



# VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

## FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

## ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

# KONCEPČNÍ NÁVRH SPECIFICKÉHO PRŮMYSLOVÉHO PROCESU

CONCEPTUAL DESIGN OF A SPECIFIC INDUSTRIAL PROCESS

## BAKALÁŘSKÁ PRÁCE

BACHELOR'S THESIS

## AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Daniel Beneš

## VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.

BRNO 2022

# Zadání bakalářské práce

Ústav: Ústav procesního inženýrství  
Student: **Daniel Beneš**  
Studijní program: Strojírenství  
Studijní obor: Základy strojního inženýrství  
Vedoucí práce: **doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.**  
Akademický rok: 2021/22

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma bakalářské práce:

## Koncepční návrh specifického průmyslového procesu

### Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Práce je zaměřena na úvodní koncepční návrh specifického průmyslového procesu pro destrukci zbytkového ozónu. Cílem je seznámit se s problematikou tohoto procesu a pro konkrétní průmyslové zadání provést úvodní koncepční systémový návrh uspořádání procesu a identifikovat vhodnou velikost a typ jednotlivých procesních zařízení.

### Cíle bakalářské práce:

1. Seznámit se s problematikou průmyslového procesu pro destrukci zbytkového ozónu.
2. Seznámit se se základy „Pinch Technology“ pro koncepční systémové řešení procesu.
3. Pro konkrétní průmyslové zadání provést úvodní koncepční systémový návrh procesu pro destrukci zbytkového ozónu a identifikovat vhodnou velikost a typ jednotlivých procesních zařízení.
4. Provést zhodnocení a diskusi dosažených výsledků a poznatků.

### Seznam doporučené literatury:

KLEMEŠ J.J., VARBANOV P.S., WAN ALVI S.R., MANAN Z.A., Process Integration and Intensification: Saving Energy, Water and Resources, second edition, Walter de Gruyter GmbH, Berlin, 2018.

SEIDER W.D., LEWIN D.R., SEADER J.D., WIDAGDO S., GANI N., NG K. M., Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation, 4th. ed., John Wiley & Sons, Hoboken, NJ, USA, 2017.

Termín odevzdání bakalářské práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2021/22

V Brně, dne

L. S.

---

prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.  
ředitel ústavu

---

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.  
děkan fakulty

## **Abstrakt**

Tato bakalářská práce se zabývá koncepčním návrhem specifického průmyslového procesu pro termální destrukci zbytkového ozonu užitím metody *Pinch Technology*. V teoretické části práce je souhrnně představena problematika výroby, použití a destrukce ozonu. Dále jsou také představeny teoretické základy metody *Pinch Technology* pro koncepční návrh procesu. Praktická část práce se zabývá koncepčním návrhem konkrétního procesu pro termální destrukci zbytkového ozonu, na základě specifikovaných průmyslových dat, přičemž součástí koncepčního návrhu řešeného procesu je stanovení technicko-ekonomicky optimální velikosti procesní výměny tepla včetně následného rozhodnutí o vhodném typu výměníku tepla pro tento proces.

## **Klíčová slova**

Ozon, tepelná energie, technicko-ekonomická analýza, výměník tepla, *pinch technology*, investiční náklady

## **Abstract**

This bachelor thesis deals with the conceptual design of the specific industrial process for the thermal destruction of residual ozone using the Pinch Technology method. In the theoretical part of the thesis, the issue of production, use and destruction of ozone is summarized. The theoretical foundations of the Pinch Technology method for conceptual process design are also introduced. The practical part of the thesis deals with the conceptual design of a specific process for the thermal destruction of residual ozone, based on specified industrial data, with a technical-economically optimal heat exchange size, including a subsequent decision on a suitable heat exchanger for this process.

## **Key words**

Ozone, heat energy, technical-economic analysis, heat exchanger, pinch technology, investment cost

#### Bibliografická citace

BENEŠ, Daniel. *Koncepční návrh specifického průmyslového procesu* [online]. Brno, 2022 [cit. 2022-05-07]. Dostupné z: <https://www.vutbr.cz/studenti/zav-prace/detail/140748>.  
Bakalářská práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Ústav procesního inženýrství. Vedoucí práce Zdeněk Jegla

## Prohlášení

Prohlašuji, že jsem předloženou bakalářskou práci vypracoval samostatně s použitím uvedených pramenů v seznamu použitých zdrojů a za odborného dozoru vedoucího práce.

V Náměšti na Hané dne 15.5.2022

.....

Beneš Daniel

## Poděkování

Zde bych chtěl poděkovat doc. Ing. Zdeňku Jeglovi Ph.D. za jeho odborné vedení, cenné rady a ochotu pomáhat nad rámec jeho povinností jakožto vedoucího této bakalářské práce.

## Obsah

1	Úvod.....	9
1.1	Princip metodiky <i>Pinch Technology</i> pro návrh procesu.....	9
1.2	Zaměření bakalářské práce .....	10
2	Ozon – výroba, použití a jeho destrukce .....	11
2.1	Výroba ozonu .....	11
2.1.1	Příprava vzduchu (kyslíku) pro výrobu ozonu.....	11
2.1.2	Generátor ozonu .....	12
2.2	Použití ozonu .....	13
2.3	Destrukce ozonu .....	13
3	Základy <i>Pinch Technology</i> .....	15
3.1	Ilustrativní příklad procesu.....	15
3.2	Termodynamická analýza.....	16
3.3	Výměníky tepla.....	18
3.3.1	Trubkový výměník tepla .....	19
3.4	Analýza investičních, energetických a celkových nákladů .....	19
3.4.1	Určení plochy výměny tepla .....	20
3.4.2	Stanovení investičních nákladů .....	21
3.4.3	Stanovení nákladů na energie a celkových nákladů.....	22
4	Koncepční návrh průmyslového procesu .....	24
4.1	Zadání průmyslového procesu.....	24
4.2	Simulace procesu a vlastnosti procesních proudů .....	26
4.3	Extrakce dat a přípravné výpočty .....	35
4.3.1	Vstupní data ze softwaru CHEMCAD 7.1.1 .....	36
4.3.2	Tepelné obsahy proudů .....	36
4.3.3	Tepelné kapacity proudů .....	36
4.3.4	Tepelné výkony zařízení v simulačním schématu.....	36
4.3.5	Kontrola tepelných kapacit proudů z výkonů zařízení.....	37
4.3.6	Praktické tepelné obsahy proudů a tepelné výkon zařízení.....	37
4.4	Realizace technicko-ekonomické analýzy .....	38
4.5	Identifikace provedení procesní výměny tepla.....	41
5	Závěr.....	43
	Seznam použitých symbolů a zkratk .....	46
	Seznam příloh.....	49

# 1 Úvod

Výchozí, tj. koncepční návrh procesu, resp. technologické výrobní linky, tvoří první fázi celého návrhu řešeného procesu a zásadně ovlivňuje konečný výsledek, tedy investiční i provozní náklady navrhované technologické linky. Aby byla zajištěna odpovídající kvalita koncepčního návrhu procesu a následná plynulá návaznost na detailní návrh jednotlivých subsystémů procesu, byly postupem doby vyvinuty účinné návrhové postupy, jež jsou dnes souhrnně nazývané jako postupy pro integrovaný návrh procesu (*Process Integration*).

Tyto postupy umožňují navrhovat procesy, resp. technologické výrobní linky pro různá odvětví procesního (tj. chemického, petrochemického, potravinářského, farmaceutického, ...) průmyslu tak, aby se u navrhovaných procesů dosáhlo co největších úspor spotřeby energie, redukce emisí, minimalizace produkce odpadů či spotřeby primárních zdrojů. [1]

Jednou z neefektivnějších, neúčinnějších a nejvyužívanějších metodik integrace procesů je pak v současnosti *Pinch Technology* (příp. *Pinch Analysis* anebo *Pinch Design Method*), což je metodika založená na základním pohledu na systém tepelných toků v procesech a na existenci bodu zvaného *pinch*. [1] (Přesný český ekvivalent neexistuje, lze užít snad slova "svěť".)

## 1.1 Princip metodiky *Pinch Technology* pro návrh procesu

Metodika *Pinch Technology* je založena na termodynamické analýze a umožňuje stanovit podmínky, za kterých budou celkové náklady na navrhovaný proces (dané součtem nákladů energetických a investičních) minimální, a to ještě před vlastním návrhem jednotlivých energetických subsystémů, tj. systému procesní výměny tepla a systému externích energetických zdrojů. Přitom s pomocí specifických grafických, resp. vizualizačních nástrojů názorně demonstruje přímou transformaci termodynamických principů do oblasti ekonomiky. [1]

Z pohledu metodiky *Pinch Technology* je potom celý návrh procesu rozdělen do několika dílčích na sebe navazujících a systematicky propracovaných kroků. Prvním z nich je koncepční návrh procesu (*targeting*). Vychází ze znalosti parametrů hlavních procesních proudů, jež se v procesu vyskytují kolem klíčového zařízení procesu.

