled or granulated form. The synthesis is based on the reaction of ammonia and carbon dioxide. First, ammonium carbamate is formed, which decomposes to form urea. An undesirable synthesis of two urea molecules forming biuret is present through the whole process. As biuret is toxic to plants, its presence in fertilizer must be kept low. About 60% urea solution obtained in the synthesis section is then concentrated in a rectification column by separation of unreacted raw materials and in evaporators by evaporation of water into cca 99% urea melt. Much of the urea is prilled or granulated and sold in that form.

The aim of the project is to design the pipeline for the transport of the urea melt at specified capacity from the second stage of evaporator section to the granulator while keeping the biuret mass concentration under 1%. Simultaneously, the liquid phase of the melt must be maintained by controlling the temperature. It is highly important to ensure the constant temperature as the urea solidifies at 133 °C, but with higher temperature the rate of undesirable biuret formation is accelerated. The other aims of the project were to propose the filter preventing the damage of nozzles in the granulation unit and to ensure the constant pressure at the end of the pipeline (at the inlet to the granulation unit) required for correct granulation under any conditions, mainly capacity. The completed design of pipeline includes the specifications of all equipment and instrumentation.

KINETICS OF BIURET FORMATION

The first step of problem solving was to study the kinetics of undesirable biuret formation (**Fig. 1**), where the rate of chemical reaction was obtained from two different articles - **Shen (1959) [1]** and **Kaasenbrood (1963) [2]**. From both articles, it can be concluded that the rate of biuret formation depends on the initial composition of the melt, temperature and on the residence time of the melt in the pipeline.

Based on character of flow, the pipeline was modelled as plug flow reactor with a

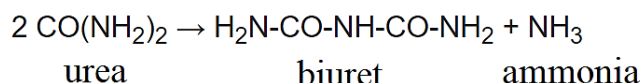


Fig. 1: Formation of biuret

constant flow rate, where the dimensions of the transportation pipeline define the residence time. Depending on the applied kinetic model, the concentration of different components was obtained at the end of pipeline. The results of the parametric study of biuret formation in the pipeline for various pipe diameters can be found in the **Table 1**, where the mass fractions higher than 1% are highlighted in red. According to obtained results for full capacity (100 %) and for start up capacity (60 %) and to ensure the smallest power consumption by a pump, the 3-inch pipe was selected for the transportation line.

Tab. 1: Mass fractions of biuret at the end of pipeline

			100% production		60% production		0.05% more of initial biuret		0.05% less of initial biuret	
			W _{biuret(L)} [%]		W _{biuret(L)} [%]		W _{biuret(L)} [%]		W _{biuret(L)} [%]	
pipe [inch]	d _{out} [mm]	δ [mm]	Shen	Kaasenbrood	Shen	Kaasenbrood	Shen	Kaasenbrood	Shen	Kaasenbrood
3	88.9	5.4864	0.805	0.858	0.841	0.924	0.855	0.903	0.755	0.814
3.5	101.6	5.7404	0.823	0.892	0.872	0.977	0.873	0.936	0.773	0.849
4	114.3	6.0198	0.844	0.930	0.907	1.035	0.894	0.972	0.794	0.888
5	141.3002	6.5532	0.898	1.021	0.996	1.171	0.948	1.059	0.848	0.982
6	168.275	7.112	0.963	1.123	1.105	1.320	1.013	1.158	0.914	1.088
8	219.075	8.1788	1.119	1.337	1.362	1.620	1.168	1.367	1.069	1.308

PREVENTION OF CRYSTALLISATION

After selection of the proper pipe dimension, the project continued by solving the requirement of constant temperature of the transported urea. The pipe must be insulated along its entire length and the steam jacketing was chosen to prevent crystallisation. The steam is also used to heat up the pipeline to operating temperature before the process start up to prevent the temperature shock resulting in melt crystallisation.

