



Fakulta chemicko-inženýrská

Ústav chemického inženýrství



VŠCHT PRAHA

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

DATUM: 20. 1. 2021

**XVI. OBHAJOBY
PROCESNÍCH PROJEKTŮ**

ETAPA PROJEKTU

MĚŘITKO

FORMÁT

KOPIE

PROFESE

Praha 2021

REV

B5

70

I

0



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**

**SBORNÍK MIKROKONFERENCE
XVI. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ**



**ÚSTAV
CHEMICKÉHO INŽENÝRSTVÍ**

EDITOŘI: T. Čmelíková, F. Rejl

Praha 2021

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

Bryan Research & Engineering, s.r.o.

Casale Project, a.s.

Lovochemie, a.s.

Mondi Štětí, a.s.

Plzeňský Prazdroj, a.s.

Spolana, s.r.o.

Unipetrol RPA, s.r.o.

EDITORI

Ing. Tereza Čmelíková

doc. Ing. František Rejl, Ph.D.

Za obsah příspěvků odpovídají jejich autoři.

Copyright © Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2021

ISBN 978-80-7592-085-0 (pdf)

ISBN 978-80-7592-084-3 (brož.)

PODĚKOVÁNÍ

Za spolupráci, konzultace a umožnění praktické výuky chemického inženýrství děkujeme zástupcům zadavatelů procesních projektů panu Ing. Milanu Bittnerovi, Ph.D. (Plzeňský prazdroj, a.s.), Ing. Martinu Hubičkovi, Ph.D. (Lovochemie, a.s.), Ing. Liboru Labíkovi, Ph.D. (Mondi Štětí, a.s.), Ing. Vojtěchu Lamblovi (Spolana, s.r.o.), Ing. Václavu Miklasovi (Bryan Research & Engineering, s.r.o.), Ing. Milanu Němečkovi (Spolana, s.r.o.), Ing. Oldřichu Peškovi, Ph.D. (Casale Project, a.s.), Ing. Petru Ulbrichtovi (Lovochemie, a.s.), Ing. Jiřímu Váňovi (Casale Project, a.s.), paní Ing. Ekaterině Volova (Unipetrol RPA, s.r.o.) a jejím zástupcům Ing. Zdeňku Mühlhauserovi a Ing. Danielu Hendrichovi (Unipetrol RPA, s.r.o.).

ÚVODNÍ SLOVO

V roce 2016 byl od MŠMT ČR získán grant na projekt OP VVV nazvaný „Zkvalitnění vzdělávání-priorita VŠCHT Praha“, v rámci kterého se řešilo posílení projektového přístupu při výuce. Tento projekt pak dále pokračoval v rámci aktivity CHEMPRAX. Projektovým přístupem se přitom rozuměl nejen způsob řešení odborných problémů, ale obecně uplatnění metod moderního projektového managementu, např. tvorba a komunikace v týmu, komunikace se zainteresovanými osobami, tvorba a plnění harmonogramu projektu, souvislost s legislativou, společenská odpovědnost, vnímání rizik, hodnocení ekonomické efektivity atd. Byly vypracovány studentské opory pro implementaci projektového přístupu v technologicky zaměřených předmětech a aktivita byla podpořena spoluprací s Ústavem ekonomiky a managementu a softwarovými licencemi poskytnutými Výpočetním centrem VŠCHT Praha.

Předmět „Procesní projekt“ na Ústavu chemického inženýrství představoval jeden z pilotních předmětů, ve kterém se uplatnění projektového přístupu při výuce ověřovalo. Tento moderně koncipovaný, ale současně svými již 16. obhajobami i tradiční předmět, je výjimečný tím, že studentské týmy konzultují a řeší reálné problémy zadané špičkovými experty z inženýrských organizací a výrobních podniků a před těmito experty svoje řešení obhajují. Implementace obecných metod projektového managementu umožnila rozvíjet formát tohoto předmětu a významně tak přiblížit postup řešení odborných problémů studenty metodám a postupům využívaným v podnikatelsky úspěšných organizacích. Studenti mohou získat kompetenci, jejíž kombinace s tradičně vysokými odbornými znalostmi ze studia chemického inženýrství na VŠCHT Praha z nich učiní favority na trhu práce.

Současný svět řeší nejsložitější výzvy za dobu svojí historie. Zvládnutí pandemie COVID-19 je jen jeden z aktuálních příkladů. Zajistit udržitelný rozvoj a s tímto cílem transformovat chemické vědecké objevy do průmyslového měřítko představuje klíčovou zodpovědnost chemického inženýra. Týmová řešení vypracovaná v předmětu „Procesní projekt“ a obsažená v tomto sborníku naznačují, že budoucí chemičtí inženýři z VŠCHT Praha jsou připraveni se této zodpovědnosti úspěšně ujmout.

Ing. Bc. Hugo Kittel, CSc., MBA

Garant aktivity „Projektový přístup k výuce“ a navazující subaktivity CHEMPRAX

OBSAH

UNIPETROL RPA - Optimalizace funkce jednotky dělení plynů 2515 v rafinérii Kralupy nad Vltavou <i>J. Kropáček, A. Palkovič, P. Šobr, A. Šperlich, A. Vondra</i>	6
SPOLANA - Zvýšení účinnosti pater kolony C201 <i>F. Hládek, M. Jůza, M. Kubiková, T. Ludvíková, P. Zelenka</i>	12
PLZEŇSKÝ PRAZDROJ - Optimalizace procesu hvozdní <i>H. Bakešová, P. Krýsa, G. Soukupová, J. Šugar, B. Tučková</i>	18
MONDI ŠTĚTÍ - Optimalizace bělicích reaktorů <i>T. Lapka, M. Mikešová, J. Vaculík, O. Vítovec</i>	24
LOVOCHEMIE - Návrh absorpčního chlazení na výrobně LV v Lovochemii, a.s. <i>K. Idžakovičová, K. Kováčová, K. Ořtnerová, A. Tylich, M. Žalud</i>	30
CASALE PROJECT - Ammonium nitrate plant <i>J. Píchal, M. Puffer, M. Reisnerová, V. Šmíd</i>	36
BR&E - Ammonia synthesis conceptual design <i>T. David, S. Frei, K. Kornijenko, M. Krov, D. Martynek</i>	42

Příspěvek I

OPTIMALIZACE FUNKCE JEDNOTKY DĚLENÍ PLYNŮ 2515 V RAFINÉRII KRALUPY NAD VLTAVOU

Řešitelé: Bc. Jindřich Kropáček
Bc. Aleš Palkovič
Bc. Patrik Šobr
Bc. Antonín Šperlich
Bc. Adam Vondra

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Ekaterina Volova (Unipetrol RPA, s.r.o.)
Ing. Zdeněk Mühlhauser (Unipetrol RPA, s.r.o.)
Ing. Daniel Hendrich (Unipetrol RPA, s.r.o.)

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



ÚVOD

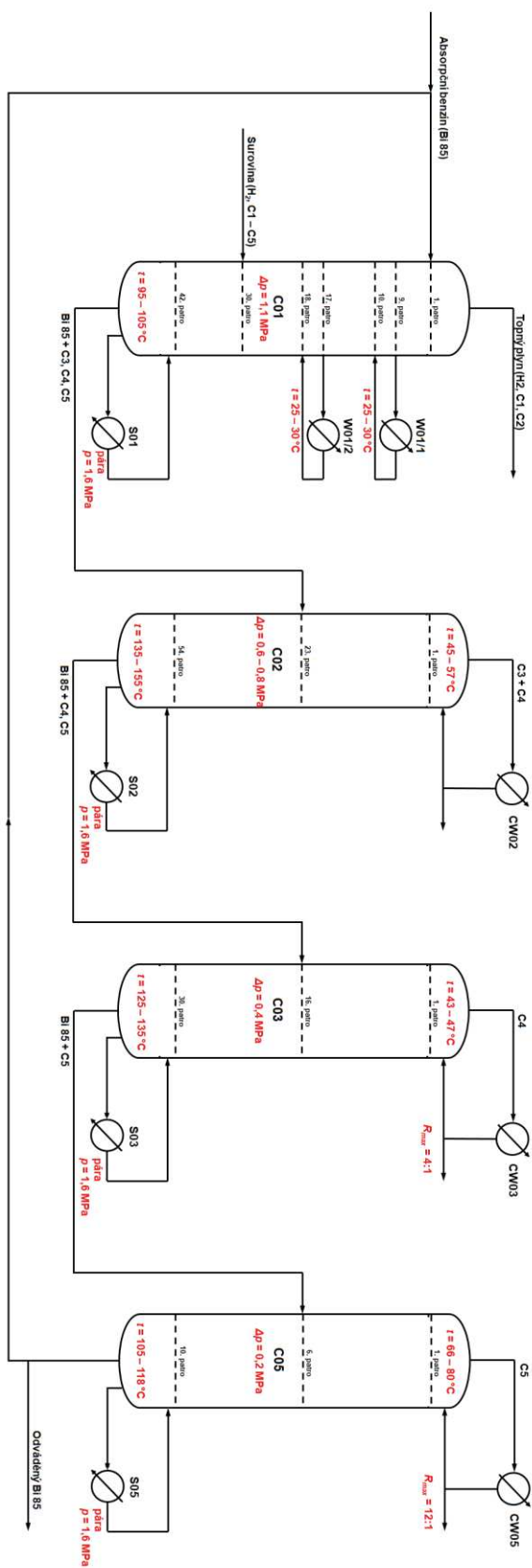
Firma UNIPETROL RPA s.r.o. je společnost sdružující výrobní závody zabývající se zpracováním ropy a výrobou pohonných hmot, petrochemických produktů a plastů. Jedním z podniků ve vlastnictví UNIPETROL RPA s.r.o. je rafinerie v Kralupech nad Vltavou, kde bylo v roce 1975 zahájeno zpracování ropy, což tento podnik činí strategicky významným provozem s celorepublikovým dosahem.

Při zpracování ropy vzniká na různých místech rafinerie směs plyných uhlovodíků a vodíku, tzv. rafinérské plyny. Zpravidla bývá ekonomicky výhodná jejich separace na jednotlivé frakce, které mají lepší využití, případně jdou zpracovat na jiné suroviny. Pro dělení se využívají sériově řazené kolony, které využívají jako absorpční činidlo benzín. První kolona zpravidla odděluje topný plyn, tedy směs vodíku, methanu a ethanu. Druhá kolona odděluje LPG, tedy směs propan-butan využitelnou jako palivo. Třetí kolona odděluje zbytek butanu, který se dále může dělit na iso-butan a n-butan, což jsou látky využitelné pro další chemické zpracování, typicky pro výrobu kaučuků a plastů. Poslední kolona odděluje ze směsi některé těžší uhlovodíky, které se za normálních podmínek vyskytují už jako kapaliny a které mohou přecházet do hlavového produktu i z absorpčního benzínu. Tato směs uhlovodíků se využívá jako vysokooktanová složka při mísení autobenzínů.

Na **obrázku 1** vidíme celkové schéma procesu, kterého se projekt týkal. Surovinou je směs čtyř proudů, dva přicházejí z odsíření a dva z reformingu. Absorpční benzín je částečně recyklován a částečně odváděn do skladu. Součástí kolon jsou také vařáky, kondenzátory a chlazené obtoky v koloně C01. Cílem našeho projektu byla ekonomická optimalizace, tedy snížení spotřeby topné páry v jednotlivých vařácích kolon.

ŘEŠENÍ

Abychom mohli provést optimalizaci procesu, bylo nutné nejprve nasimulovat současný stav. K tomu jsme využili program Aspen Hysys. V tomto programu bylo



Obr. 1: Schéma procesu dělení rafinérských plynů.

v první fázi nutné zpracovat model čtyř kolon, které vykazují hodnoty blízké skutečným (=měřeným) hodnotám.

Nejprve jsme se proto zabývali celkovou hmotnostní bilancí procesu. Zdrojem dat byly měřené průtoky. Zjistili jsme, že bilance neodpovídá, jelikož se lišila i o několik tun. Prvním krokem řešení tedy bylo tzv. vyrovnaní bilance, které jsme provedli vynásobením jednotlivých průtoků opravnými koeficienty, které pochází z optimalizační funkce. Opravené průtoky jsou uvedeny v následující tabulce.

Tab. 1: Vyrovnaní hmotnostní bilance kolon C01, C02 a C03.