Klíčovým zařízením procesu může být podle typu procesu například chemický reaktor (typicky u chemických procesů), destilační kolona (typicky u rafinérských procesů) anebo například turbína (typicky u energetického procesu). Příslušným postupem se pak s pomocí dat o hlavních proudech v tomto kroku pro navrhovaný proces identifikuje technicko-ekonomicky optimální velikost systému procesní výměny tepla a systému externích energetických zdrojů spolu s identifikací optimální hodnoty minimálního teplotního přiblížení  $\Delta T_{min}$  navrhovaného procesu v místě zvaném *pinch*. [1]

Ve druhém kroku (*synthesis*) se s ohledem na nalezené místo *pinch* provádí identifikace provedení hlavních dílčích systémů – tj. provedení a uspořádání systému procesní výměny tepla a systému externích energetických zdrojů, opět na základě konkrétních pravidel a grafických a výpočtových nástrojů vyvinutých v *Pinch Technology*. [1]

Posledním třetím krokem je pak v metodice *Pinch Technology* detailní návrh (*detail design*) jednotlivých zařízení (například výměníků tepla, apod) tvořící hlavních dílčí systémy procesu, jež byly v předchozím (tj. druhém) kroku identifikovány. [1]

## 1.2 Zaměření bakalářské práce

Tato bakalářská práce se zaměřuje na úvodní koncepční návrh specifického průmyslového procesu pro destrukci zbytkového ozónu. Záměrem práce je proto se nejdříve na základě studia odborné literatury seznámit v potřebné míře s problematikou výroby, použití a destrukce (zbytkového) ozónu.

V návaznosti na to je pak v bakalářské práci provedeno potřebné seznámení se základy *Pinch Technology*, a to především s postupem zvaným *targeting* (resp. *supertargeting*) pro koncepční systémový návrh procesu. A poté s formulací konkrétního zadání pro koncepční návrh průmyslového procesu pro destrukci zbytkového ozónu.

Následně bude tento postup prakticky aplikován na koncepční návrh zadaného průmyslového procesu pro destrukci zbytkového ozónu. Cílem je přitom identifikovat technicko-ekonomicky optimální velikost systému procesní výměny tepla a systému externích energetických zdrojů v navrhovaném procesu včetně lokalizace velikosti a umístění optimální hodnoty minimálního teplotního přiblížení  $\Delta T_{\text{MIN}}$  v místě zvaném *pinch*.

Dalším vytyčeným cílem je rovněž identifikovat vhodnou velikost a typ jednotlivých procesních zařízení ve zmíněných dílčích systémech navrhovaného procesu a provést zhodnocení a diskusi dosažených výsledků a poznatků.

## 2 Ozon – výroba, použití a jeho destrukce

Ozon je vysoce nestabilní světle modrý plyn skládající se ze tří atomů kyslíků ( $O_3$ ), který má silné oxidační vlastnosti a také silnou absorpci v UV oblasti (chrání povrch Země před intenzivním UV zářením). V zemské atmosféře se vykytuje jak ozon přírodního původu, tak ten vyrobený uměle člověkem. Přírodní ozon se vykytuje ve vyšších sférách (stratosféra), kde vzniká jako produkt reakce mezi UV zářením a molekulami kyslíku  $O_2$ . Uměle vytvořený ozon může vznikat jako důsledek znečištění ovzduší tzn. fotochemickými reakcemi mezi těkavými organickými sloučeninami a oxidy dusíku ( $NO_x$ ). Druhý případ uměle vytvořeného ozonu je ten, kdy se záměrně ozon vyrábí v tzv. generátorech ozonu za účelem jeho následovného využití. [2]

### 2.1 Výroba ozonu

Jelikož je ozon vysoce nestabilní sloučenina, je nezbytné, aby jeho výroba probíhala přímo v místě jeho použití. Ozon je možné vyrábět z čistého kyslíku, z vysušeného vzduchu (zbaveného prachu) anebo z vysušeného vzduchu obohaceného o kyslík. Zjednodušeně lze rovnici výroby ozonu potom dle [2] zapsat takto:



K rozštěpení molekuly kyslíku podle rovnice (1) na dva atomy kyslíku je zapotřebí poměrně velké energie (145 kJ na jednu molekulu  $O_3$ ), která je obvykle dodávána prostřednictvím tzv. tichého (korónového) elektrického výboje o hodnotě napětí v rozmezí 8 až 20 kV v závislosti na použitém generátoru ozonu. [3]

#### 2.1.1 Příprava vzduchu (kyslíku) pro výrobu ozonu

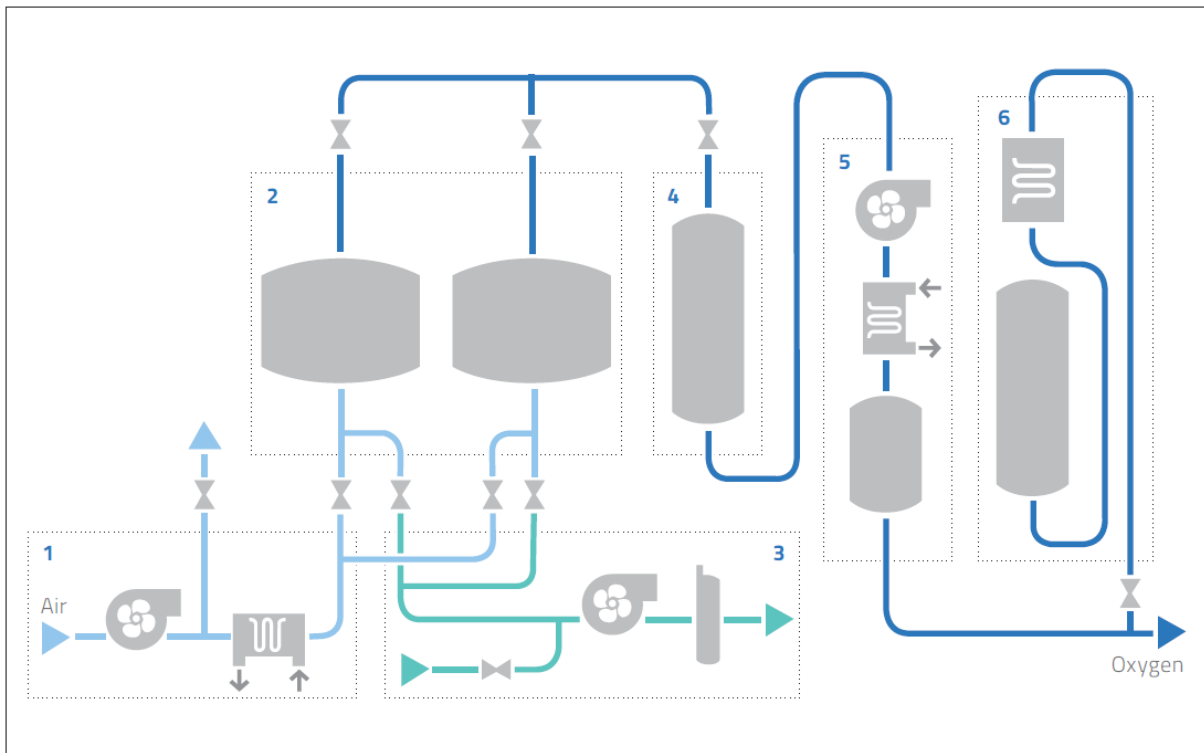
Pro malokapacitní výrobu ozonu (například pro laboratorní, experimentální či různé malokapacitní průmyslové a spotřebitelské aplikace ozonu) se obvykle využívá čistý kyslík, který lze za tímto účelem zakoupit v kapalné formě. [2]

Pro středně a vysokokapacitní výrobu ozonu se potřebný kyslík může v místě výroby ozonu vyrábět buď frakční destilací vzduchu anebo procesem typu VPSA (*Vacuum Pressure Swing Adsorption*).

Frakční destilace vzduchu je tradiční a energeticky náročný proces na získávání vysoce koncentrovaných komponent obsažených ve vzduchu, především kyslíku (s čistotou 99 %) a dusíku (s čistotou 98,8 %) a vzácných plynů (např. argon apod.). Klíčovým zařízením tohoto procesu je speciální dvoustupňová rektifikační kolona – systém Linde, která je představena například v literatuře [4]. Před vlastní aplikací frakční destilace vzduchu však musí být navíc vzduch nejprve zbaven nečistot (oxid uhličitý, prachové částice atd.) a následně zkapalněn, aby mohla být jeho destilace (využívající rozdílných teplot varu jednotlivých komponent vzduchu) provedena.

Pro potřebu středně a vysokokapacitní výroby ozonu se tak v současnosti mnohem více využívá proces VPSA, který je podstatně méně energeticky náročný a jehož výstupem je proud vzduchu výrazně obohaceného kyslíkem (typicky se dosahuje koncentrace 92-94 obj. % kyslíku ve výstupním proudu vzduchu), což pro následnou potřebu výroby ozonu naprosto dostačuje. Metoda VPSA využívá molekulového síta na bázi zeolitu, jež na svém povrchu zachytává

(adsorbuje) vodní páru, oxid uhličitý a dusík, zatímco kyslík tímto molekulovým sítím prochází [5]. Principiální technologické schéma procesu VPSA je znázorněno na následujícím Obr. 1.