For the calculation of insulation thickness, the heat flow intensity along the pipeline was calculated based on the difference between the temperature of transported urea (140°C) melt and minimal ambient air temperature (-21°C). The heat conduction in the insulation material and natural heat convection from the insulation were the rate

limiting steps assumed to calculate the heat transfer coefficient (the effect of the wind was omitted). For insulation, it was suggested to use a glass wool because of its good insulating properties and low price. The determined insulation thickness 5 cm was selected for maximal permitted heat loss 100 W/m.

The steam consumption for steam jacketing was calculated using enthalpy balance based on calculated heat loss through the insulation and evaporation enthalpy of steam. The obtained steam consumption for known insulation thickness is 28.8 kg/h.

The similar approach of enthalpy balance and defined heating rate 1°C per minute was used to calculate the steam required to heat-up the pipeline from minimal ambient air temperature (-21°C) to the operating temperature (140°C). The necessary steam flow is 39.3 kg/h for 161 minutes, however in operational practice, the pipeline will be prepared together with urea plant to minimize heating time and thus the heating costs.

PUMP AND FILTER DESIGN

To ensure the proper operation of granulation unit, a filter must be located upstream of the granulation unit and a constant pressure at the end of the pipeline has to be secured. As the pressure at the end of the pipeline depends on the urea melt flow rate, a control valve governed by the pressure at the end of pipeline was designed. The calculation of filter and control valve pressure loss in dependency on the melt flow rate is necessary for the proper design of the pump. A basket filter from Colton Industries with a sieve fineness of 1 mm and a centrifugal pump with integrated heating directly designed for pumping the urea melt were selected. The filter pressure loss was calculated using the procedure recommended by the Colton Industries company [3].

The pressure loss of control valve was obtained combining the pump performance curve with the net head curve obtained from Bernoulli's equation for various control valve opening. The final values were obtained from the intersections of both curves. The calculated pressure losses for filter and control valve depending on