Kolona C01				
Vstup		Výstup		Rozdíl bilance (vstup - výstup) [t/h]
Abs. benzín [t/h]	Surovina [t/h]	Hlava kolony [t/h]	Pata kolony [t/h]	
13,966	15,803	1,214	28,555	0,000

Kolona C02			
Vstup	Výstup		Rozdíl bilance (vstup - výstup) [t/h]
Nástřík [t/h]	Hlava kolony [t/h]	Pata kolony [t/h]	
28,555	3,558	24,999	-0,002

Kolona C03			
Vstup	Výstup		Rozdíl bilance (vstup - výstup) [t/h]
Nástřík [t/h]	Hlava kolony [t/h]	Pata kolony [t/h]	
24,999	10,223	14,773	0,003

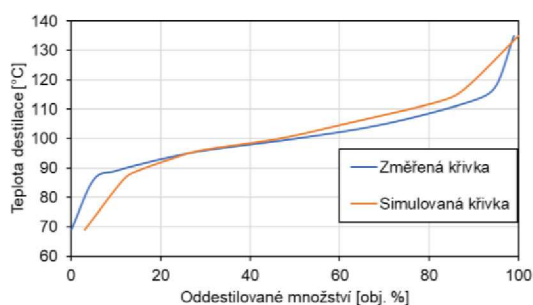
V **tabulce 1** vidíme opravené průtoky hlav a pat prvních třech kolon. Je vidět, že bilance nyní vychází mnohem lépe. Tyto hodnoty jsme využili jako první odhad v simulaci.

V případě absorpčního benzínu byly známy pouze destilační křivky ASTM D86, ale nikoliv přesné složení. Vzhledem k tomu, že v simulaci nebyly použity pseudosložky, bylo nutné odhadnout i složení benzínu. To probíhalo v programu Aspen Plus, ve kterém jsme odhadli složení benzínu a poté nechali vygenerovat destilační křivku, kterou jsme porovnali s měřenou. Výsledek je vidět

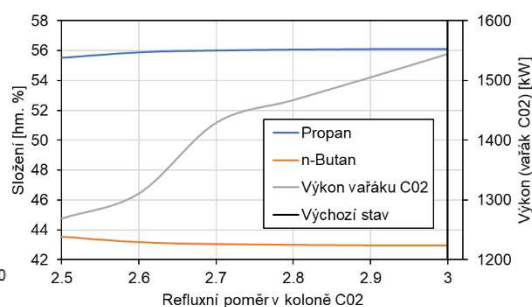
v následujícím grafu (**Obr. 2**). Konkrétně jde o čerstvý benzín, který doplňuje jednak benzín odváděný, ale i podíl, který odchází hlavami kolon.

Po zadání těchto dat do programu Aspen Hysys jsme byli schopni nasimulovat současný stav, který jsme uvažovali jako výchozí, se kterým jsme následně porovnávali navrhované změny. Změny jsme prováděli v rámci požadovaného složení v hlavách kolony C02 a C03, o ostatních kolonách nebyly dostupné přesnější požadavky na složení hlavových produktů. Vzhledem k tomu, že nám firma nedodala žádné ekonomické údaje, nebylo možné použít ekonomické optimalizační funkce a celá úloha se transformovala do snížení spotřeby topné páry. Topná pára tak vystupovala jako jediný provozní náklad, jelikož náklady na chladicí vodu a ostatní ekonomické údaje, např. ceny produktů nám nebyly známy.

Pro snížení spotřeby topné páry proto byly vybrány některé parametry provozu, které lze měnit. Jednalo se o poměr toku absorpčního benzínu a suroviny, refluxní poměry, počet pater v kolonách, provozní tlaky a výkony chladicích obtoků v koloně C01.



Obr. 2: Porovnání destilačních křivek čerstvého benzínu.



Obr. 3: Závislost složení LPG a výkonu vařáku na refluxním poměru v koloně C02.

VÝSLEDKY

V parametrické studii se ukázalo, že poměr toku absorpčního benzínu a suroviny přináší sporný výsledek. Snížení poměru sice lze ušetřit přibližně 100 kW ve vařácích kolon, avšak dojde ke snížení obsahu propanu v LPG a současně snížení obsahu ethanu v topném plynu. Na druhou stranu lze uvažovat snížené množství energie pro pohon čerpadel. Při zvyšování je situace v principu podobná, tedy zvýšená spotřeba páry ve vařácích (přibližně 120 kW), zvýšení obsahu propanu

v LPG, zvýšení obsahu ethanu v topném plynu a zvýšení energie potřebné pro pohon čerpadel. Avšak bez podrobných ekonomických údajů nelze přínos změn vyhodnotit.

V případě refluxního poměru bylo zjištěno, že jeho zvyšování nemá na složení vliv. Zatímco při jeho snižování docházelo k významným úsporám tepla dodávaného do vařáku za cenu pouze mírného zhoršení kvality složení. V případě kolony C02 (**viz Obr. 3**) by šlo o úsporu 275 kW, v případě kolony C03 až o 500 kW.

Dále byl pozorován vliv počtu pater na dělicí schopnosti kolon, která zůstala při jejich navyšování stejná. Proto jsme došli k závěru, že nemá smysl zvyšovat počet pater v kolonách.

Dalším měněným parametrem byl provozní tlak v koloně. Ten byl měněn nejprve v koloně C02 a poté v koloně C03. Bylo zjištěno, že změna tlaku se prakticky neprojeví na složení a úspora topné páry je malá. Při změně tlaku také hrozí technický problém, že tlakové spády mezi kolonami nebudou dostatečné.

Posledním sledovaným parametrem byl výkon chlazených obtoků v koloně C01. Ani zde nebyl při změně jejich výkonu pozorován významný rozdíl ve složení a úspora topné páry byla minimální.

ZÁVĚR

Bylo zjištěno, že kolony jsou řízeny refluxním poměrem, případně průtokem hlavami kolon. Významnou úsporu topné páry může přinést pouze snížení refluxních poměrů v kolonách C02 a C03. Pro dosažení požadované čistoty v koloně C02 je nutné snížit tok hlavou kolony.

Příspěvek II

ZVÝŠENÍ ÚČINNOSTI PATER KOLONY C201

Řešitelé: Bc. Filip Hládek
Bc. Martin Jůza
Bc. Markéta Kubiková
Bc. Tereza Ludvíková
Bc. Pavel Zelenka

Konzultanti: Ing. Lukáš Valenz, 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



ÚVOD

Jedním z hlavních produktů společnosti Spolana s.r.o. je polyvinylchlorid (PVC). Důležitou součástí jeho výroby je i výroba monomeru vinylchlorid (VCM). Obsahem této zprávy je popis a optimalizace jednoho z klíčových uzlů technologického celku na výrobu VCM – quenchovací kolony C201.

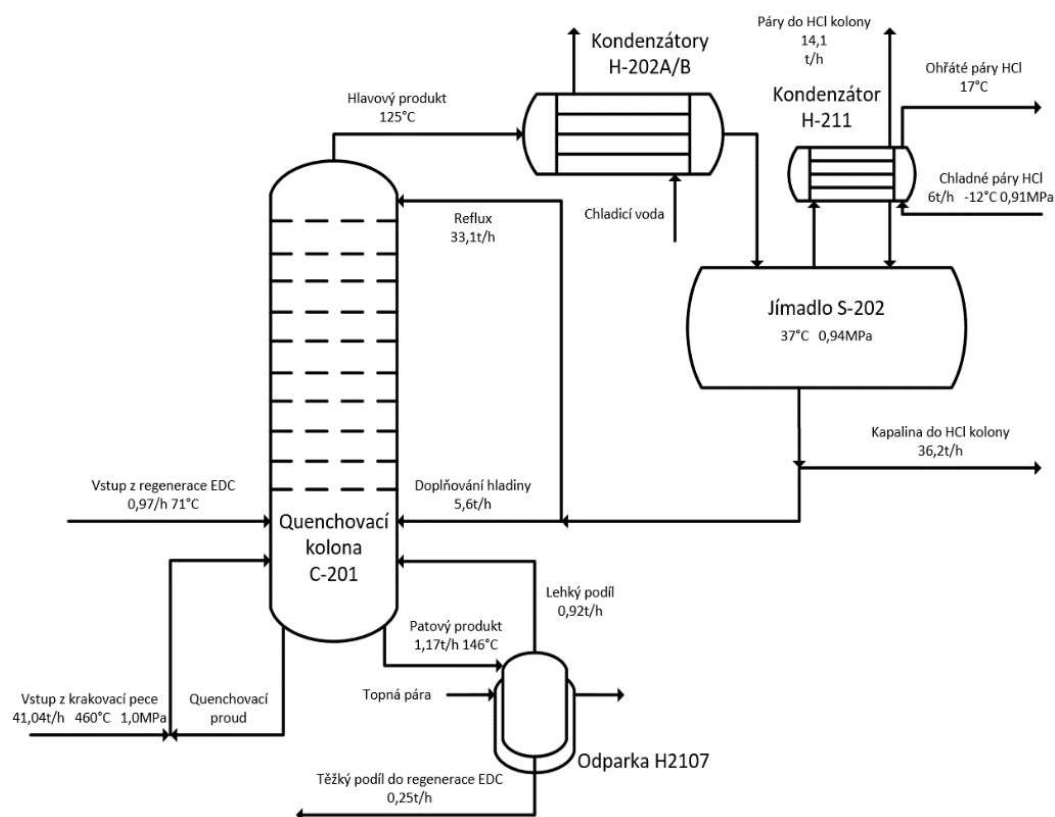
POPIS TECHNOLOGIE

Dichlorethan (EDC), prekurzor VCM, je vyráběn dvěma procesy - tzv. přímou chlorací (vstupními surovinami jsou chlor a ethylen), nebo tzv. oxychlorací (vstupními surovinami jsou ethylen, kyslík a HCl). Pyrolýzou EDC v krakovací peci (480-550°C, 3-30 bar) vzniká VCM. Při tomto procesu vzniká škála vedlejších produktů, především nenasycené chlorované deriváty, schopné zanášet další navazující zařízení. Horké plyny z krakovací pece jsou následně zchlazeny v quenchovací koloně stykem s chladnější kapalnou směsí v patě kolony. Quenchovací kolona je tvořena deseti síťovými patry. Po zchlazení je hlavový produkt (směs HCl, VCM a zbytku EDC) veden do série kondenzátorů. Výsledný kondenzát je jímán, část je vedena zpět do kolony jako reflux a doplňování hladiny v patě kolony, zbytek je veden na kolonu regenerující HCl. Patový produkt quenchovací kolony je veden do odparky, odpařené páry jsou vedeny zpět do kolony, těžká kapalná fáze pak do kolony regenerující EDC (**Obr. 1**).

Od doby, kdy byla technologie uvedena do provozu (1975), došlo ke změně několika procesních parametrů (konverze v pyrolýzní peci, teplota vstupního proudu do quenchovací kolony), což má za následek, že quenchovací kolona již nepracuje v požadovaném režimu a těžké produkty vznikající pyrolýzou EDC se dostávají do hlavového proudu kolony. Cílem této práce je zvýšit účinnost dělení v quenchovací koloně tak, aby se nežádoucí vysokovroucí produkty nedostávaly do hlavového proudu kolony.

Pro optimalizaci účinnosti dělení byly vybrány procesní parametry, na základě jejichž změny bude sledován obsah nežádoucích složek v hlavovém proudu. Těmito parametry jsou:

- 1) výkon odparky H2107
 - 2) poměr průtoků proudů Reflux (CVC12UP) a Doplnování hladiny (CVC12BOT)
 - 3) průtok proudu Reflux (CVC12UP)
 - 4) geometrie síťových pater
- Simulace procesu byla provedena v programu Aspen Plus (**Obr. 2**).



Obr. 1: Podrobné schéma uzlu quenchovací kolony

ŘEŠENÍ

VÝBĚR KLÍČOVÝCH SLOŽEK A OVĚŘENÍ POPISU ROVNOVÁHY

Směs nežádoucích vysokovroucích složek je tvořena několika různými látkami. Z analýzy složení patového proudu vycházejícího z kolony, které bylo poskytnuto zadavatelem, je zřejmé, že majoritní složkou je 1,1,2-trichlorethan (TCE). Tato látka byla vybrána jako složka reprezentující nežádoucí vysokovroucí produkty. Pro účely simulace v Aspen Plus byl vstupní proud definován jako směs EDC, VCM, HCl ethylchloridu a TCE.

Pro simulaci je třeba správný popis rovnováh kapalina-pára mezi složkami. Podle nalezené literatury byl zvolen balík NRTL-RK (Rossanese, G., 2015). Správnost

NRTL koeficientů, kterými disponuje Aspen Plus (balíky APV100 RK, NIST RK), byla ověřena porovnáním s experimentálními daty z literárních zdrojů. Aktivitní koeficienty látek ve směsích, které Aspen Plus v databázi neobsahuje, byly odhadnuty systémem UNIFAC. Na základě srovnání s experimentálními daty byl vybrán balík APV100 RK.

MODEL

Nejprve byla provedena simulace pomocí přístupu rovnovážných pater v quenchovací koloně. Výpočet konvergoval k fyzikálně smysluplným výsledkům, které byly srovnatelné s experimentálními daty. Srovnáváno bylo především množství patového produktu a teplota v hlavě kolony. Rovnovážný model ovšem předpokládá dosažení rovnováhy na patře, ke kterému ve skutečnosti nedochází. Další simulace byly tedy provedeny přístupem rate-based. Geometrie pater byla popsána na základě jejich nákrešů poskytnutých zadavatelem (horních sedm pater má jinou geometrii než spodní tři patra).