*Obr. 2 Schéma procesu VPSA na výrobu kyslíkem obohaceného vzduchu (podle [5])  
 Legenda: 1-systém stlačování vzduchu, 2-systém adsorpce, 3-systém evakuace (tj. snížení tlaku), 4-vyrovnávací systém, 5-systém komprese, 6-zálohovací systém.*

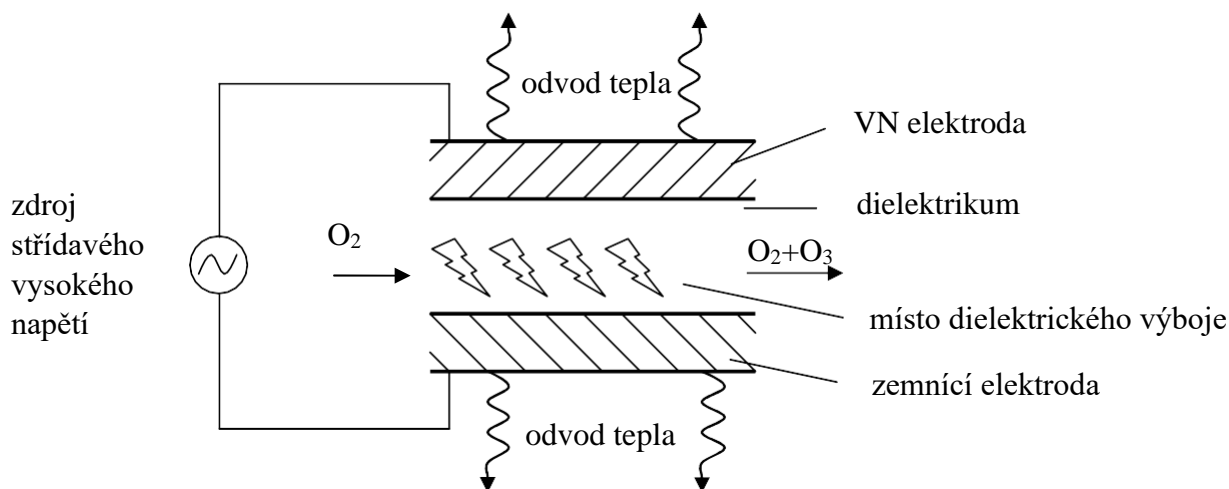
Z Obr. 1 je zřejmé, že proces VPSA obsahuje šest dílčích systémů. Prvním systémem je systém zajišťující sání a stlačování zpracovávaného vzduchu. Stlačený vzduch pak vstupuje do systému adsorpce a prochází zde zeolitovým ložem (adsorberem). Tento systém tvoří dva paralelně zapojené adsorbéry, přičemž jedno je pracovní a druhé je současně regenerováno zpětným tokem proudu vyvolaným systémem na snížení tlaku (systém evakuace). Kyslíkem obohacený vzduch pokračuje z pracovního lože do vyrovnávacího systému se sníženým tlakem. Odtud je potom výstupní proud za pomoci systému komprese odváděn z procesu. U výstupu z procesu je k navíc k dispozici zálohovací systém pro případné dočasné uskladnění výstupního proudu.

### 2.1.2 Generátor ozonu

Generátory ozonu vyrábí z kyslíku (vzduchu) plynné směsi se zvýšeným obsahem ozonu. Ozon lze ze vzduchu nebo kyslíku vyrábět dvěma způsoby: (i) dielektrickým výbojem nebo (ii) ozařováním UV zářením. V praxi převažuje výroba pomocí dielektrického výboje, jelikož má větší účinnost než generátory využívající UV záření. [2]

Dielektrický výboj je jev, který vzniká, když je dielektrikum (izolant) umístěn mezi elektrody. V takovémto případě se dielektrikum chová jako sériově zapojený kondenzátor. Na tyto elektrody je poté přivedeno střídavé napětí s amplitudou vyšší, než je průrazné napětí dielektrika (plynu). Aby bylo možné dosáhnout dalšího výboje, je třeba zvýšit amplitudu napětí nebo obrátit polaritu výboje, proto se používají zdroje střídavého napětí. [2]

Využívají se dva základní typy tvaru elektrod: soustředné válce nebo paralelní desky. Základní schéma generátoru ozonu s paralelními deskami je znázorněno na **Chyba! Nenalezen zdroj odkazů..** [2]



Obr. 2 Schéma generátoru ozonu s paralelními deskami - dle [2]

Účinnost generátorů ozonu pomocí dielektrického výboje je poměrně malá, asi 85% přivedené el. energie se přemění v teplo. Volba typu generátoru se liší podle potřebného výkonu. Pro malé výkony se volí generátor chlazený vzduchem s paralelními deskami. Pro vyšší výkony se pak preferují generátory chlazené vodou se soustřednými válcovými elektrodami. Podle použité frekvence VN se pak generátory ozonu dále dělí na nízkofrekvenční (frekvence sítě), středofrekvenční (do 1kHz) a vysokofrekvenční (nad 1kHz). [2]

## 2.2 Použití ozonu

V současnosti se ozon využívá v mnoha různých oblastech především jako dezinfekční přípravek. Díky svému vysokému oxidačně-redukčnímu potenciálu ničí téměř všechny formy bakterií a virů v pitné vodě, odstraňuje zápach a zabarvení, likviduje vysokomolekulární sloučeniny, fenoly, aromatické látky, kyanidy, organické látky aj. (první použití ozonu v oblasti sterilizace vody bylo již v 90. letech 19. století v Německu). Oproti chlóru má ozon lepší dezinfekční účinky a zároveň se jeho reakcí s vodou nevytváří žádné vedlejší produkty, které by mohly být nebezpečné pro živé organismy. Další výhodou oproti chlóru je jeho větší efektivnost a rychlost čištění vody. [6]

Ozon má také dobré bělicí účinky, těchto vlastností ozonu se využívá v textilním průmyslu pro bělení textilií a v dřevozpracujícím průmyslu pro bělení buničiny při výrobě papíru.[7][8]

## 2.3 Destrukce ozonu

Ozon je za normálních podmínek těžší než vzduch, má charakteristický ostrý zápach a je škodlivý pro lidský organismus. Přípustná objemová koncentrace ozonu ve vzduchu je 0,1 ppm, cítit je už při koncentraci 0,01 ppm, při koncentracích nad 5 ppm je smrtelný.[2]

Z těchto důvodů musejí být dodržovány přísné bezpečnostní zásady a opatření a přebytečný ozon musí být zneškodňován v destruktoech ozonu. Destruktory ozonu ničí přebytečný, nevyužitý ozon, který je nebezpečný pro lidský organismus. Destruktory rozkládají ozon na kyslík s maximální koncentrací ozonu 0,1 ppm. [9]

Existuje několik typů destrukce [2]:

- Termální destrukce
- Katalytická destrukce
- Kombinace katalytické a termální destrukce
- Adsorpční destrukce

Při termální destrukci se ozon zahřeje na vysokou teplotu (obvykle cca 300-350 °C a výše), což značně urychlí jeho samovolný rozpad na kyslík [3]. V Tab. 2 jsou znázorněny poločasy rozpadu ozonu v závislosti na prostředí a teplotě.

Tab. 2 Poločasy rozpadu ozonu v závislosti na jeho formě a teplotě [3]

Plynný ozon		Ozon rozpuštěný ve vodě	
Teplota [°C]	Poločas rozpadu	Teplota [°C]	Poločas rozpadu
-50	3 měsíce	15	30 minut
-35	18 dní	20	20 minut
-25	8 dní	25	15 minut
20	3 dny	30	12 minut
120	1,5 hodiny	35	8 minut
250	1,5 sekundy		

Katalytické destruktory využívají kovových katalyzátorů nebo oxidů kovů k destrukci ozonu bez nutnosti zvýšení teploty. Jako katalyzátory se používají například oxid mangančitý  $MnO_2$  a oxid měďnatý  $CuO$ . Při samotném rozkladu ozonu se oxid mangančitý nespotebovává, ale časem dochází k ke snížení katalytické schopnosti destrukce vlivem nečistot, které se nacházejí v proudu vzduchu s ozonem. Snížení katalytické schopnosti se eliminuje umístěním filtru před samotný destruktor.[6]

Dalším typem destrukturu je termálně-katalytický destruktor, který je kombinací dvou předcházejících typů. Destruktor je velmi účinný, lze jej snadno regulovat (nastavení teploty uvnitř destrukturu) a většinou má dlouhou životnost.[6]

Poslední (adsorpční) typ destrukturu využívá vlastností granulovaného aktivního uhlí, které se vyznačuje velkým vnitřním povrchem a velkým množstvím pórů. Ozon se adsorbuje v pórech aktivního uhlí. Tento typ destrukturu má jen omezenou životnost a je třeba pravidelně měnit náplň aktivního uhlí za novou, nebo tuto náplň reaktivovat (znovuobnovit adsorpční vlastnosti).[6]

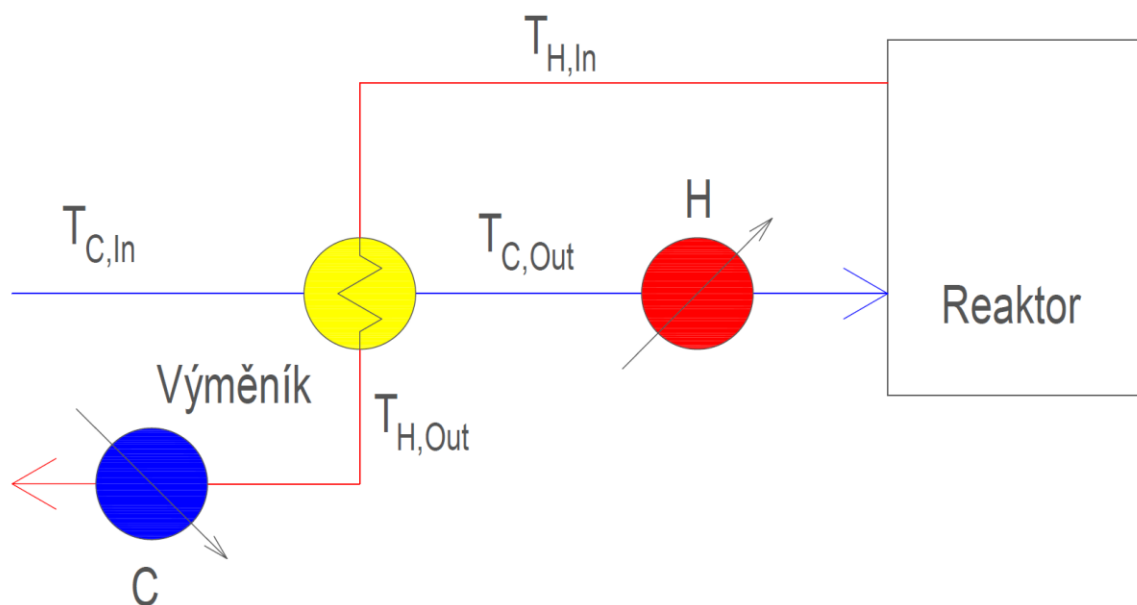
### 3 Základy Pinch Technology

*Pinch Technology* nebo také *Pinch Analysis* lze považovat za jednu nejefektivnějších a nejučinnějších metodik integrace procesů. Integrace procesů (*Process Integration*) znamená systematický návrh procesů jako celku nikoliv jako jednotlivých zařízení. Úspěšnou integrací procesů dochází ve výrobních provozech k úsporám energie, investičních nákladů a zlepšení jejich flexibility. V dnešní době je prvořadou prioritou redukce emisí daného procesu. [1]