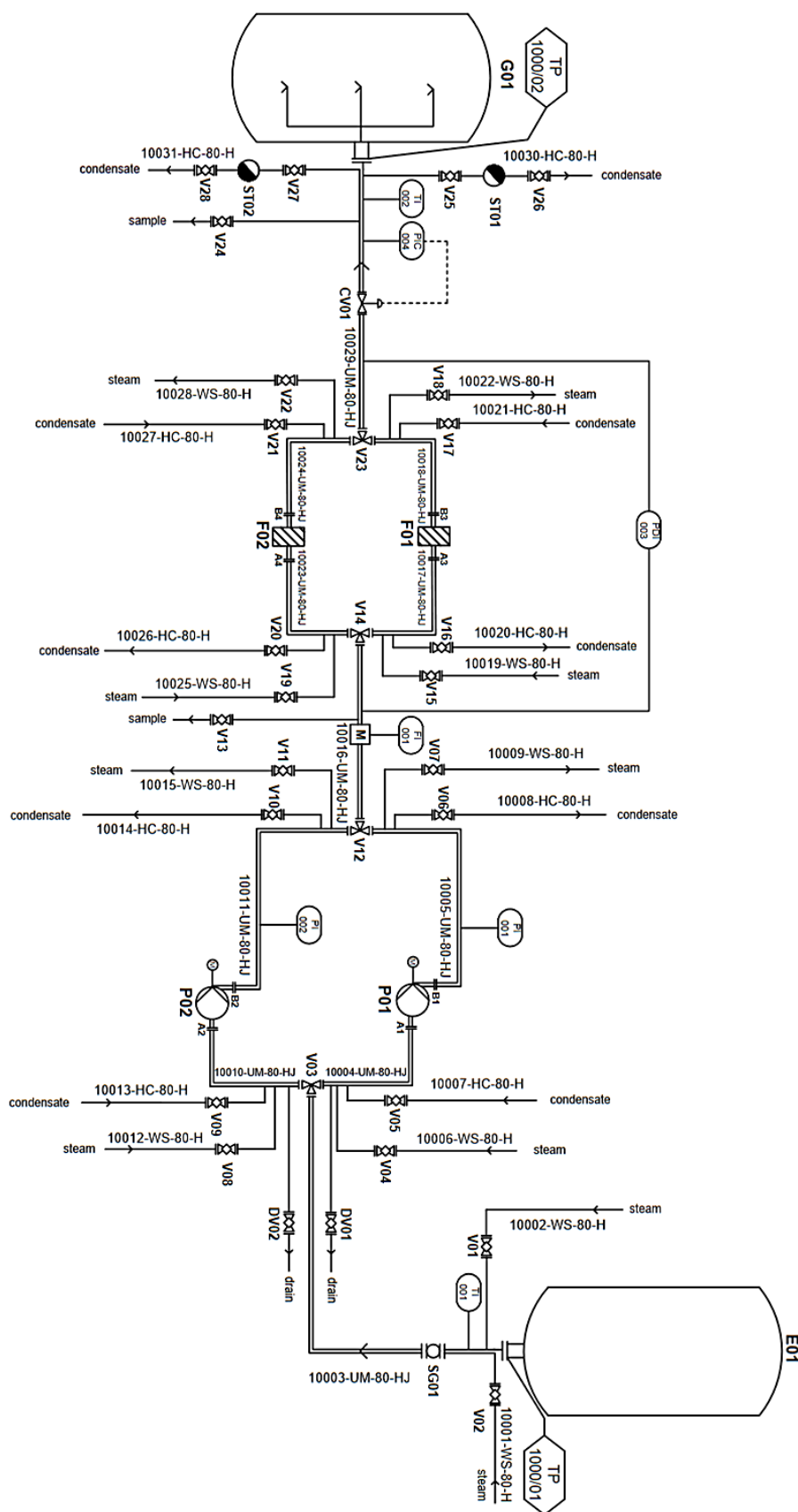


Fig. 2: Piping and instrumentation diagram

volumetric flow rate related to various capacity are given in **Table 2**.

Tab. 2: Dependence of pressure drop on volumetric flow rate

production [%]	volumetric flow rate [m ³ /h]	filter pressure loss [kPa]	control valve pressure loss [kPa]
60	29.86	4.17	831.1
70	34.84	5.53	703.9
80	39.82	7.07	591.0
90	44.8	8.78	394.8
100	49.77	10.64	230.9

PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM

As the process is continual, the pipeline is divided into two parallel lines with pumps and filters in the case of failure or maintenance of the equipment. To preheat or clean each line, the inlets and outlets of steam and condensate are proposed. Steam jacketing and steam inlet at the start and steam traps at the end of pipeline are incorporated due to previously mentioned reasons. Pressure gauges, thermometers and flow meter are monitoring correct operation of equipment and conditions along the pipeline, see **Fig 2**.

REFERENCES

- [1] Shen, R. C., Fertilizer Contaminants, Rate of Biuret Formation from Urea. *Journal of Agricultural and Food Chemistry* **1959**, 7 (11), 762-763.
- [2] Kaasenbrood, P.; van den Berg, P.; Revallier, L., Fertilizer Contaminants, Biuret Formation in the Manufacture of Urea. *Journal of Agricultural and Food Chemistry* **1963**, 11 (1), 39-43.
- [3] Colton Industries http://products.coltonind.com/Asset/108_STR990-1_Pressure-Drop-Data-Y.pdf?fbclid=IwAR22BGQ5CtbbSm4YCtTACmea1DkxKHFkzCMxPDUuaWwY7WtgWvFMerJPgQ (accessed 6 January 2022).