Byla provedena rešerše s cílem určit vhodnou metodu výpočtu koeficient transportu hmoty na patře. Byl vybrán model podle Chan, H. (1984), jelikož je vhodný pro popis systémů obsahujících i těžké organické látky včetně chlorovaných uhlovodíků.

PARAMETRICKÉ STUDIE

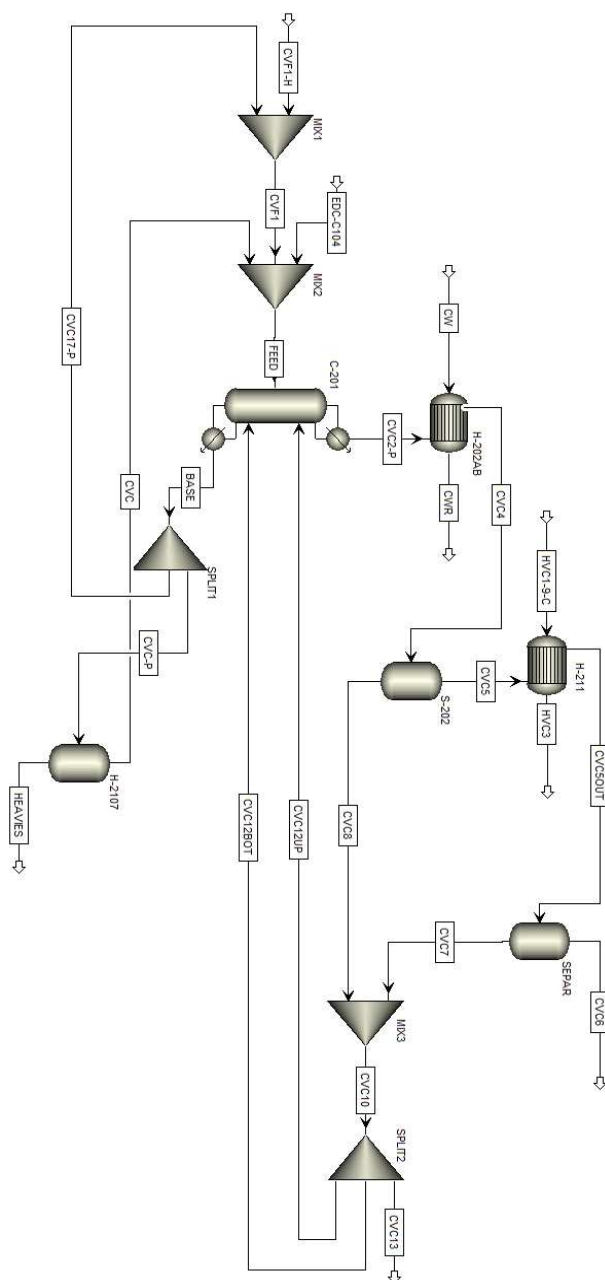
Byly provedeny tři parametrické studie, ve kterých byl zkoumán vliv procesních parametrů na průtok TCE v hlavě kolony.

Tab. 1: Parametrické studie

	Analýza 1	Analýza 2	Analýza 3
Manipulovaná veličina	Výkon odparky H2107 (kW)	Poměr hm.toku proudů reflux/(reflux+doplňování) (-)	Hm. tok refluxu (kg/h)
Rozsah	0 - 80	0,77 - 0,94	32 700 – 34 700
Pozorovaná veličina	Hm. tok TCE v hlavovém proudu		

Dále byly provedeny změny geometrie pater (počet a průměr otvorů). Vzhledem k uspokojivé odolnosti síťových pater proti zanášení byla měněna jen jejich

Obr. 2: Simulační schéma v Aspen Plus.



geometrie, nikoli typ patra. Další variací byla náhrada horních sedmi pater za typově spodní patra, a tedy konstrukční zjednodušení kolony.

OPTIMALIZACE

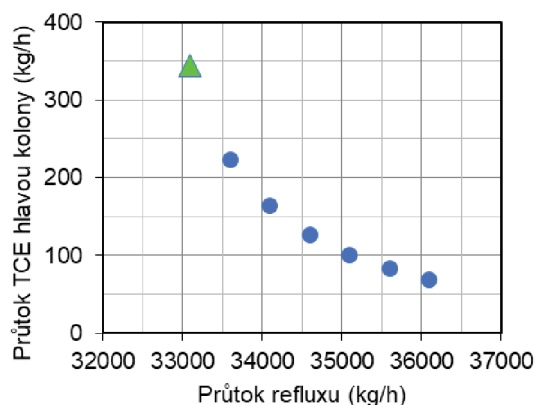
Změnou více parametrů najednou (příklady kombinací parametrů jsou uvedeny v **Tab. 2**) bylo dosaženo značného zmenšení množství TCE obsaženého v destilátu, konkrétně na 23% původní hodnoty při použití nejvyšších navrhovaných změn (poslední sloupec **Tab. 2**).

Tab. 2: Nastavení procesních parametrů v původním a optimalizovaném modelu

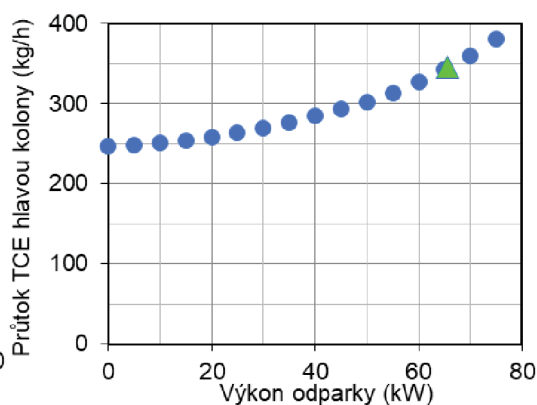
	Původní model	Upravený model					
Reflux (kg/h)	33 100	37 100	38 100	38 100	39 100	40 100	40 100
Doplňování (kg/h)	5 600	1 600	1 600	1 600	1 600	1 600	1 600
Výkon odparky (kW)	65,56	65,56	65,56	131,12	196,68	65,56	196,68
Průtok TCE hlavou (kg/h)	344	330	141	201	138	58	79
Průtok proudu HEAVIES (kg/h)	214	212	1 501	765	1 308	3 950	2 571
Maximální % zahlcení (%)	53	55	55,1	55,6	56,2	55,5	56,4

VÝSLEDKY

Výsledky dvou ze tří provedených parametrických studií ve formě grafů jsou na Obr. 3. Výchozí stav, ve kterém kolona pracuje nyní, je označen trojúhelníkem.



Obr. 3a: Závislost průtoku TCE hlavou kolony na průtoku refluxu



Obr. 3b: Závislost průtoku TCE hlavou kolony na výkonu odparky

ZÁVĚR

Testované variace pater neměly na sledované parametry žádný zásadní kladný vliv. Za zvážení stojí možné zjednodušení kolony náhradou horních sedmi pater typově spodními. Na základě parametrických studií a simulace provedené s optimalizovanými parametry navrhujeme následující změnu procesních parametrů:

1. Snížení průtoku Doplnování paty na minimální procesně vhodnou hodnotu
2. Zvýšení průtoku Reflux o stejné množství jako snížení v bodě 1 pro kompenzaci této změny
3. Zvýšení průtoku Reflux o další 2 až 3 t/h
4. Zvýšení výkonu odparky o 60 až 120 kW pro zvýšení koncentrace TCE v proudu HEAVIES.

Příspěvek III

OPTIMALIZACE PROCESU HVOZDĚNÍ

Řešitelé: Bc. Helena Bakešová
Bc. Pavel Krýsa
Bc. Gabriela Soukupová
Bc. Jan Šugar
Bc. Barbora Tučková

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



ÚVOD

Projekt se zabýval optimalizací řízení hvozdění tak, aby byly splněny časové kvóty a zároveň aby bylo dosaženo co nejnížší spotřeby energie (páry a elektrické energie).

Hvozdění je jednou z částí výroby sladu, který se vyrábí z ječmenných zrn dovážených do sladovny. Výroba sladu se dělí do tří fází **a)** máčení ječmenných zrn, **b)** klíčení, **c)** sušení vrstvy naklíčených zrn zvané hvozdění. Samotné hvozdění představuje energeticky nejnáročnější fázi sladovacího procesu.

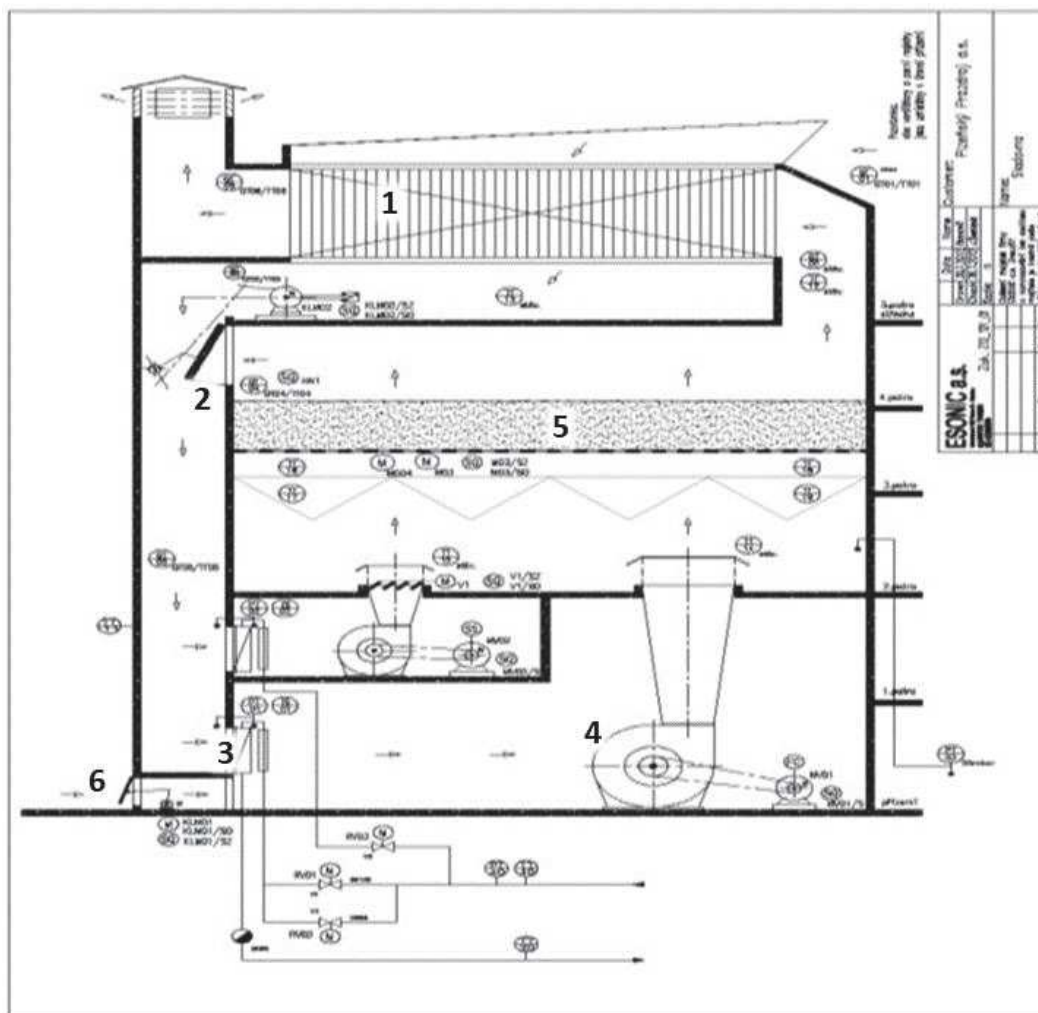
POPIS TECHNOLOGIE

Při hvozdění je zelený slad nastřen na kovové rošty (lísy) a je sušen proudem horkého vzduchu. Vzduch je nasáván zvenku přes rekuperátor, kde je částečně přehříván zbytkovým teplem odcházejícího vlhkého vzduchu. Z rekuperátoru se vzduch přesouvá k parním výměníkům, kde je párou ohříván na požadovanou teplotu, která je dána recepturou. Horký vzduch je pak hnán pomocí jednoho až dvou ventilátorů do hvozdu, kde prochází nastřenou vrstvou zeleného sladu a sytí se vodními parami. Vzniklý vlhký vzduch pak odchází přes rekuperátor ven (**Obr. 1**).

Průběh procesu hvozdění je ovlivňován různými vstupními proměnnými, jako jsou např. teplota a vlhkost venkovního vzduchu nebo vlhkost zeleného sladu. V procesu se dále nachází dva kritické parametry, které umožňují regulovat celé hvozdění. Jedná se o **recirkulační klapku** a **přídavný ventilátor**. Tímto způsobem lze řídit délku hvozdění a spotřebu páry, aby bylo dosaženo požadované kvality produktu.