*Pinch Technology* je metodika založená na ekonomických a termodynamických principech a existenci bodu zvaného *pinch* (svěť). Tuto metodiku objevil a poprvé s úspěchem v praxi využil prof. B. Linnhoff. První využití těchto metodik ve Velké Británii dokázalo snížit náklady na energie o 15 až 40 % a také značně snížit investiční náklady při projektování nových provozů a rekonstrukce již existujících. [1]

#### 3.1 Ilustrativní příklad procesu

Princip a použití *Pinch Technology* je možné ilustrovat na následujícím jednoduchém příkladu, znázorněném na Obr. 3, kdy je třeba navrhnout proces, jehož klíčovým zařízením je reaktor (s exotermickou reakcí suroviny), do nějž vstupuje chladný (*Cold - index C*) proud suroviny částečně předehřátý ve výměníku tepla (*Exchanger, E*) z počáteční vstupní teploty  $T_{C,IN}$  a dohřátý před vstupem do reaktoru v ohřívači (*Heater, H*) na potřebnou teplotu  $T_{C,OUT}$ . Z reaktoru pak odchází horký (*Hot - index H*) proud vzniklého produktu o teplotě  $T_{H,IN}$ , který je před výstupem z výrobního procesu nejprve částečně ochlazen ve výměníku tepla (*Exchanger, E*) a následně dochlazen v chladiči (*Cooler, C*) na požadovanou výstupní teplotu  $T_{H,OUT}$ . [1]



Obr. 3 Schéma jednoduchého procesu – dle [1]

### 3.2 Termodynamická analýza

Základem *Pinch Technology* je termodynamická analýza. Ta využívá pro zobrazení procesní výměny tepla mezi dvěma proudy diagram “teplota – tepelný tok“ (*Temperature/Enthalpy Relationships*) (Obr. 4). Pro výpočet a návrh optimálního integrovaného procesu a znázornění proudů v diagramu je potřeba zjistit jejich tepelný tok, resp. tepelný obsah. K tomuto účelu se využívají rovnice tepelné bilance pro horký proud (3) a pro chladný proud (4): [1]

$$\Delta H_H = \dot{m}_H \cdot \overline{c_{P_H}} \cdot (T_{H,IN} - T_{H,OUT}) \quad (3)$$

kde:  $\Delta H_H$  je tepelný tok (obsah) horkého proudu [W];

$\dot{m}_H$  je hmotnostní průtok horkého proudu [kg/s];

$\overline{c_{P_H}}$  je tzv. střední měrná kapacita horkého proudu [J/(kg·K)];

$T_{H,OUT}$  je teplota horkého proudu na výstupu z výměníku;

$T_{H,IN}$  je teplota horkého proudu na vstupu do výměníku;

$$\Delta H_C = \dot{m}_C \cdot \overline{c_{P_C}} \cdot (T_{C,OUT} - T_{C,IN}) \quad (4)$$

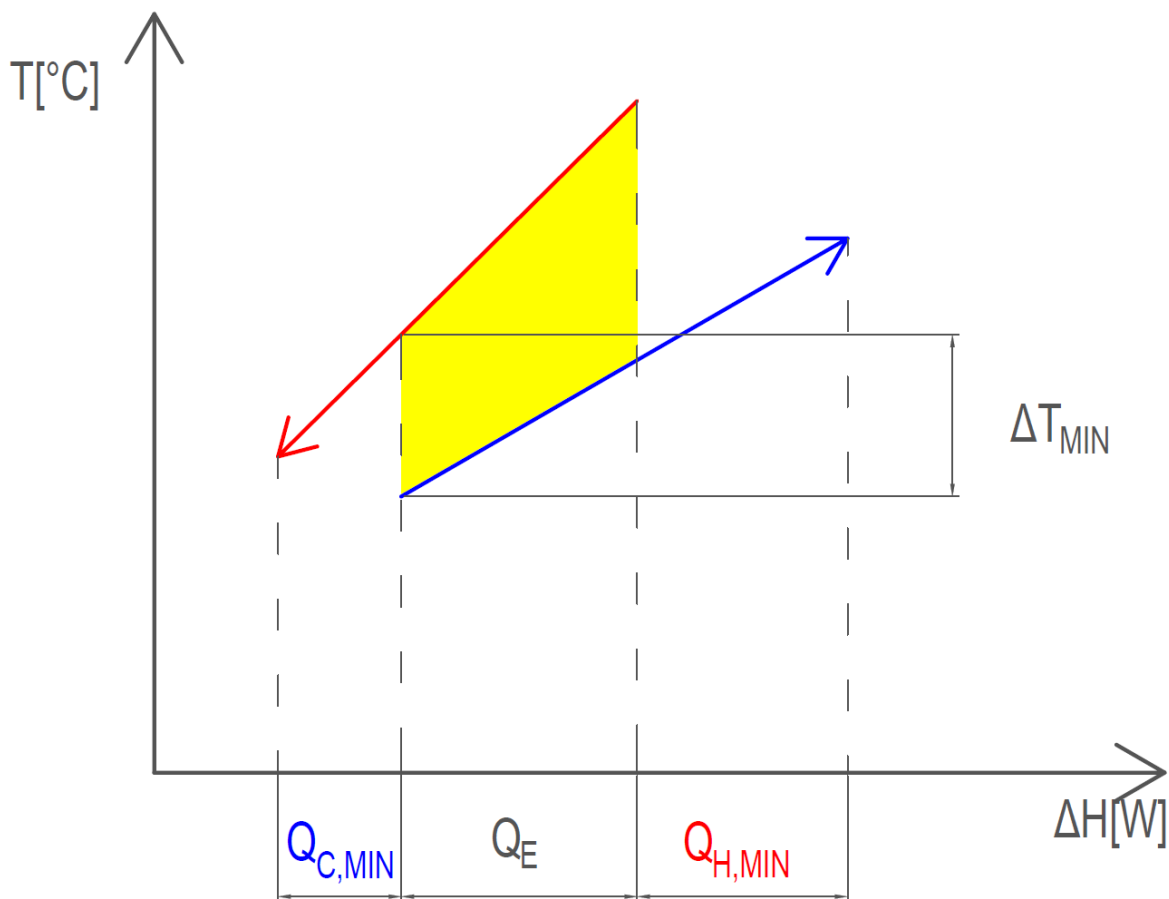
kde:  $\Delta H_C$  je tepelný tok (obsah) chladného proudu [W];

$\dot{m}_C$  je hmotnostní průtok chladného proudu [kg/s];

$\overline{c_{P_C}}$  je tzv. střední měrná kapacita chladného proudu [J/(kg·K)];

$T_{C,OUT}$  je teplota chladného proudu na výstupu z výměníku;

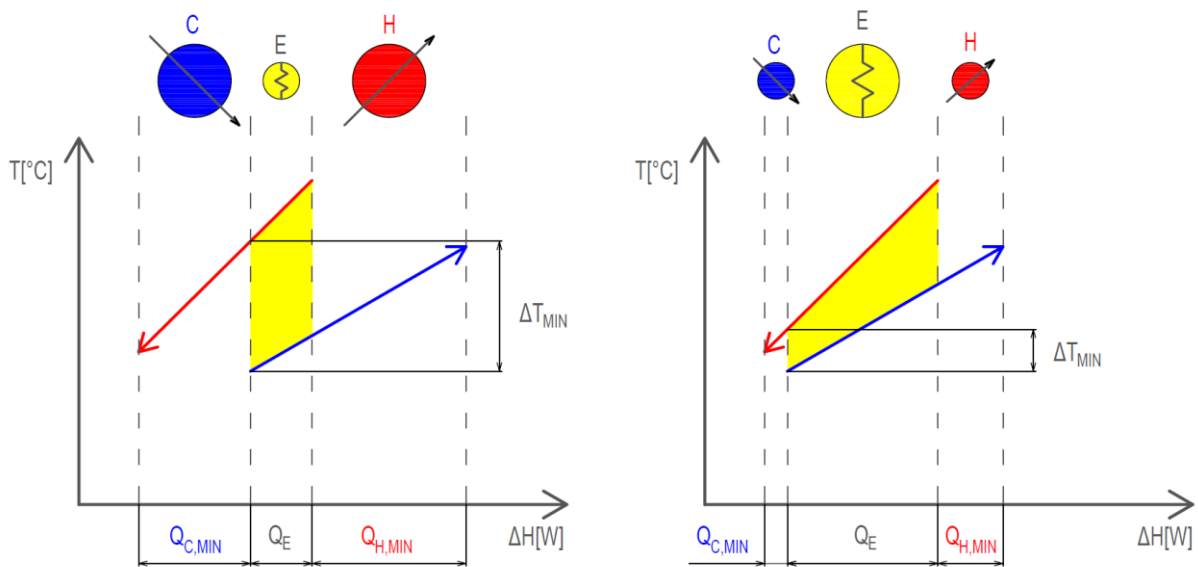
$T_{C,IN}$  je teplota chladného proudu na vstupu do výměníku;