SBORNÍK MIKROKONFERENCE
XVII. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ 2022

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

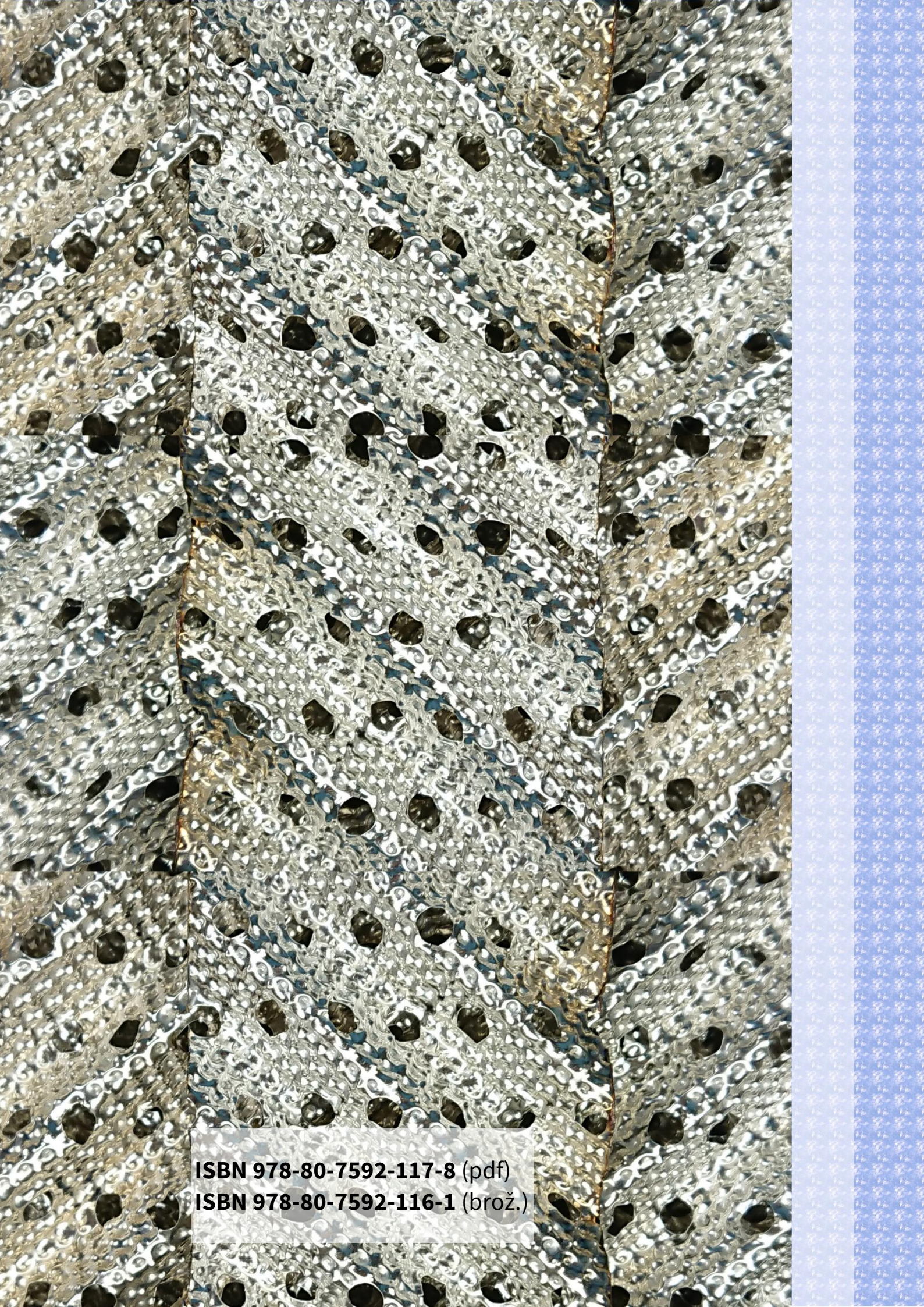
Editor: Čmelíková T., Rejl F.

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

Rok vydání: 2022

Počet stran: 41

Jedná se o elektronickou verzi publikace ve formátu pdf.



ISBN 978-80-7592-117-8 (pdf)
ISBN 978-80-7592-116-1 (brož.)