Recirkulační klapka se nachází ve hvozdu a umožňuje odvést vzduch prošlý lískou zpět do procesu, místo toho, aby byl rovnou vypuštěn ven. To se využívá v pokročilých fázích hvozdění, kdy vystupující vzduch není zcela nasycen vodními parami. Protože je tento proud dostatečně teplý, může být zaveden za rekuperátor, kde je dohříván v tepelném výměníku a hnán zpět do hvozdu. Tím je podle zkušeností Plzeňského Prazdroje i dle informací z literatury možné snížit spotřebu páry v tepelném výměníku a množství potřebného sušícího vzduchu.

Ve hvozdu se nacházejí dva ventilátory – hlavní a přídatný. Hlavní ventilátor je spuštěn vždy, přídatný se spouští při zpoždění procesu.



Obr. 1: Náskres hvozdu z Plzeňského pivovaru: 1 – rekuperátor, 2 – recirkulační klapka, 3 – tepelný výměník, 4 – ventilátor, 5 – líska, 6 – chladicí klapka

ŘEŠENÍ

V rámci řešení projektu byla zpracována data měřená Plzeňským Prazdrojem. Následně byly sestaveny bilanční rovnice pro jednotlivé části procesu a byly vypočteny chybějící parametry jako např. účinnost rekuperátoru, účinnost parního registru a kritická vlhkost vrstvy sladu.

Vypočtené parametry byly použity pro sestavení modelu celého procesu hvozďení. Jeho **vstupními parametry** jsou teplota a vlhkost venkovního vzduchu, průtok sušícího vzduchu (případně i použití přídatného ventilátoru), teplota pod lískou dle

předepsané receptury, otevření recirkulační klapky, počáteční a výsledná požadovaná vlhkost sladu a hmotnost nastírky. **Výstupem** modelu je spotřeba páry a doba hvozdění za zadaných podmínek. Model tak umožňuje ověřit výhodnost otevření recirkulační klapky a spuštění přídavného ventilátoru. Zároveň lze otestovat, jak bude hvozdění probíhat při aktuálních venkovních podmínkách.

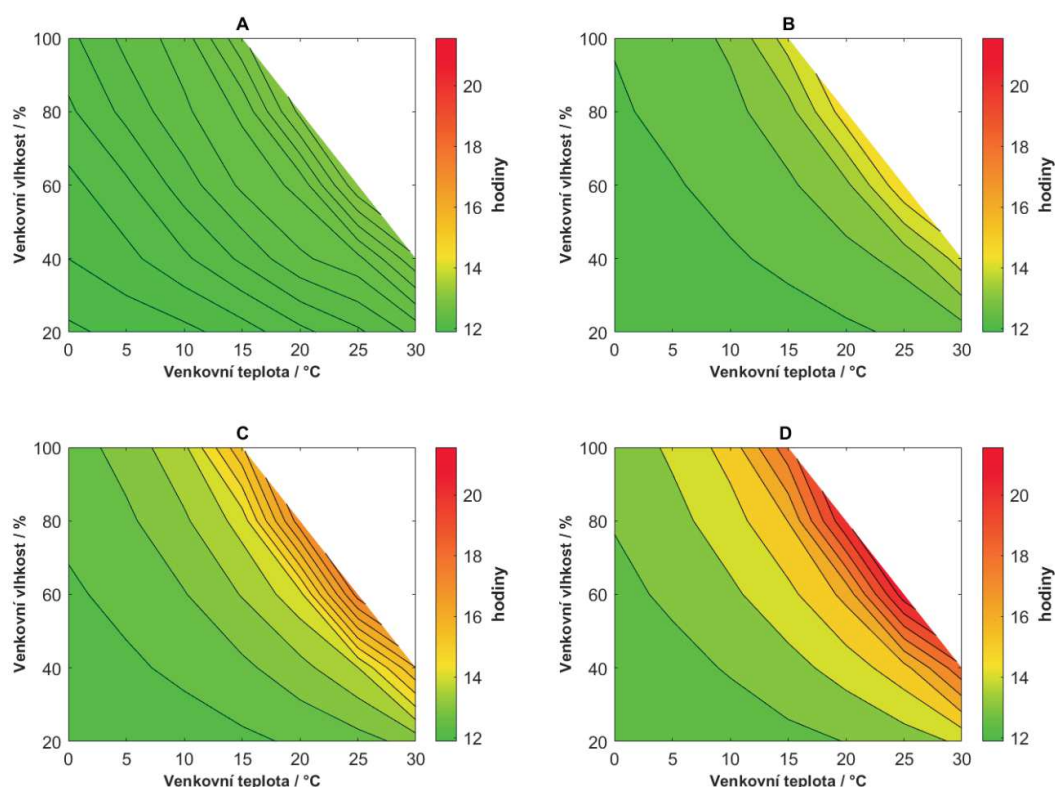
Model byl následně použit k vytvoření parametrické studie, kdy se zkoumal vliv recirkulační klapky a přídavného ventilátoru na průběh procesu a spotřebu energie. Do modelu byly za venkovní teplotu dosazovány hodnoty 0, 5, 10, 15, 20, 25 a 30 °C. Pro každou teplotu byl vypočítán průběh hvozdění při pěti různých vlhkostech venkovního vzduchu – 20, 40, 60, 80 a 100 %. Byl spočítán **a)** průběh hvozdění bez recirkulační klapky a bez přídavného ventilátoru, **b)** průběh pouze s otevřenou klapkou, **c)** průběh pouze s přídavným ventilátorem **d)** průběh hvozdění s přídavným ventilátorem i s recirkulační klapkou.

VÝSLEDKY

Z výsledků parametrické studie vyplývá, že **recirkulační klapka** prodlužuje proces hvozdění a za daných podmínek (při otevření klapky daném nynější recepturou) ani nenapomáhá k úspoře energie, jak bylo původně zamýšleno. Bylo zkoumáno, zda by recirkulační klapka napomohla k úspoře energie, kdyby byla otevřena později – ve chvíli, kdy by vlhkost vzduchu nad lískou dosahovala 60 nebo 40 %. Vliv otevření recirkulační klapky na dobu hvozdění je znázorněn v grafech (viz **Obr. 2** – vývoj délky doby hvozdění znázorněn barevným gradientem). Je z něj patrné, že otevřít klapku při nižších vlhkostech vzduchu nad lískou je výhodnější než nynější nastavení (s vysokou vlhkostí), nicméně nejrychlejší proces je stále, když zůstane recirkulační klapka zavřená.

Spuštění **přídavného ventilátoru** naopak proces urychlí minimálně o hodinu. Spotřeba páry i energie se v tomto případě zvýší, což je způsobeno ohříváním vzduchu v parním registru před přídavným ventilátorem.

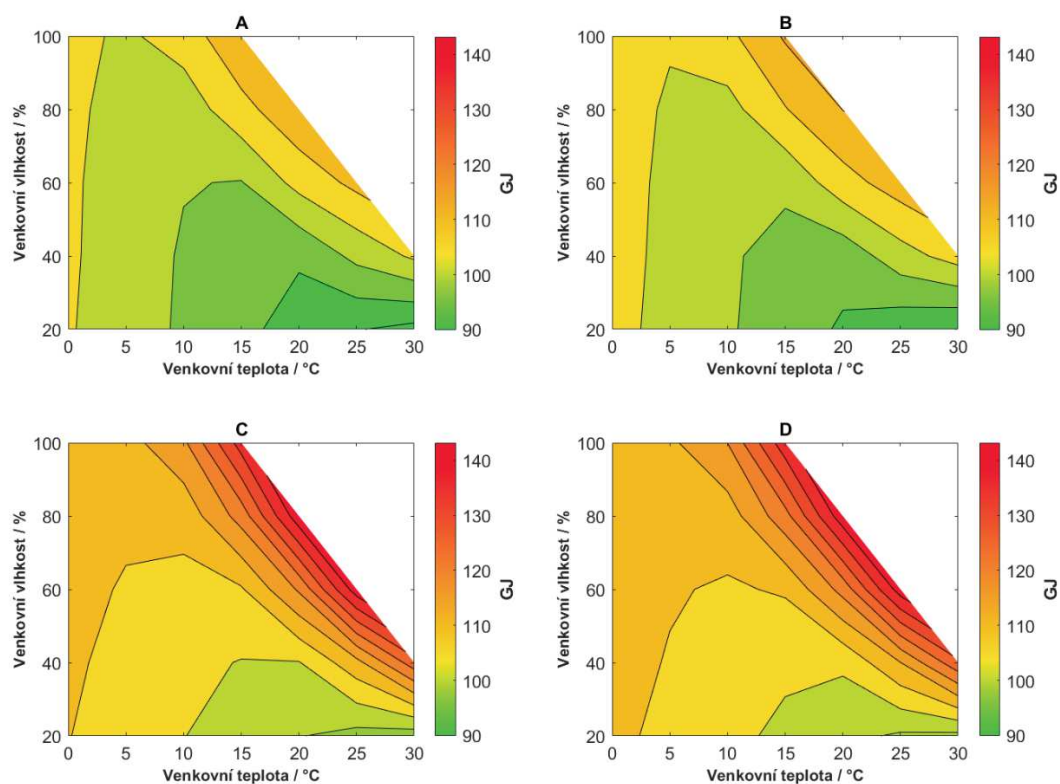
V případě, že je spuštěn **přídavný ventilátor** i se otevírá **recirkulační klapka**, je sice vlivem přídavného ventilátoru proces stále rychlejší, než když se klapka



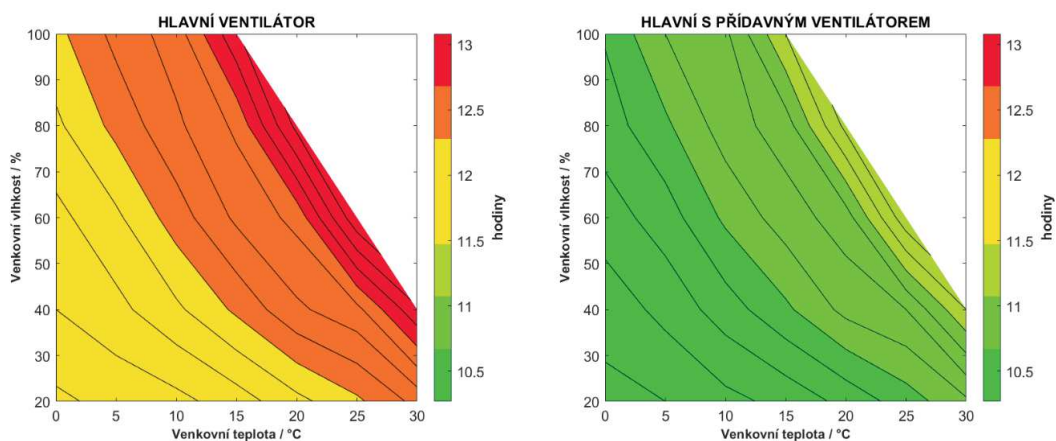
Obr. 2: Vliv recirkulační klapky na dobu hvozdění: A – hvozdění při zavřené klapce; B – recirkulační klapka se otevírá při 40% vlhkosti vzduchu nad lískou; C – recirkulační klapka se otevírá při 60% vlhkosti vzduchu nad lískou; D – recirkulační klapka se otevírá při 80% vlhkosti vzduchu nad lískou.

neotevře a nespustí se přídavný ventilátor, ale dosahuje se vyšších hodnot spotřeby páry i energie. Větší vliv na navýšení spotřeby má recirkulační klapka, která spotřebu zvyšuje min. o 6 GJ v závislosti na vlastnostech venkovního vzduchu. Vliv přídavného ventilátoru a recirkulační klapky na spotřebu energie je znázorněn na **Obr. 3**.

Pro řízení spouštění přídavného ventilátoru byly připraveny dva diagramy znázorňující při jakých teplotách a vlhkostech venkovního vzduchu je výhodné ventilátor spustit (viz **Obr. 4**). Umožňují před začátkem hvozdění podle aktuálních vlastností venkovního vzduchu určit, zda je potřeba spustit přídavný ventilátor, nebo jestli se slad vysuší včas i bez přídavného ventilátoru.



Obr. 3: Vliv přídavného ventilátoru na spotřebu energie: A – hvozdění bez přídavného ventilátoru při zavřené recirkulační klapce; B – hvozdění s přídavným ventilátorem bez recirkulační klapky; C – hvozdění bez přídavného ventilátoru s otevřenou recirkulační klapkou (80 %); D – hvozdění s přídavným ventilátorem i s otevřenou recirkulační klapkou (80 %).



Obr. 4: Diagramy pro řízení spouštění přídavného ventilátoru

Příspěvek IV

OPTIMALIZACE BĚLÍCÍCH REAKTORŮ

Řešitelé: Bc. Tomáš Lapka
Bc. Michaela Mikešová
Bc. Jakub Vaculík
Bc. Ondřej Vítovec

Konzultanti: Ing. Jan Haidl, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Libor Labík, Ph.D. (Mondi Štětí, a.s.)