Obr. 4 Diagram "teplota-tepelný tok" - dle [1]

V diagramu je znázorněn horký proud (červený), který je třeba ochladit z  $T_{H,IN}$  na  $T_{H,OUT}$  a studený proud (modrý), který je třeba ohřát z teploty  $T_{C,IN}$  na teplotu  $T_{C,OUT}$ . Koncové a počáteční teploty proudů jsou dány technologickými požadavky, což znamená, že s křivkami nelze pohybovat ve vertikálním směru. Lze s nimi ale pohybovat v horizontálním směru a tím měnit tepelný obsah daného technologického proudu. Vzájemná poloha proudů je potom dána minimálním dovoleným teplotním přiblížením  $\Delta T_{MIN}$ . V místě, kde se křivky překrývají (vyznačená žlutá oblast), dochází k výměně tepla (o tepelném výkonu  $Q_E$ ) mezi chladným a studeným procesním proudem (tzv. procesní výměna tepla) v již zmíněném zařízení zvaném výměník tepla (*Heat Exchanger*, E). Jelikož oblast překrytí nepokrývá oba proudy celé, je třeba část horkého proudu o tepelném výkonu  $Q_{C,MIN}$  dochladiť externě pomocí tzv. chladného servisu, v zařízení obecně zvaném chladič (*Cooler*, C), v němž lze jako chladicí tekutiny využít například chladicí vodu (*Cooling Water*, CW) a část chladného proudu o tepelném výkonu  $Q_{H,MIN}$ , zase externě ohřát pomocí tzv. horkého servisu, v zařízení obecně zvaném ohříváč (*Heater*, H), v němž lze jako ohřevnou pracovní látku použít například vodní páru (*Steam*, S).

Kolik tepla je třeba přivést, respektive odvést pomocí horkého, respektive chladného servisu je jednoznačně dáno hodnotou  $\Delta T_{MIN}$ . Čím větší je hodnota minimálního dovoleného teplotního přiblížení, tím větší jsou nároky na následný externí ohřev (H), resp. ochlazení (C) a tím stoupají energetické náklady. Na druhou stranu čím menší  $\Delta T_{MIN}$  se zvolí tím více klesají náklady na energie (H, C), ale zvyšují se investiční náklady na potřebný výměník tepla (E) - viz schematické znázornění na Obr. 5. Z této úvahy tak vyplývá, že stanovení optimální hodnoty  $\Delta T_{MIN}$  je technicko-ekonomická záležitost. [1]

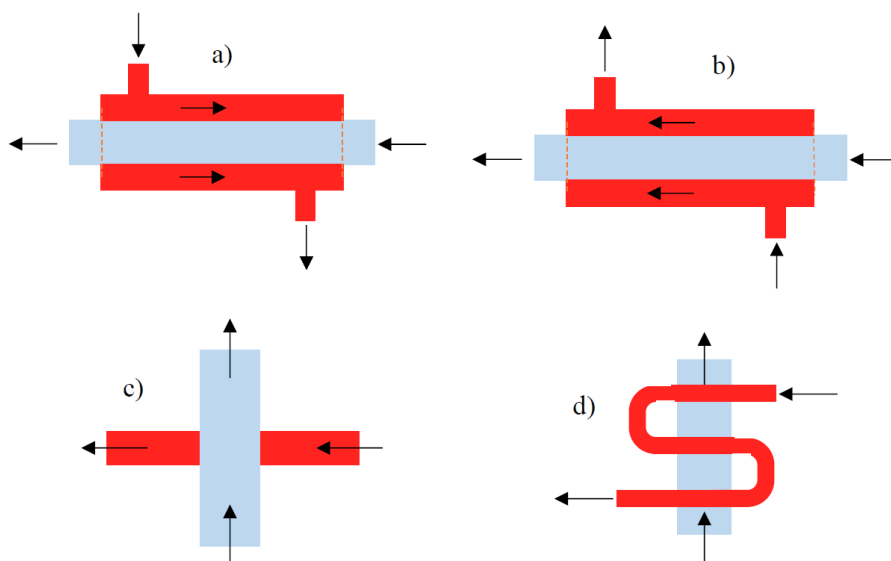


Obr. 5 Schématické znázornění nákladů – dle [1]

### 3.3 Výměníky tepla

K realizaci výměny tepla v procesech se nejčastěji používají rekuperační výměníky tepla (zařízení C, E, H na Obr. 3), v nichž se teplo přenáší z teplého proudu do chladného proudu přes oddělující pevnou stěnu (plocha výměny tepla), aniž by došlo ke vzájemnému mísení těchto obou proudů.

Existuje celá řada různých typů rekuperačních výměníků tepla (například trubkové, deskové, spirálové aj.), které se od sebe liší provedením plochy výměny tepla, provozními vlastnostmi, způsobem toku pracovních látek a nároky na údržbu zařízení. Podle vzájemného uspořádání proudů ve výměníku tepla se však výměníky tepla obecně dělí podle [10] na: protiproudé, souproudé, křížové a kombinované. Toto rozdělení schematicky znázorňuje následující Obr. 6.

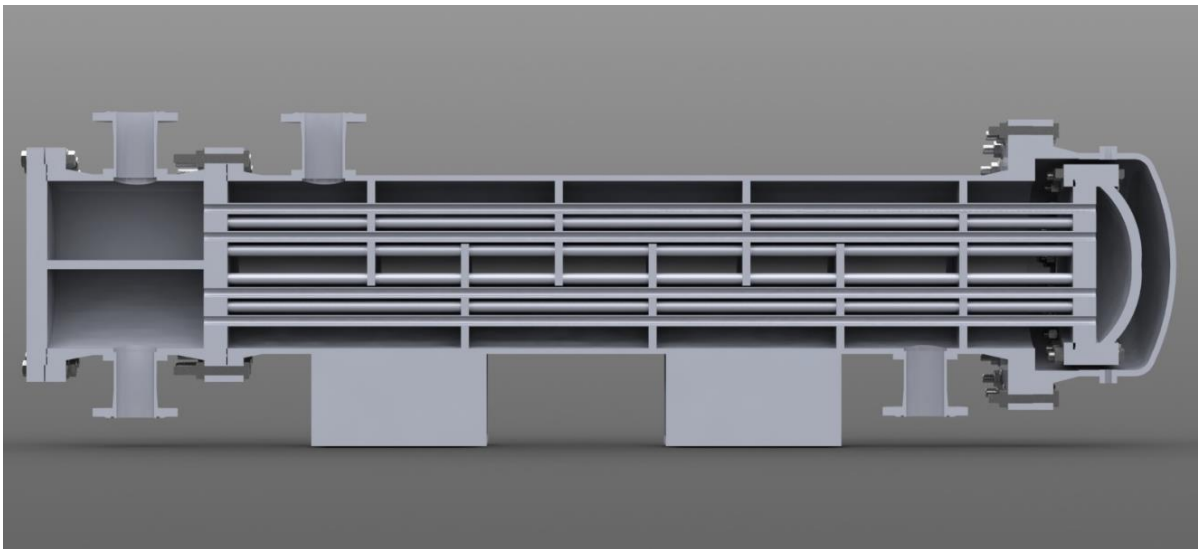


Obr. 6 Schématické znázornění toku látek ve výměníku:  
a) protiproudé; b) souproudé; c) křížové; d) kombinované – dle [10]

### 3.3.1 Trubkový výměník tepla

Jedním z nejpoužívanějších typů výměníku v procesním průmyslu je výměník tepla s trubkami v plášti a segmentovými přepážkami (*Shell and Tube Heat Exchanger*). Charakteristickým konstrukčním prvkem takového výměníku je válcový plášť uzavřený víky. V něm jsou trubky upevněné ve dvou rovnoběžných kruhových deskách (tzv. trubkovnicích). V tomto typu výměníku tepla proudí obě pracovní tekutiny relativně vysokými rychlostmi a tím pádem je přestup tepla intenzivní a snižují se tím požadavky na velikost plochy výměny. Do pláště jsou na svazek trubek instalovány tzv. segmentové přepážky (typicky ve vzdálenosti cca 400 až 500 mm), které zvyšují střední rychlost proudění tekutiny v plášti (přesněji v tzv. mezitrubkovém prostoru), přispívají k rovnoměrnému proudění média v celém objemu pláště a snižují vytváření takzvaných „mrtvých koutů“, kde se tekutina nepohybuje.[11]

Jelikož trubkové výměníky tepla plášťového typu pracují velmi často při velkých rozdílech teplot, je třeba vhodným konstrukčním řešením umožnit rozdílnou teplotní dilataci trubek a pláště, aby v důsledku rozdílné teplotní roztažnosti trubek a pláště nedocházelo k deformaci či porušování konstrukčních prvků výměníku (trubky, trubkovnice, plášť) za provozu. Konstrukční úpravou, jež zabraňuje takovému poškození výměníku je například vlnovec (kompenzátor) na plášti. Další možností je pak například použití svazku U-trubek anebo použití tzv. plovoucí hlavy, kdy je svazek trubek na jedné straně upevněn v pevné a na straně druhé ve volné (tzv. plovoucí) trubkovnici, která umožňuje trubkám dilatovat, aniž by došlo k poškození pláště či trubek. Tento typ výměníku je ilustrativně v řezu zobrazen na Obr. 7. [11]



*Obr. 7 Řez trubkovým výměníkem tepla se segmentovými přepážkami v provedení s plovoucí hlavou – dle [10]*

### 3.4 Analýza investičních, energetických a celkových nákladů

Jak bylo zmíněno výše v kapitole 3.2 bude stanovení optimální hodnoty  $\Delta T_{\text{MIN}}$  otázkou technicko-ekonomické analýzy. Aby bylo možné tuto technicko-ekonomickou analýzu provést, je nutno disponovat potřebnými technickými a ekonomickými informacemi či postupy pro jejich stanovení, jež metodika *Pinch Technology* pro tuto analýzu, resp. optimalizaci používá. Tyto informace budou představeny v následujících odstavcích této kapitoly.