Zadavatel: Mondi Štětí, a.s. Litoměřická 272, 411 08 Štětí



ÚVOD

V papírně Mondi Štětí a.s. se zpracovává dřevěná buničina pro výrobu běleného pytlového papíru. Buničina obsahuje dvě hlavní složky: celulózová vlákna a lignin, který výrazně snižuje jas buničiny a pro výrobu bílého papíru je nežádoucí látkou. Při bělení buničiny v papírenském průmyslu je hlavním cílem snížit podíl ligninu v buničině (tzv. delignifikace) a naopak zachovat co nejvyšší podíl celulózy.

Bělicí soustavu tvoří pět reaktorů a to kyslíkový (O-reaktor), chelatační, kyslíkovo-peroxidový, chlórdioxidový (D-reaktor) a peroxidový.

Projekt se zabývá dvěma reaktory z bělicí sekvence, a to **O-reaktorem** a **D-reaktorem**. Cílem bylo provést analýzu procesních parametrů pro oba zkoumané reaktory a zjistit jejich vliv na zanášky aktivních látek. Očekávaným výstupem jsou korelační rovnice pro **zanášku O_2** a **$NaOH$** pro **O-reaktor** a pro **zanášku ClO_2** pro **D-reaktor**, které by bylo možné použít v řídicím systému dávkování. Dalším cílem bylo provést ekonomickou analýzu zahrnující vliv korelací na spotřeby aktivních látek.

Seznam dále používaných symbolů

κ	zbytkové množství ligninu v buničině
ADT	Air dried tonne (sušená tuna buničiny)
Z	zanáška

D-REAKTOR

Prvním úkolem bylo vybrat vhodná data pro popis chování reaktoru. Původní soubor obsahoval hodnoty veškerých měřených veličin v procesu za analyzované období. Při výběru veličin, které by mohly mít vliv na zanášku chloru, jsme se inspirovali dosavadní řídicí rovnicí a vybrali ty veličiny, které figurovaly ve zmíněné řídicí rovnici, ke kterým jsme přidali **pH** před reaktorem a **κ_D** (κ před vstupem do D-reaktoru). Taktéž jsme zavedli veličinu **rozdíl bělostí, ΔB** , definovanou jako rozdíl výstupní a vstupní bělosti. Vybraná data byla filtrována o dny s příliš nízkou produkcí (odstávky, technické závady). Výše zmíněnými kroky jsme získali soubor cca 10,5 tisíce dat.

Lineární trendy byly hledány jako závislost zanášky chloru (závisle proměnná) na jednom z parametrů (nezávisle proměnná), přičemž ostatní parametry jsme se snažili udržet co nejvíce konstantní. Protože v systému nebyly nalezeny jednoznačné trendy, bylo tedy navrženo použít přístup multilineární regrese. Vytvořili jsme kombinace dvou, tří a čtyř parametrových lineárních regresí, přičemž jedním z parametrů byl vždy rozdíl bělostí jako klíčový parametr. Parametry, které jsme různě kombinovali byly κ_D , pH, konzistence (hm. zlomek buničiny ve směsi), teplota, produkce. Závisle proměnnou byla spotřeba chloru. Po zevrubné analýze jednotlivých závislostí parametrů na dávkování ClO_2 bylo zjištěno, že nejvýznamněji do korelace zasahují **pH**, vstupní κ_D do reaktoru a rozdíl bělostí ΔB před a po výstupu z reaktoru. Chování systému pak nejlépe popisuje rovnice (1).

$$Z_{Cl} = -0,006 \cdot e^{\text{pH}} + 1,196 \cdot \kappa_D + 0,719 \cdot \Delta B + 5,552 \quad (1)$$

Tab. 1: Znázornění síly parametrů – zanáška chloru závisí nejvíce na rozdílu bělosti. κ_D , a pH má menší vliv

Název parametru	e^{pH}	κ_D	ΔB
Příspěvek parametru (kg Cl/ADT)	0,5-1,5	5-10	7-15

O-REAKTOR

Při kyslíkové delignifikaci se sleduje zbytkový lignin v buničině. Toto množství se vyjadřuje pomocí čísla κ . Během procesu se κ běžně sníží přibližně o 45–60 % v závislosti na podmínkách zpracování. Hlavním cílem práce na tomto stupni bylo optimalizovat řízení dávkování hydroxidu sodného a kyslíku tak, aby byla fluktuace výstupních hodnot co nejmenší a proces co nejvíce ekonomicky výhodný.

Nejprve bylo nutno vyfiltrovat velké množství dat s nízkou produkcí (odstávky, závady). Následně byly jako zkoumané parametry O-reaktoru vybrány **zanáška kyslíku**, rozdíl κ ($\Delta\kappa$), produkce a chemická spotřeba kyslíku (**CHSK**).

Podobně jako v případě D-reaktoru byla pro popis systému použita multilineární regrese, kdy byly tvořeny různé kombinace všech proměnných a sledováno, jak dobře popisují zkoumaný systém (**Tab. 2**).

Tab. 2: Lineární regrese pro zanášku NaOH

parametr		$\Delta\kappa$	κ_A	O ₂ celk.	O ₂ do R1	O ₂ do R2	CHSK	Produkce	Konst. B	Koef. R ²
korelace	1.	1,34	-	-	0,594	0,174	0,015	-0,003	-6,97	0,75
	2.	1,32	-	-	0,593	0,183	-	-	-7,89	0,74
	3.	1,82	-	-	-	-	0,020	-0,001	-6,41	0,56
	4.	1,84	-	-	-	-	-	-0,001	-4,87	0,55
	5.	1,82	-	-	-	-	0,020	-	-6,83	0,56
	6.	1,83	-	-	-	-	-	-	-5,38	0,55
	7.	1,61	0,24	-	-	-	-	-	-8,19	0,59
	8.	1,46	0,11	0,17	-	-	-	-	-6,47	0,69
Příspěvek parametru (kg NaOH /ADT)		17-30			6-11	2-4	1-3	0,2 – 0-4	-	-

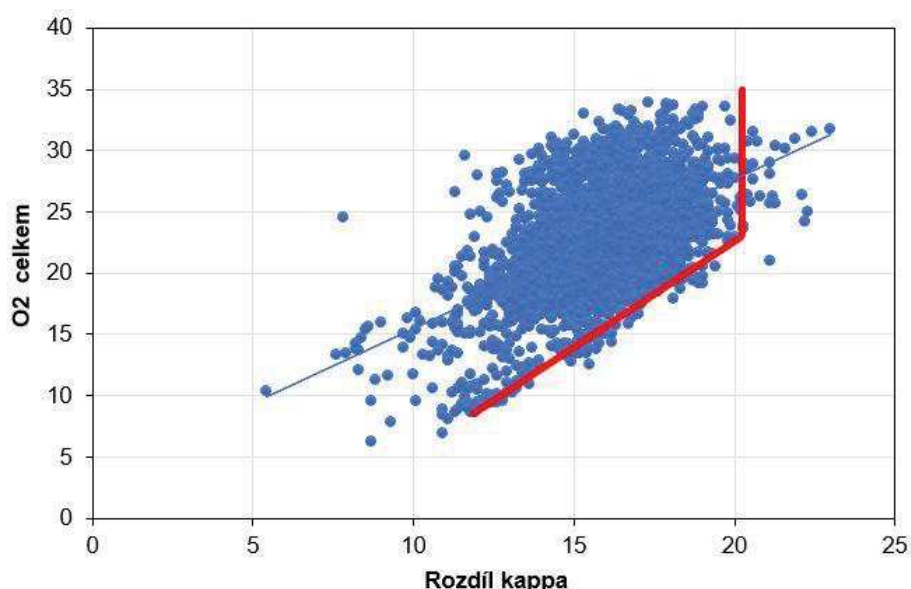
R1, R2 – reaktory; κ_A – Kappa před R1

Ačkoliv CHSK má nezanedbatelný vliv, bylo rozhodnuto tento parametr nevyužít, jelikož se měří jenom jednou za den v laboratoři a nejedná se tedy o spolehlivý parametr. Na první pohled je velmi důležité dávkování kyslíku. Konstanta u těchto parametrů značí, že čím více se dávkuje O₂, tím více by mělo být dávkováno NaOH, což jde proti fyzikální představě o tomto procesu. Avšak i toto zjištění je v souladu s původní rovnicí, která je dosud v podniku používána. Nejlépe systém popisovala rovnice závislá na zanášce kyslíku, vstupním κ_A a $\Delta\kappa$, rovnice (2).

$$Z_{NaOH} = 0,17 \cdot Z_{O_2} + 0,11 \cdot \kappa_A + 1,47 \cdot \Delta\kappa - 6,47 \quad (2)$$

Na rozdíl od NaOH se u dávkování kyslíku nepodařilo najít jasnější závislost. Je patrné, že dávkování NaOH je přímo úměrné dávkování kyslíku a je tedy vhodné obě chemikálie dávkovat v minimálním množství, aby došlo k co největší úspoře vzhledem k oběma chemikáliím. Na **obrázku 1** je vidět, že do určité hodnoty $\Delta\kappa$ roste se zvyšující se zanáškou kyslíku (rostoucí červená čára). Za určitou hodnotou se už ale $\Delta\kappa$ nezvětšuje, a to ani za cenu stále zvyšující se zanášky kyslíku (svislá

červená čára). Je tedy možné, že určitý podíl O_2 se neúčastní reakce a pravděpodobně zůstává nerozpuštěn v podobě bublin uvnitř reaktoru.



Obr. 1: Maximální zanáška kyslíku

Na základě těchto poznatků byla zformulována rovnice (3). Tato myšlenka byla přijata k vyzkoušení v provozu. Při nižším dávkování kyslíku se daří dosahovat dostatečných delignifikačních účinků, což potvrzuje, že menší spotřeba O_2 je možná.

$$Z_{O_2} = 1,7312 \cdot \Delta\kappa - 11,988 \quad (3)$$

EKONOMICKÁ ANALÝZA

Pokud se v procesu provádí změna, je vhodné ji podrobit ekonomické analýze, aby bylo zajištěno, že se jedná o pozitivní změnu.

Pro **O-reaktor** byla nejprve analyzována zanáška O_2 . Rovnice (3) určuje jeho minimální zanášku, avšak je potřeba nastavit rezervu. Ta byla navržena jako 5 kg O_2 /ADT/h, kdy stále dochází k šetření, ale rezerva v dávkování je dostatečná. Z hlediska dávkování kyslíku lze tedy ušetřit 9,5 % finančních prostředků. Podle rovnice (2) bylo napočítáno potřebné množství zanášky NaOH. Za analyzované období bylo původně nadávkováno 134 847 kg NaOH/ADT. Zanáška NaOH byla spočtena na 131 140 kg NaOH/ADT, což odpovídá ušetření 2,75 % nadávkováného

NaOH. Histogram $\Delta\kappa$ odpovídá normálnímu rozdělení a lze tedy říct, že s 95 % spolehlivostí leží relevantní data v intervalu $\pm \sigma$ (směrodatná odchylka). Za analyzované období lze uspořit 2,07 % původně nadávkovaného množství se spolehlivostí 95 % s potenciálem ušetřit až 2,75 %.

Stejným způsobem byla provedena analýza pro **D-reaktor**. Podle rovnice (1) bylo napočítáno potřebné množství zanášky Cl. Za analyzované období bylo původně nadávkováno 2 377 501 kg ClO_2/ADT . Zanáška ClO_2 byla spočtena na 2 303 621 kg ClO_2/ADT , což odpovídá úspoře 3,1 % nadávkovaného ClO_2 . stejně jako v případě O-reaktoru se jedná o normální rozdělení. Za analyzované období lze uspořit 1,46 % původně nadávkovaného množství se spolehlivostí 95 % s potenciálem ušetřit až 6,2 %.

ZÁVĚR

Byla provedena zevrubná analýza historických procesních parametrů pro D-reaktor a O-reaktor. Během analýzy byla zkoumána závislost sledovaných výstupních parametrů ($\Delta\kappa$ pro O-reaktor a ΔB pro D-reaktor) na různých kombinacích vstupních parametrů, které byly k dispozici v procesních datech.

Na základě datové analýzy byly navrženy nové empirické korelační rovnice, které reflektují chování systému po několika úpravách, které v procesu nastaly (zlepšení pěnivosti, vyčištění reaktoru). Tyto rovnice dobře popisují chování daného systému v závislosti na důležitých parametrech a oproti korelačním rovnicím používaným v minulosti přinášejí zlepšení spotřeby používaných chemikálií v procesu. Lze konstatovat, že použitím navržených rovnic lze ušetřit část finančních prostředků, které jsou do procesu vkládány. Celkově je možné na obou analyzovaných reaktorech v průměru ušetřit 457 900 Kč měsíčně.

Příspěvek V

NÁVRH ABSORPČNÍHO CHLAZENÍ NA VÝROBNĚ LV V LOVOCHEMII, A.S.

Řešitelé: Bc. Kristýna Idžakovičová
Bc. Katarína Kováčová
Bc. Kristina Ořtnerová
Bc. Adam Tylich
Bc. Milan Źalud

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



VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE



ÚVOD

Společnost Lovochemie, a.s. se sídlem v Lovosicích je podnik s dlouholetou tradicí, který je v současnosti největším výrobcem hnojiv v České republice. V současné době je hlavním zaměřením firmy výroba a prodej dusíkatých a vícesložkových hnojiv v pevné i kapalně formě. Jednou z fází výroby ledku vápenatého je ochlazení taveniny suchým vzduchem a její přesunutí na granulační proces. Tento vzduch se v současné době vyrábí pomocí kompresorového čpavkového chlazení.

Úkolem našeho projektu byl návrh absorpčního chlazení vzduchu při výrobě ledku vápenatého a tento cíl měl být splněn přidáním tohoto chlazení jako dodatečného předstupu v současném strojním chlazení. Mezi očekávané výhody absorpčního chlazení patří využití odpadního tepla a současné snížení spotřeby elektrické energie.

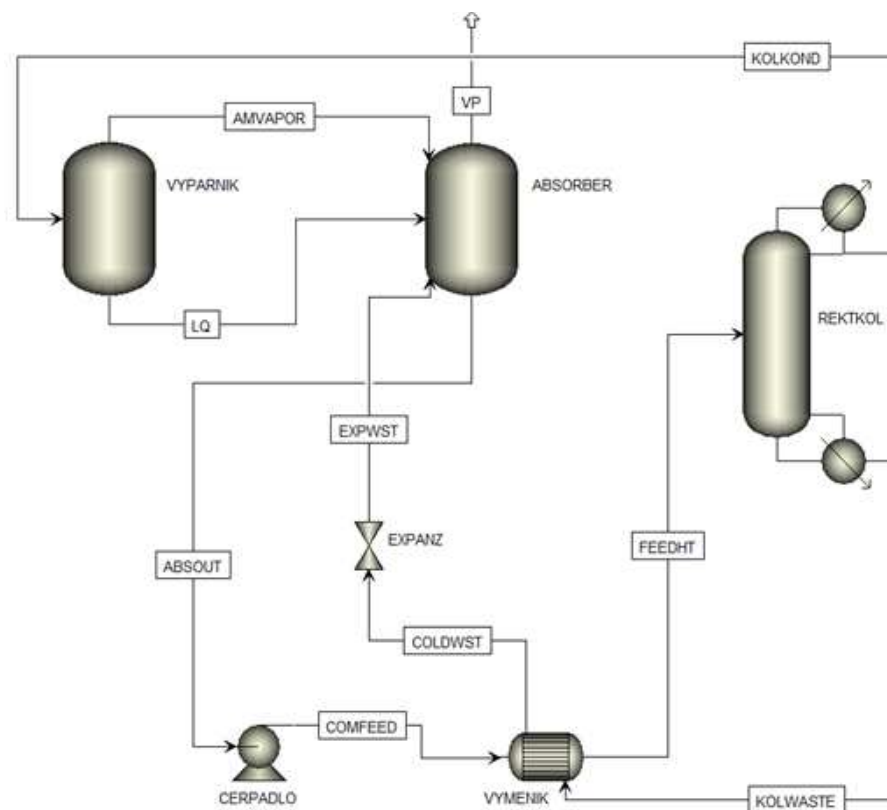
ŘEŠENÍ

Systém chlazení se rozděluje na nízkotlakou a vysokotlakou část. Oběh je naplněn chladivem, které v průběhu mění své skupenství a tím zprostředkovává chlazení, a sorpční látkou. Při plnění našeho úkolu jsme uvažovali dva systémy chlazení: **amoniak-voda** a **voda-bromid lithný**. Celkově systém obsahuje 4 hlavní jednotkové operace – vypuzovák, kondenzátor, výparník a absorbér. Každá z těchto jednotkových operací byla spočtena pro oba systémy. Následně byla provedena ekonomická analýza obou systémů s ohledem k současnému chlazení. Z té vyplynula zátěž systémů na spotřebu chladicí vody v kondenzátoru a absorbéru, a proto byl k řešení přidán ještě návrhový výpočet chladících věží.

VÝSLEDKY

V rámci této práce jsme nejprve sestrojili v programu *Aspen Plus* model absorpčního chlazení se systémem **amoniak-voda**, který je zobrazen na **obrázku 1**. Na základě zadaného množství zdroje tepla, které má Lovochemie k dispozici ve formě horkého kondenzátu a expandované páry, byl vypočten chladicí výkon, kterého jsme schopni s tímto zdrojem tepla dosáhnout ve výparníku na chlazení vzduchu.

Výsledky absorpčního chlazení se systémem amoniak-voda jsou zobrazené v **tabulce 1**. Porovnáním s požadovaným množstvím tepla jsme zjistili, že nejsme schopní pomocí absorpčního chlazení amoniak-voda uchlazit vzduch na požadované 4 °C celoročně (vycházeli jsme z meteorologických dat z roku 2017).

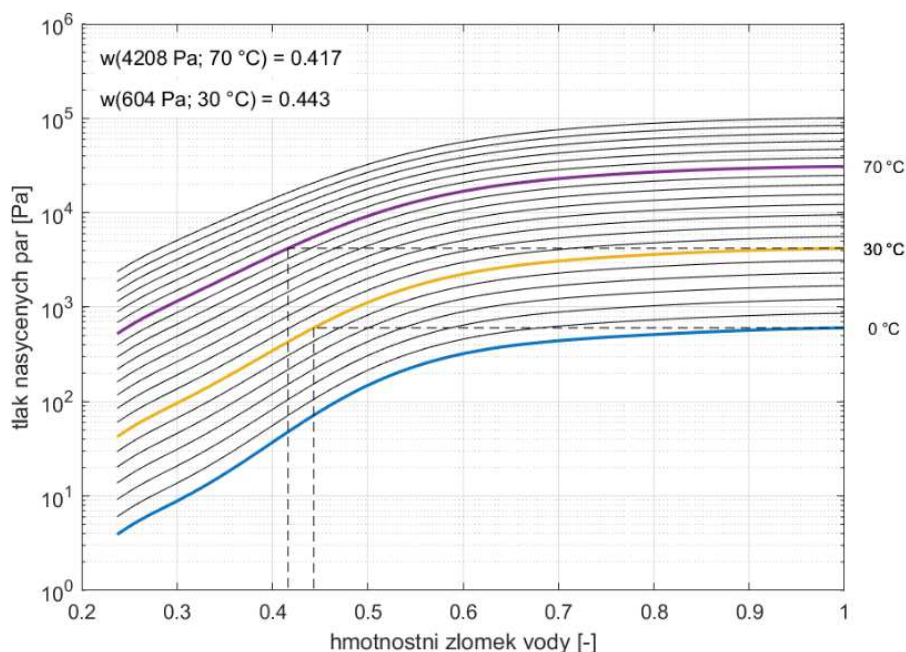


Obr. 1: Model absorpčního chlazení se systémem amoniak-voda

Tab. 1: Klíčové hodnoty pro systém amoniak-voda

Chladicí výkon	465 kW
Příkon do vařáku	675 kW
Chlazení kondenzátoru a absorbérů	1145 kW
Výkon čerpadla	4,2 kW

V programu Matlab byl navržen model absorpčního chlazení se systémem **voda-LiBr**. Model funguje na základě rovnováhy, která je zobrazena na **obrázku 2**. Model na základě zadaného množství tepla vypočetl chladicí výkon, kterého jsme schopni s tímto systémem dosáhnout. Výsledky absorpčního chlazení se systémem voda-LiBr jsou zobrazeny v **tabulce 2**.



Obr. 2: Rovnováha voda-LiBr

Tab. 2: Klíčové hodnoty pro systém voda-LiBr

Chladicí výkon	788 kW
Příkon do vařáku	820 kW
Chlazení kondenzátoru a absorbérů	1691 kW
Výkon čerpadla	1 kW

Cílem absorpčního chlazení je snížit provozní náklady na spotřebu elektrické energie. Za tímto cílem byla vypracována ekonomická analýza současného systému chlazení, která se porovnála s ekonomickou analýzou absorpčního chlazení se systémem amoniak-voda a voda-LiBr.

Tab. 3: Porovnání provozních nákladů jednotlivých systémů.

	Absorpční chlazení		Kompresorové chlazení
	amoniak-voda	voda-LiBr	
Cena za kg chladicího média [Kč]	0,66	1,29	0,54
Cena za MJ vyprodukovaného chladu [Kč]	0,61	0,53	0,43

Provozní náklady vztažené na kg chladicího média a na MJ odebraného tepla jsou zobrazené v **tabulce 3**. Z výsledků další ekonomické analýzy vyplývá, že jsme sice dosáhli snížení nákladů na elektrickou energii, ale na úkor vysokých nákladů

na chladicí vodu, což vede k tomu, že celkové provozní náklady jsou vyšší při absorpčním chlazení než při současném kompresorovém chlazení. S ohledem na vysoké náklady za chladicí vodu, jsme nad rámec zadání projektu navrhli zavedení chladicích věží, což by mohlo výrazně přispět ke snížení těchto nákladů.

Chladicí věž byla navržena v programu Matlab. Uvažovala se mokrá chladicí věž s nuceným tahem. Následně byla pro zjištění úspory nákladů na chladicí vodu pomocí chladicí věže vypracována ekonomická analýza. Uvažujeme přitom přiřazení věže k absorpčnímu chlazení se systémem voda-LiBr. Porovnání námi navržené varianty systému absorpčního chlazení a současného chlazení je zobrazeno v **tabulce 4**.

Tab. 4: Porovnání provozních nákladů

	Současné chlazení	Systém voda-LiBr + chladicí věže
Maximální výkon	neomezený	657 kW (+ strojní dochlazení)
Cena za MJ chladu	0,43 Kč	0,20 Kč
Roční náklady	4 mil. Kč	1,8 mil. Kč

ZÁVĚR

Cílem naší práce byl návrh **absorpčního chlazení** vzduchu. V prvním kroku se navrhlo absorpční chlazení se systémem **amoniak-voda**. Na základě zdroje tepla jsme zjistili, že nejsme schopni vytvořit požadovaný chladicí výkon pro uchlazení vzduchu v průběhu horkých dnů. Vzhledem k obtížné regulaci by nebyl tento systém chlazení vhodný pro dané použití.

Dále jsme se zaměřili na návrh absorpčního chlazení se systémem **voda-LiBr**. Bylo zjištěno, že tento systém dokáže z dostupného zdroje tepla generovat větší chladicí výkon než předchozí systém, nicméně tento systém opět není postačující na chlazení vzduchu během celého roku. Avšak podle analýzy počasí je možné využívat absorpční chlazení se systémem voda-LiBr až 95 % dnů, kdy je potřeba chladit.

Jako další část projektu byla vypracována ekonomická analýza na zhodnocení provozních nákladů, které se porovnaly se současným **kompresorovým chlazením**. Z této analýzy vyplynulo, že celkové provozní náklady na absorpční chlazení jsou vyšší než na současné strojní vlivem vysokých nákladů na chladicí vodu. Tento problém byl řešen návrhem chladicí věže. Následnou ekonomickou analýzou se ukázalo, že provozní náklady by zapojením chladicí věže značně klesly. Provoz navržené chladicí věže by však byl možný, pokud by teplota vlhkého teploměru okolního vzduchu nepřesáhla 18 °C. Námi navržený systém chlazení vzduchu by tedy sestával z absorpční jednotky voda-LiBr se zařazenou chladicí věží, která by byla při vyšších teplotách okolního vzduchu (cca 17 % provozních dní) nahrazena stávajícím kompresorovým chlazením.

Z ekonomické analýzy vyplývá, že takto provozovaný systém by ročně ušetřil 2,18 milionu Kč na provozních nákladech a současně by snížil spotřebu elektrické energie ročně o 188 MWh. Jelikož uvažujeme provozní náklady absorpčního chlazení i věží pro maximální výkony, lze předpokládat, že celková úspora by při běžném provozu byla ještě vyšší.

Řešitelé: Bc. Jakub Píchal
Bc. Michael Puffer
Bc. Martina Reisnerová
Bc. Václav Šmíd

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

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

INTRODUCTION

The synthesis of ammonia and nitric acid produces a highly concentrated ammonium nitrate solution (ANS). The solid form of ammonium nitrate (AN) is mostly used in agriculture as a high-nitrogen fertilizer. Other major applications of AN are in mining, quarrying, and civil construction as a component of explosive mixtures. The CASALE Ammonium Nitrate technology is designed to utilize the reaction heat from the ammonia and nitric acid synthesis, to produce a highly concentrated ammonium nitrate solution with a final concentration of up to 94 %.