### 3.4.1 Určení plochy výměny tepla

Aby bylo možné provést technicko-ekonomickou analýzu, resp. optimalizaci, která umožní stanovení optimální hodnoty  $\Delta T_{\text{MIN}}$  řešeného procesu, je nejprve potřeba znát, jak velký (a nákladný) výměník tepla (E) bude potřeba pro každou příslušnou pozici proudů v diagramu T- $\Delta H$  (viz výše znázornění na Obr. 5). Hledanou velikost výměníku tepla, který umožňuje přenést známý tepelný výkon  $Q_E$  lze vypočítat pomocí tzv. přenosové rovnice (základní rovnice pro návrh výměníku tepla): [1]

$$Q_E = k \cdot A \cdot \Delta T \quad (5)$$

kde:  $Q_E$  je přenášený tepelný výkon [W];

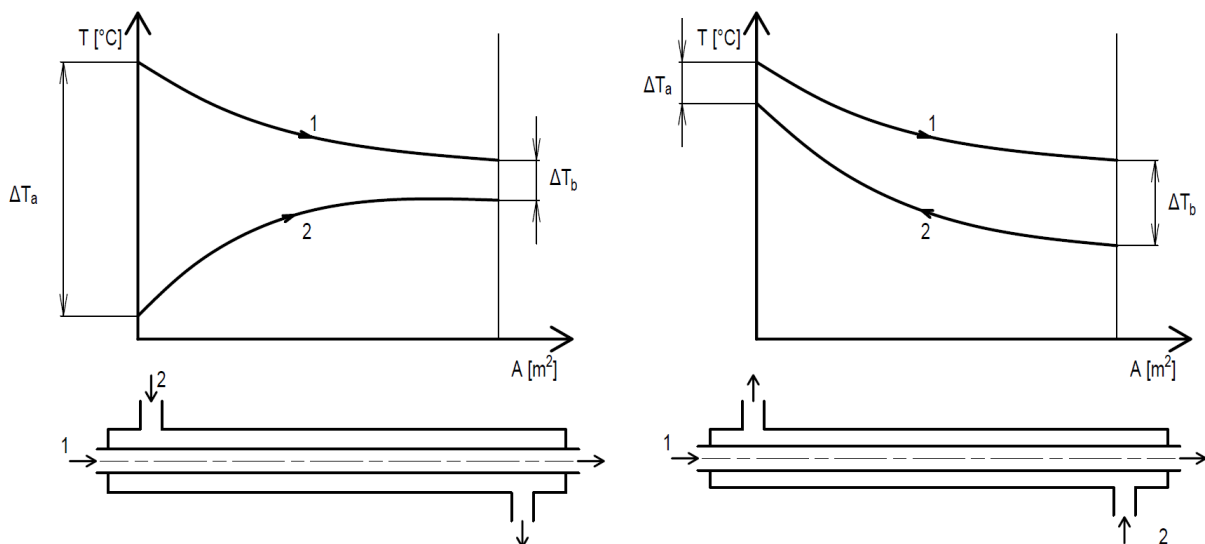
$k$  je součinitel prostupu tepla [W/(m<sup>2</sup>·K)] (v anglosaské literatuře značený také U);

$A$  je plocha výměny tepla [m<sup>2</sup>];

$\Delta T$  je střední teplotní rozdíl [K] (závisí na vstupních a výstupních teplotách obou proudů a způsobu jejich toku výměníkem).

Součinitel prostupu tepla  $k$  se do rovnice (5) pro potřeby základní technicko-ekonomické rozvahy stanovuje obvykle (při neznalosti detailní geometrie výměníku tepla) pro daný typ výměníku odečtením doporučené hodnoty z tabulek z příslušné odborné literatury, například z [12].

Pro souproudé a protiproudé uspořádání proudů ve výměníku tepla je střední teplotní rozdíl  $\Delta T$  roven tzv. logaritmickému teplotnímu rozdílu  $\Delta T_{\text{ln}}$ . Průběhy teplot a hodnoty potřebné pro výpočet logaritmického teplotního rozdílu pro obě zmíněná základní uspořádání výměníku jsou zobrazeny na Obr. 8.



a) Souproudé uspořádání

b) Protiproudé uspořádání

Obr. 8 Zobrazení průběhu teplotu médií v souproudém a protiproudém výměníku

Příslušný vztah pro výpočtové stanovení logaritmického teplotního rozdílu  $\Delta T_{\text{ln}}$  definuje následující rovnice (6) z literatury [13]:

$$\Delta T_{\text{ln}} = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}} \quad (6)$$

Logaritmický teplotní rozdíl může být také vyjádřen obecně v závislosti na parametrech R a P následující rovnicí (7) dle literatury [13]:

$$\Delta T_{ln} = \frac{T_{H,IN} - T_{H,OUT}}{R} \cdot \delta \quad (7)$$

kde:

$$\delta = \frac{(R-1)}{\ln \frac{1-P}{1-P \cdot R}} \quad \text{pro } R \neq 1 \quad (8)$$

$$\delta = \frac{1-P}{P} \quad \text{pro } R = 1 \quad (9)$$

$$P = \frac{T_{C,out} - T_{C,in}}{T_{H,in} - T_{C,in}} \quad (10)$$

$$R = \frac{T_{H,in} - T_{H,out}}{T_{C,out} - T_{C,in}} \quad (11)$$

V rovnicích (7) až (11) je:

$T_{C,in}$  teplota chladného proudu na vstupu do výměníku tepla [°C];

$T_{C,out}$  teplota chladného proudu na výstupu z výměníku tepla [°C];

$T_{H,in}$  teplota horkého proudu na vstupu do výměníku tepla [°C];

$T_{H,out}$  teplota horkého proudu na výstupu z výměníku tepla [°C].

Pro všechna ostatní uspořádání (např. křížový či kombinovaný tok) se střední teplotní rozdíl vypočítá dle [13] z rovnice

$$\Delta T = \Delta T_{ln} \cdot F \quad (12)$$

kde:  $\Delta T_{ln}$  je logaritmický teplotní rozdíl pro protiproudé uspořádání, [°C];

$F$  je korekční faktor, [-].

V případě nejčastější konfigurace trubkového výměníku tepla se segmentovými přepážkami a se dvěma chody v trubkovém prostoru (viz Obr. 7) platí pro korekční faktor F dle [13] rovnice:

$$F = \frac{\eta}{\delta \cdot \ln \frac{2-P \cdot (R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P \cdot (R+1+\sqrt{R^2+1})}} \quad (13)$$

### 3.4.2 Stanovení investičních nákladů

Investiční náklady na výměník tepla ovlivňuje především velikost plochy výměny tepla, materiál výměníku a tlak procesního média.

Pro stanovení investičních nákladů na výměník tepla je možné použít následující obecnou rovnici dle literatury [14]

$$C = F_P F_M C_B \quad (14)$$

kde:  $F_P$  je faktor zohledňující tlak [-];

$F_M$  je faktor zohledňující materiál [-];

$C_B$  je základní cena provedení výměníku [\$].