PROCESS DESCRIPTION

The ammonium nitrate unit produces 2000 metric tons of AN (100% w/w) per day. Based on the description of the whole process from the assignment, we created a process flow diagram (PFD) of the ANS technology (**Fig. 1**).

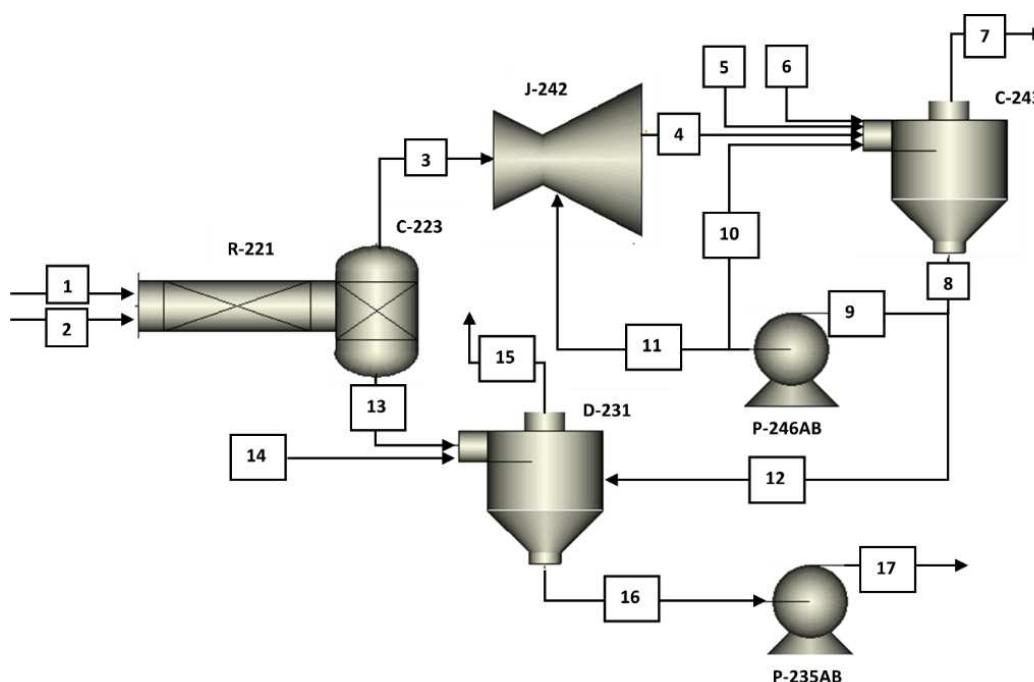


Fig. 1: Process flow diagram of ANS technology

The reaction is carried out in the Pipe reactor R-221 settled on the Separator C-223. The first separation of the reaction mixture occurs in the Separator C-223, where the liquid product is separated from process steam. The concentrated AN solution flows down through a down comer to the AN solution tank D-231 (stream 13),

while the process steam leaves the Separator C-223 after demisting by stream **3**. The droplets of ANS entrained by process steam are further separated in the Venturi scrubber J-242 and the Cyclonic column C-243. Between J-242 and C-243, there is a recycle of scrubbing solution (streams **10** and **11**). The purified process steam leaves the Cyclonic column C-243 by process stream **7** and separated ANS (stream **12**) is fed to the tank D-231.

MAIN OBJECTIVES OF THE PROJECT

The goal of the project was to define, simulate and characterise the process of ANS production with the focus on the process steam purification section and its optimization. The main objectives were:

- To simulate the ANS process and calculate the mass balance of all streams;
- To characterise the technology without demister in Separators C-223 and C-243;
- To optimize the size of the Separator C-223 and the Cyclonic column C-243 to keep economical ANS losses in outlet vapour steam;
- To assess the role of the Venturi scrubber J-242.

Based on a description of the technology, we simulated the technology and the separation section using mass balance, enthalpy balance and estimation of particle size distribution (PSD) in each equipment. Due to no available data on the mass of the ANS droplets entrained by process steam in the Separator C-223, all the calculations were carried for four particular cases covering the realistic (5%) and the worse variant (10%):

1. Separator C-223 including demister assuming 5% (mass) of liquid is entrained by steam;
2. Separator C-223 including demister assuming 10% (mass) of liquid is entrained by steam;
3. Separator C-223 without demister assuming 5% (mass) of liquid is entrained by steam;
4. Separator C-223 without demister assuming 10% (mass) of liquid is entrained by steam.

SEPARATOR C-223

Based on the separator geometry and the volumetric gas flow rate, the maximum size of entrained droplets ($191\mu\text{m}$) was calculated assuming the separator as a settler. The log-normal droplet size distribution in the separator was assumed to estimate the PSD leaving the separator in stream 3. The resulting PSD (**Fig. 2**) for all particular cases specified above is considered as input data necessary to calculate the outlet from the Venturi scrubber J-242.

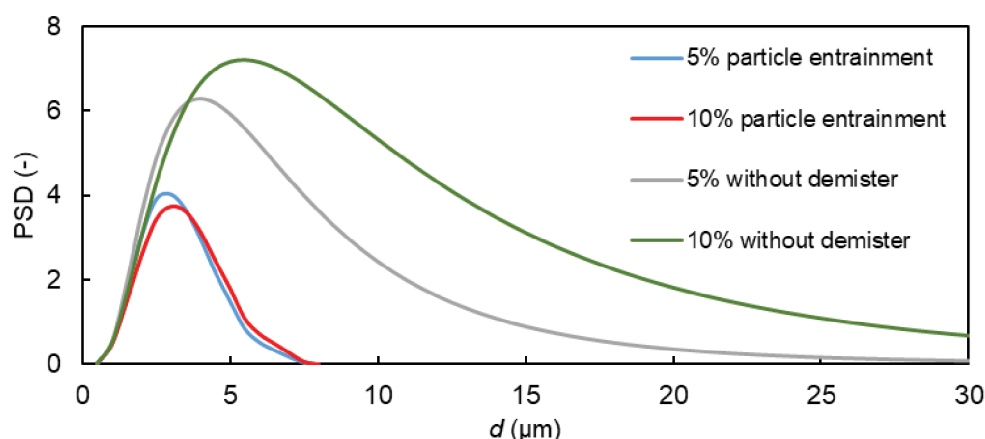


Fig. 2: PSD in stream 3 leaving the Separator C-223 for four considered cases

VENTURI SCRUBBER J-242

The Venturi scrubber forms a fine mist of process condensate to entrap the droplets escaping the Separator C-223. The PSD at the outlet of the Venturi scrubber was obtained by combining the two particle size distributions: (i) the PSD of droplets penetrating from stream 3 (outlet of the Separator C-223) into the scrubbing solution based on the fractional efficiency curve; and (ii) the PSD generated by mixing the gas stream (3) and liquid stream (11) in the Venturi scrubber.

Without a significant change in the final PSD for all four C-223 outlet cases (**Fig. 3**), it can be noted that the Venturi scrubber has sufficient separation efficiency (100% for particles larger than $6\mu\text{m}$) and is able to separate particles independently on their quantity. In other words, the demister in the Separator C-223 has minimal effect on the overall particle size distribution leaving the Venturi scrubber.

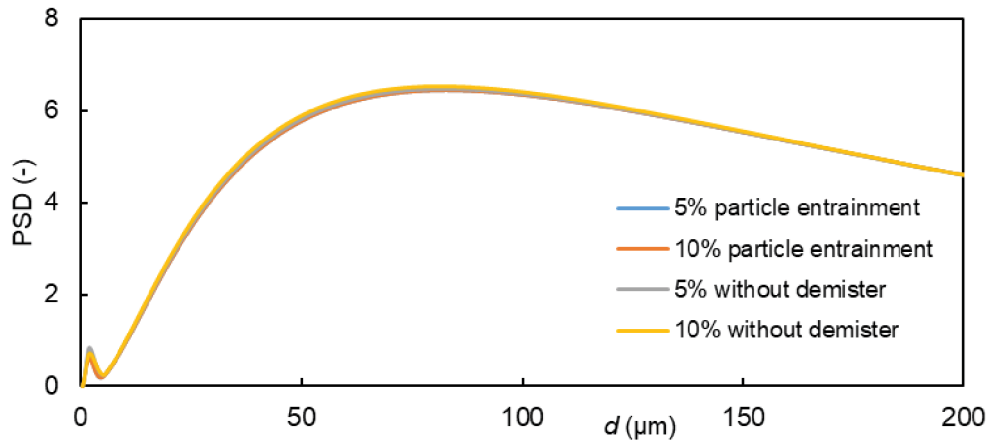


Fig. 3. PSD in stream 4 leaving the Venturi scrubber for four considered cases.

CYCLONIC COLUMN C-243

The output streams from the Cyclonic column C-243 were obtained on the basis of calculations of the cut-off size of the cyclone, the fractional efficiency curve using the Lapple model, demister efficiency and known particle size distribution. The equipment C-243 was designed without the requirement of a demister for all considered separator outlet cases specified above.

CONCLUSION

The objectives of the project were to investigate the ANS technology focusing on droplet separation of ANS from process steam. We calculated the mass balance of the whole process for four cases mentioned above. The comparison of all cases is shown in **Table 1**. Without using a demister in the Separator C-223, the losses of ANS in outlet vapour stream 7 remain almost the same. However, the outlet concentration of ANS leaving the technology decreases.

Tab. 1: Comparison of four cases occurring in the Separator C-223

Case	Loss of AN (kg/h)	ANS concentration in stream 16 (w/w)
1 – demister, 5% entrained	3.5	95.2 %
2 – demister, 10% entrained	3.16	95.2 %
3 – no demister, 5% entrained	4.16	91.3 %
4 – no demister, 10% entrained	4	86.1 %

According to the information provided by the Casale Project, the concentration of 86% can be accepted for some industrial applications. We determined that with 5% and 10% of entrained liquid, the outlet concentration would be 91% and 86% (w/w) respectively. The advantages of options without a demister are lower investment costs of the Separator C-223 and less frequent downtime due to separator maintenance.

The optimisation of the Separator C-223 confirms the optimal diameter of the original separator; however, its height can be lowered by 2.9m.

The size of the Cyclonic column C-243 with the defined separation efficiency has negligible impact on losses of ammonium nitrate in the outlet vapour stream. These losses are caused by the passage of droplets with a diameter lower than 4 μ m that cannot be caught by the installed filters. Based on our calculation, we can confirm that the cyclonic column is well designed and the use of filters in the Cyclonic column C-243 is necessary for sufficient separation efficiency.

The Venturi scrubber plays a key role in separation. For all variants of calculation, the overall particle size distributions in the outlet stream from the Venturi scrubber are almost identical.

AMMONIA SYNTHESIS CONCEPTUAL DESIGN

Řešitelé: Bc. Tomáš David
Bc. Samuel Frei
Bc. Kateryna Korniienko
Bc. Martin Krov
Bc. Dominik Martynek

Konzultanti: doc. Ing. František Rejl, Ph.D. (VŠCHT v Praze)
Ing. Václav Miklas (Bryan Research & Engineering, s.r.o.)

Zadavatel: Bryan Research & Engineering, s.r.o.,
Tř. Kpt. Jaroše 1891/32, Černá Pole (Brno-střed), 602 00 Brno



**VYSOKÁ ŠKOLA
CHEMICKO-TECHNOLOGICKÁ
V PRAZE**



INTRODUCTION

The main goal of this work was to simulate the industrial production of ammonia, reaching the product purity of 99.99mol%. For this purpose, the software *ProMax*, provided by the Bryan Research & Engineering company, was used. The economic analysis of the process is also discussed in this work.

Ammonia production is one of the largest and most demanded production processes in the world. Ammonia is used to produce fertilizers as well as for the synthesis of further chemicals [1]. The synthesis of ammonia from nitrogen and hydrogen was suggested by Fritz Haber and Carl Bosch. The Haber Bosch process is operated at high pressures of 100 – 250bar and high temperatures of 400 to 500°C. In addition, a catalyst is used. Among other things, α -iron is used the most frequently due to its stability and relatively low price [1, 2].

As opposed to the real process of ammonia production, where the production of the precursor gases is part of the entire process [2], the inlet gas in our work already contains reactants in almost stoichiometric ratio along with argon and methane (further noted as inerts) and water.

Regarding the theory, the process was divided into three parts: compression, synthesis, and separation in order to achieve the goal of this work and to make modeling more sufficient.

COMPRESSION

The inlet gas pressure (which in our case was 25bar) is insufficient for the Haber-Bosch process. For this reason, compression was carried out. During the compression the temperature increases. Thus, the maximum outlet temperature of the compressor was set at 160°C due to material restrictions. Then, the number of compressors used was estimated and cooling was incorporated between them. The cooling led to water condensation, so water removal was necessary. The process was simulated for the pressure of 100, 150, 200, and 250bar. The models differed in the number of compressors needed, as well as investment and operation costs, which will be discussed later in the text.

SYNTHESIS

The reaction used in the Haber-Bosch process is exothermic, and thus the temperature of the reactor contents increases. The cooling of the reactor was performed by using “cold shots”, which means that only part of the inlet is heated before the reaction, while the cold splits are used to cool down the mixture [2, 3]. For this work, the reactor is modeled as a tube with the same diameter over all the beds. The maximal temperature in the reactor was set at 490 °C, otherwise the α -iron catalyst might be damaged [1, 2].

SEPARATION

The conversion of the single-pass process is usually between 20 and 30%. Therefore, the reactants remaining after the ammonia separation are recycled. Since this recycling would lead to an accumulation of the inerts, a part of the recycle is removed as the purge stream [2, 4]. The separation of the product is carried out by cooling the reactor outlet to liquefy ammonia. The produced ammonia is in a vaporous state.

As was stated before, the simulations were created for the pressure values of 100, 150, 200, and 250bar. **Figure 1** represents the scheme for the pressure of 200bar. The product stream was decompressed using expansion valves to release the dissolved gases into two waste streams. One of the waste streams contained a significant amount of ammonia, which was absorbed using absorption columns into the water to create a by-product of ammonia solution.

ECONOMIC ANALYSIS

Here, models created for the pressure values of 100, 150, 200, and 250bar were compared. The main differences of the simulations were the number of compressors needed, the reactor size, and the purge gas fraction to be removed from the system. The investment and operating costs of the processes were compared to select the most economically viable solution.

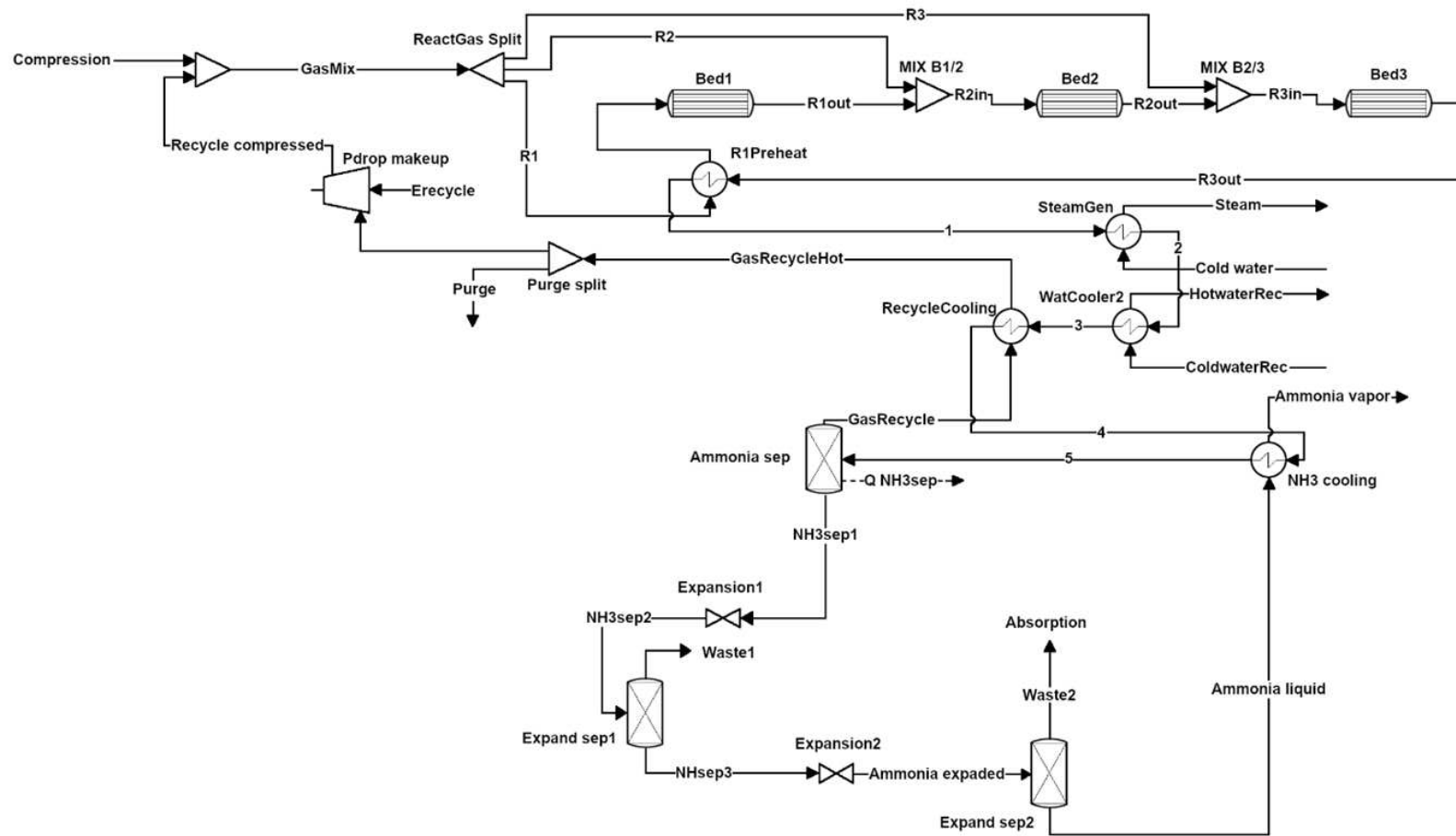


Fig. 1: Scheme of the synthesis and the separation part of the process at 200 bar. Layouts are identical for the other operation pressures

The operating cost of the process at 200bar (see **Tab. 1**) is partially compensated by higher steam production (**Tab. 2**), therefore operating the process at 150 and 200bar costs roughly the same. The amount of the produced ammonia stays approximately the same, while the amount of the ammonia solution and steam increases with higher pressure.

Tab. 1: Representation of the investment and operating cost and their comparison.

Process	Investment (USD)	Operating cost (USD/year)
100 bar	8,428,762	7,945,041
150 bar	9,858,487	10,044,610
200 bar	10,572,599	10,329,721
250 bar	12,071,112	11,468,910

Tab. 2: Representation of the products obtained in the process.

Process	Ammonia 99.99 (t/d)	Ammonia solution (t/d)	Steam (t/d)
100 bar	1,251	95	342 (4bar)
150 bar	1,257	115	281 (12bar)
200 bar	1,259	123	571 (16bar)
250 bar	1,254	144	681 (16bar)

The total amount of the recycle stream, the amount of heat that is removed from the ammonia separator, and the amount of water removed by adsorption are shown in **Table 3**. It can be also seen that the amount of recycle is smaller for higher pressure. As a result of insufficient heat incorporation in the processes at 100 and 150bar, further cooling of the separator is necessary. Lastly, with the increase in pressure, the amount of water to be removed decreases. None of these factors are included in the economic balance; this considered, the processes at 100 and 150bar were deemed undesirable.

Tab. 3: Representation of the amount of waste, water, heat, and recycle.

Process	Waste (t/d)	Recycle (t/d)	Separator heat (kW)	Adsorption water (t/d)
100 bar	117	12,305	2,576	4.2
150 bar	109	7,703	686	3.0
200 bar	105	5,765	0	2.4
250 bar	105	4,906	0	2.1

The equipment was sized using *ProMax* capabilities. The price of the equipment was calculated using correlation formulas from literature.

CONCLUSION

The simulation was calculated for working pressures of 100, 150, 200, and 250bar. The 100bar simulation is the cheapest in investment as well as operation, followed by 150 and 200bar simulations, which are comparable. The simulation for 250bar is notably more expensive. The integration of the heat in 100 and 150bar simulations is not sufficient and further cooling of the ammonia separator is necessary. The amount of the recycle rises considerably with the decreasing pressure, which means that piping would be more expensive in these cases. The amount of water that must be removed by adsorption is rising with decreasing pressure. After comparing the results, the pressure of 200bar was deemed optimal. In this case, 1259tonnes of 99.99mol% ammonia per day, 123tonnes of 20w% ammonia solution are produced. 105tonnes of material are wasted per day. The total investment is 10,600,000 USD and the operating cost was evaluated to be 10,300,000 USD/year.

REFERENCES

- [1] Appl, M., Ammonia, 2. Production Processes, in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. 2011.
- [2] Moulijn, J.A., M. Makkee, and A.E.v. Diepen, Chemical Process Technology, 2nd Edition. 2013: Wiley. 928.
- [3] Seider, W.D., et al., Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation. 4 ed. 2016: Wiley. 784.
- [4] Smith, C., A.K. Hill, and L. Torrente-Murciano, Current and future role of Haber–Bosch ammonia in a carbon-free energy landscape. *Energy & Environmental Science*, 2020. 13(2): p. 331-344.

SBORNÍK MIKROKONFERENCE

XVI. OBHAJOBY PROCESNÍCH PROJEKTŮ 2021

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

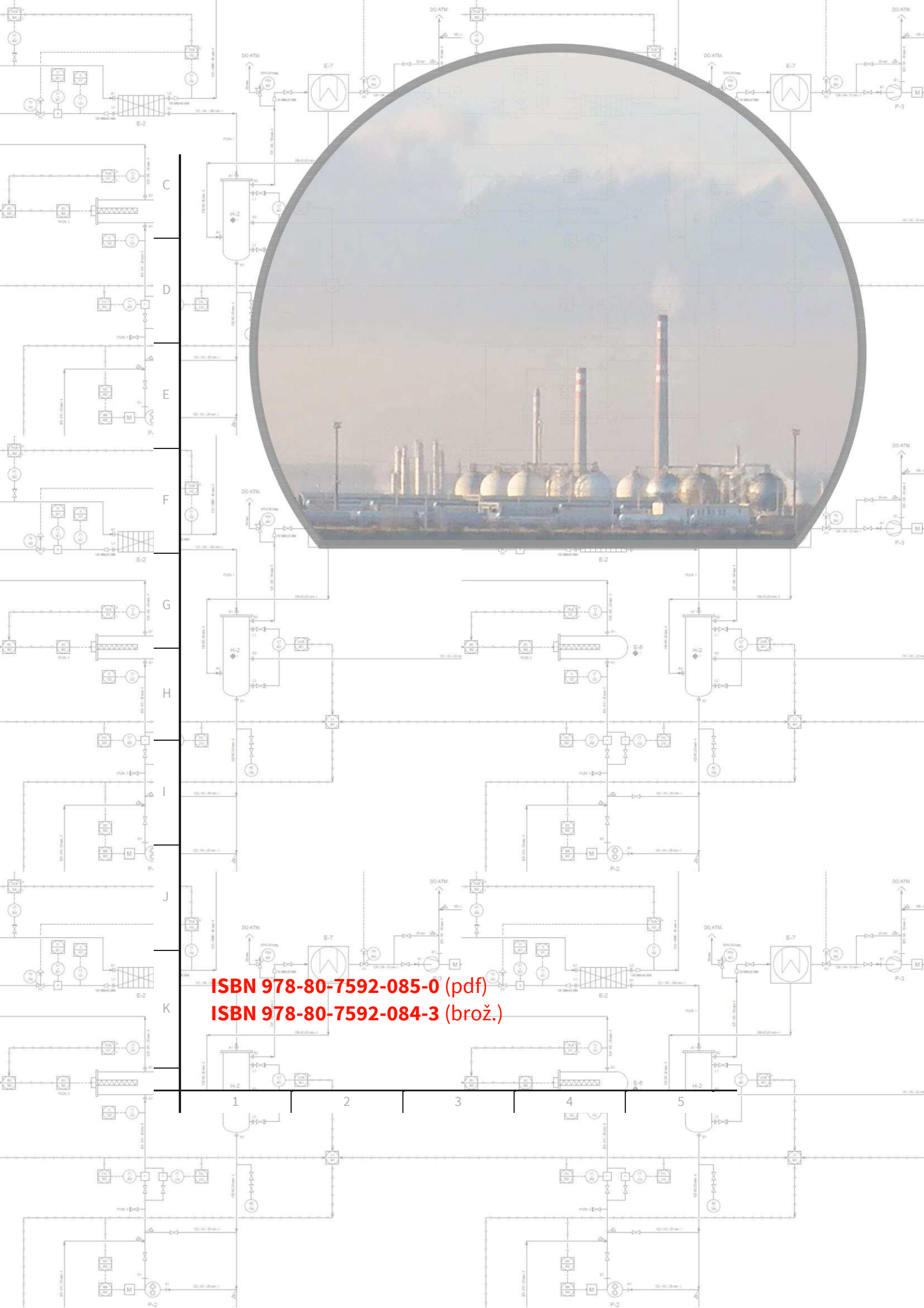
Editor: Čmelíková T., Rejl F.

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

Rok vydání: 2021

Počet stran: 48

Jedná se o elektronickou verzi publikace ve formátu pdf.



ISBN 978-80-7592-085-0 (pdf)
ISBN 978-80-7592-084-3 (brož.)