Pro trubkový výměník tepla se segmentovými přepážkami se potom tyto jednotlivé faktory stanovují z následujících rovnic:

$$F_P = 0,9803 + 0,018 \left( \frac{P \cdot 145}{100} \right) + 0,0017 \left( \frac{P \cdot 145}{100} \right)^2 \quad (15)$$

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad (16)$$

$$C_B = \exp \{11,667 - 0,8709 \ln(10,76 \cdot A) + 0,09005[\ln(10,76 \cdot A)]^2\} \quad (17)$$

kde:  $A$  je plocha potřebná pro výměnu tepla [ $\text{m}^2$ ]

$P$  je tlak pracovní látky proudící v plášti výměníku [MPa]

$a, b$  jsou materiálové konstanty dle následující Tab. 2 [-]

Tab. 2 Materiálové konstanty pro výměník tepla se svazkem trubek v plášti a segmentovými přepážkami [14]

Konstrukční materiál		$a$	$b$
Plášť	Trubky		
Uhlíková ocel	Uhlíková ocel	0,00	0,00
Uhlíková ocel	Nerezová ocel	1,75	0,13
Uhlíková ocel	Monel	2,10	0,13
Uhlíková ocel	Titan	5,20	0,16
Uhlíková ocel	Cr-Mo ocel	1,55	0,05
Cr-Mo ocel	Cr-Mo ocel	1,70	0,07
Nerezová ocel	Nerezová ocel	2,70	0,07
Monel	Monel	3,30	0,08
Titan	Titan	9,60	0,06

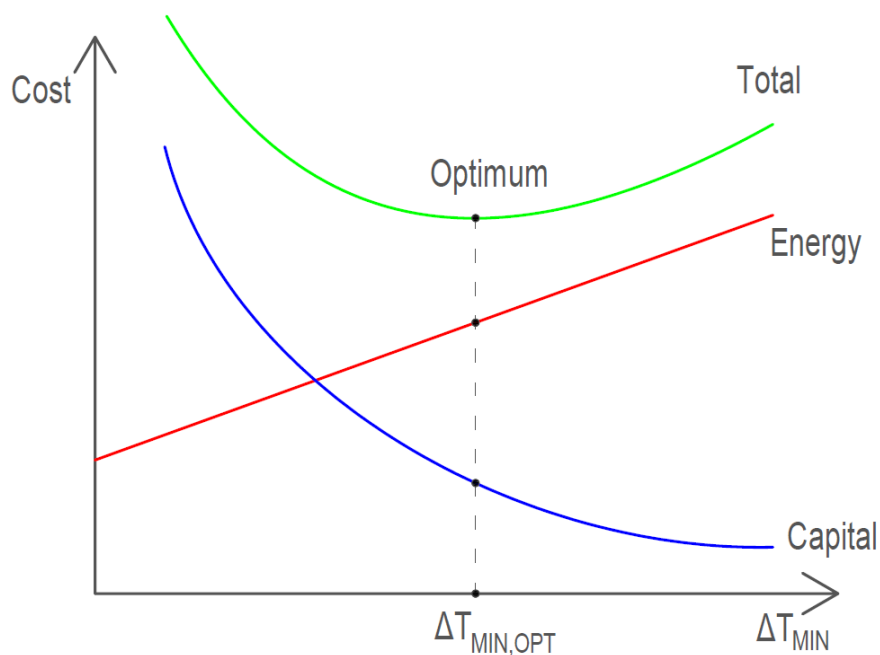
### 3.4.3 Stanovení nákladů na energie a celkových nákladů

Tepelný výkon výměníku  $Q_E$  ve výše uvedené rovnici (5) je roven výkonu  $Q_E$ , který je známý z termodynamické analýzy z diagramu  $T-\Delta H$  (viz výše Obr. 4 nebo Obr. 5) ze vzájemné polohy křivek. Poté se z rovnice (5) vypočítá potřebná plocha výměny tepla  $A$  (velikost výměníku).

Investiční náklady na výměník jsou poté závislé na této velikosti výměníku a zvoleného typu výměníku. Například pro zmíněný trubkový výměník tepla se segmentovými přepážkami se investiční náklady stanoví z rovnice (14) uvedené v předchozí kapitole 3.4.2 a tato hodnota se vynásobením tzv. anuitním faktorem (má jednotku [1/rok]) převede na roční investiční náklady na výměník (*Capital*).

Náklady na externí energie (na ohřev a na chlazení) jsou závislé na lokalitě výstavby navrhovaného procesu a aktuální situaci na energetickém trhu. Při jejich stanovení se vychází ze známé pozice křivek v diagramu  $T-\Delta H$  (viz výše Obr.4 nebo Obr. 5), z níž se určí potřebné množství tepla (např. ve [W]) na dohřátí ( $Q_{H,MIN}$ ), respektive ochlazení ( $Q_{C,MIN}$ ), a ze znalosti jednotkových nákladů na tyto externí energie (např. v [\$/W] a roční doby provozu navrhovaného procesu se potom stanoví celkové roční energetické náklady (*Energy*).

Po provedení všech potřebných výpočtů ve sledovaném rozsahu hodnoty  $\Delta T_{MIN}$  řešeného procesu v diagramu  $T-\Delta H$  je možné provést jednotlivé hodnoty ročních investičních (*Capital*) a ročních energetických (*Energy*) nákladů a jejich součet – výsledné celkové roční náklady (*Total*) v závislosti na sledovaném  $\Delta T_{MIN}$  do společného grafu. A z minima celkových ročních nákladů pak lze identifikovat optimální hodnotu  $\Delta T_{MIN,OPT}$ , pro následný návrh řešeného procesu, jak ilustrativně znázorňuje Obr. 9.



Obr. 9 Grafické znázornění technicko-ekonomické optimalizace – dle [1]

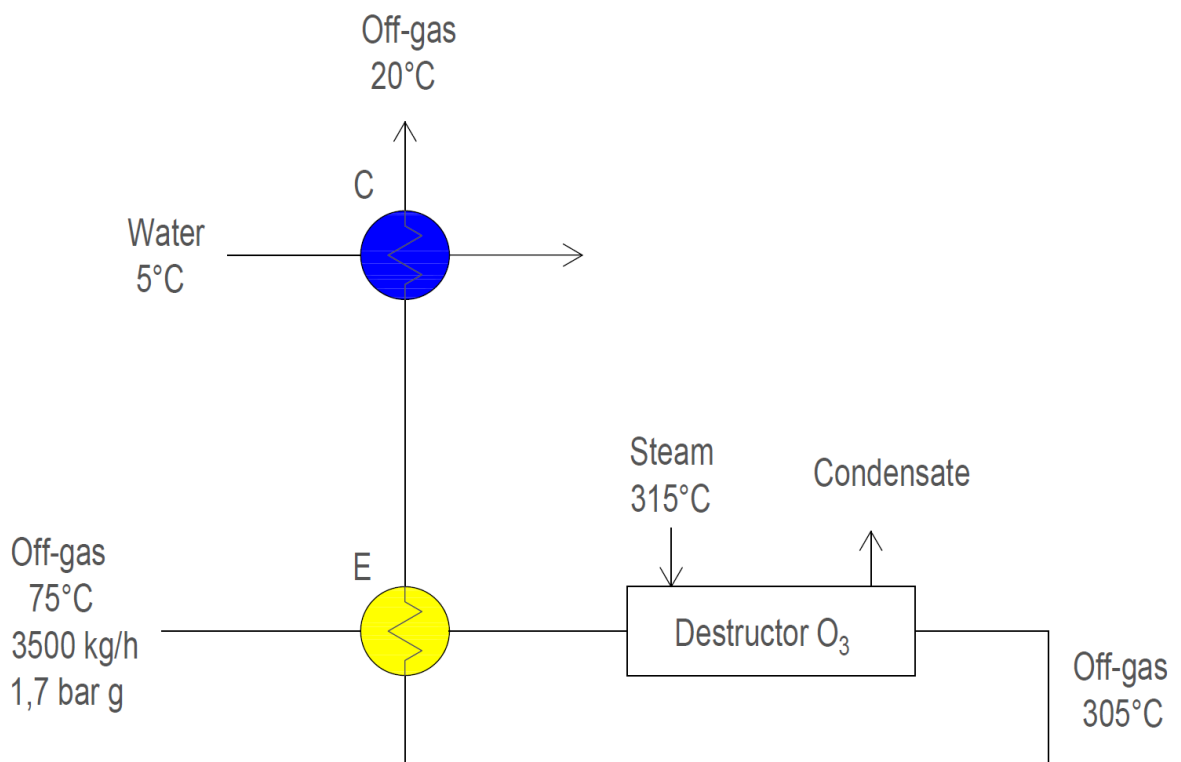
Úvodní koncepční systémový návrh procesu zahrnuje výše zmíněnou technicko-ekonomickou analýzu resp. optimalizaci (označovanou v metodice *Pinch Technology* také jako *Targeting* resp. *Supertargeting*), z ní plynoucí identifikaci optimální hodnoty minimálního teplotního příblížení  $\Delta T_{\text{MIN,OPT}}$ , optimálních výkonů externích energetických zdrojů ( $Q_{\text{H,OPT}}$  a  $Q_{\text{C,OPT}}$ ) a procesní výměny tepla  $Q_{\text{E,OPT}}$ , včetně identifikace optimální plochy procesní výměny tepla  $A_{\text{E,OPT}}$  a jejího provedení (typ a počet výměníků tepla).

## 4 Koncepční návrh průmyslového procesu

Informace uvedené v předchozích kapitolách této bakalářské práce budou nyní prakticky aplikovány na úvodní koncepční návrh konkrétního specifického průmyslového procesu pro destrukci zbytkového ozonu.

### 4.1 Zadání průmyslového procesu

Má se provést koncepční návrh průmyslového procesu termické destrukce zbytkového ozonu s minimálními celkovými náklady. Teorie a princip procesu termické destrukce ozonu byl popsán výše v kapitole 2.3. Výchozí schematické znázornění průmyslového procesu destrukce ozonu, jež má být řešen, je včetně základních zadaných procesních parametrů zobrazeno na následujícím Obr. 10.



Obr. 10 Schéma průmyslového procesu pro termickou destrukci ozonu

Jak je ze schématu z Obr.10 zřejmé, průmyslový proces termické destrukce ozonu má zneškodňovat proud odplynu (*Off-gas*) obsahující zbytkový ozon, který je do procesu přiváděn s teplotou 75°C a hmotnostním průtokem 3500 kg/h při tlaku 1,7 bar g. V termickém destrukturu má být proud odplynu ohřát na výstupní teplotu 305°C pomocí úplného využití kondenzačního tepla dostupné vysokotlaké syté páry (*Steam*) o teplotě 315°C (tlak páry 10,6 MPa). Je tedy požadováno, aby z destrukturu odcházel vodní kondenzát, přesněji řečeno sytá kapalina. Úkolem je provést koncepční návrh procesu za účelem stanovení optimální velikosti systému procesní výměny tepla, reprezentovaného na Obr. 10 symbolem výměníku tepla (E – „*Exchanger*“).

Současně je však požadováno, aby byl v každém případě zajištěn minimální provozní režim destrukturu takový, jež zajistí ohřev odplynu (zvýšením jeho teploty) alespoň o 5°C.

Výstupní proud odplynu z destruktoru, který je zbaven zbytkového ozonu, je potřeba před opuštěním procesu ochladit na 20°C. Pro případné dochlazení tohoto proudu na požadovanou výstupní teplotu je k dispozici chladicí voda (*Water*) o teplotě 5 °C a tlaku 1 bar g. Avšak v případě nasazení chladicí vody v procesu prostřednictvím chladiče (viz zařízení C – „*Cooler*“ na Obr. 10) se vyžaduje, aby teplota (ohřáté) chladicí vody na výstupu z chladiče dosahovala teploty nejvýše o 10 °C vyšší, než je hodnota teploty chladicí vody na vstupu do chladiče.

Ve fázi koncepčního návrhu procesu není vyžadováno uvažování tlakových ztrát pracovních látek v jednotlivých procesních zařízeních. V následující Tab. 3 jsou pro přehlednost sumarizovány základní teploty jednotlivých pracovních látek v procesu.

Tab. 3 Teploty pracovních látek v zadaném procesu

Pracovní látka	Umístění	Teplota
Odplyn	Vstup do procesu	75 °C
Odplyn	Výstup z destruktoru	305 °C
Odplyn	Výstup z chladiče	20 °C
Pára	Vstup do destruktoru	315 °C
Voda	Vstup do chladiče	5 °C

V Tab. 4 jsou přehledně sumarizovány informace o zadaném složení proudu odplynu na vstupu a výstupu z procesu.

Tab. 4 Zadané složení proudu odplynu (*Off-gas*)

Složka odplynu	Na vstupu do procesu [hm. %]	Na výstupu z procesu [hm. %]
Ozon (O <sub>3</sub> )	10,0	0,00001
Kyslík (O <sub>2</sub> )	82,4	92,39999
Dusík (N <sub>2</sub> )	2,6	2,6
Argon (Ar)	5,0	5,0
Suma:	100,0	100,0

V následující Tab. 5 jsou potom souhrnně rekapitulovány veškeré provozní požadavky na využití pracovních látek v zadaném procesu.

Tab. 5 Provozní požadavky na využití pracovních látek v zadaném procesu

Pracovní látka	Umístění	Požadavek
Chladicí voda	Vstup do chladiče	Teplota 5 °C
Chladicí voda	Ohřátí v chladiči	Maximálně o 10 °C
Pára	Vstup do destruktoru	Sytá pára
Pára	Výstup z destruktoru	Sytá kapalina
Odplyn	Ohřátí v destruktoru	Minimálně o 5 °C

Další požadavky na navrhovaný proces se týkají procesních zařízení, jež mají být v navrhovaném procesu použity. Zadavatel požaduje, aby použitá zařízení byly výhradně trubkové výměníky tepla se segmentovými přepážkami a se dvěma chody v trubkách

(tento druh výměníku je již zobrazen výše na Obr. 7) a komponenty těchto výměníků musí splňovat následující podmínky:

- Materiál zařízení: nerezová ocel SS1.4571 (SS316Ti);
- Úprava povrchu: moření a pasivace (na stranách odplynu);
- Provedení zařízení: bez mastnoti a olejů (kyslíková čistota);
- Těsnění: PTFE.

Ve fázi koncepčního návrhu procesu je potřeba také disponovat základními ekonomickými daty charakterizujícími investiční (anuitní faktor) a provozní (chladicí voda, topná pára) procesu v lokalitě jeho výstavby. V následující Tab. 6 jsou pro přehlednost tyto informace sumarizovány.

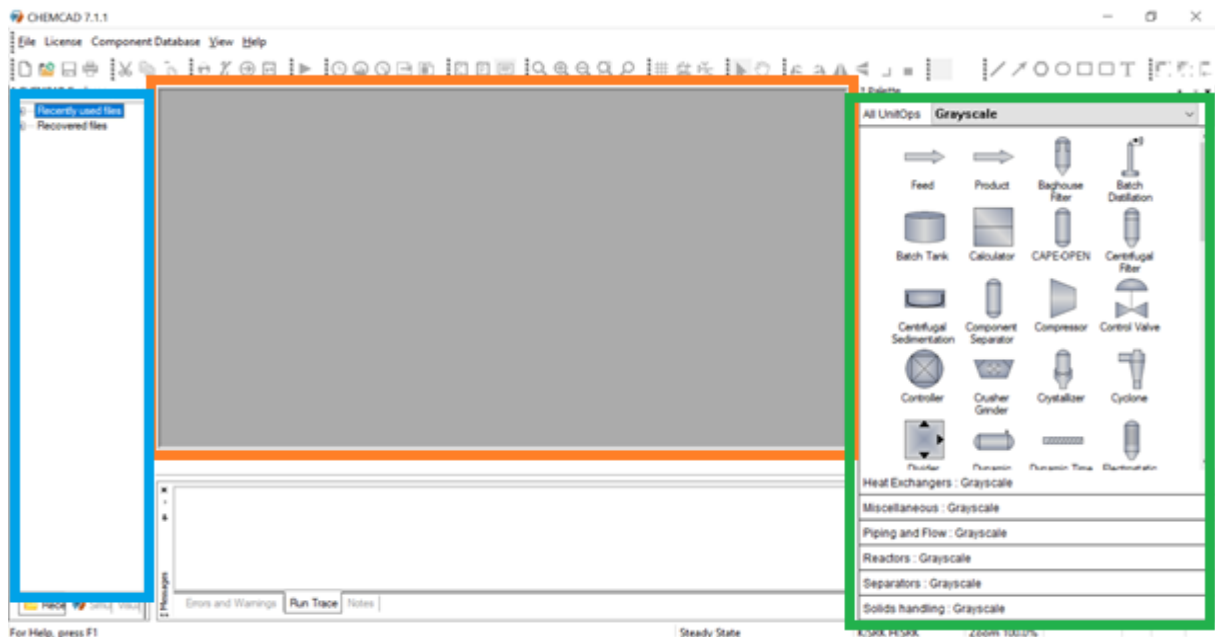
Tab. 6 Přehled ceny páry, ceny chladicí vody a anuitního faktoru dle [15]

Položka	Označení	Hodnota
Cena páry	$C_S$	$380 \frac{\$}{kW \cdot rok}$
Cena chladicí vody	$C_W$	$150 \frac{\$}{kW \cdot rok}$
Anuitní faktor	$a_f$	$0,1175 \frac{1}{rok}$

## 4.2 Simulace procesu a vlastnosti procesních proudů

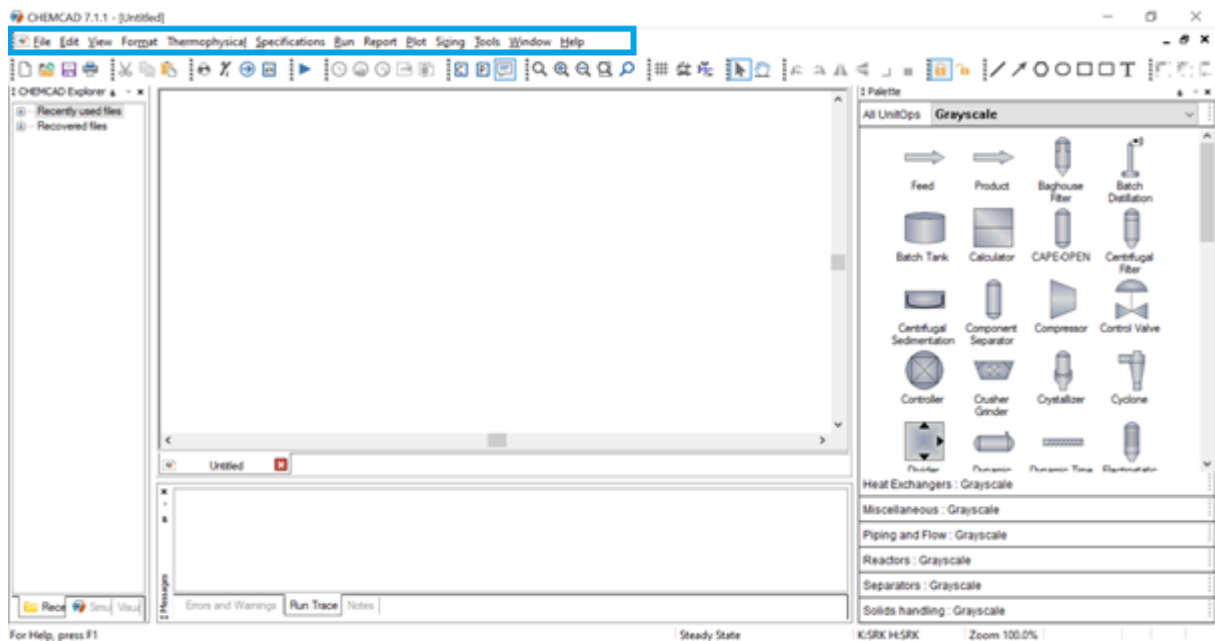
Simulace procesu a vlastnosti procesních proudů byla provedena v softwaru CHEMCAD 7.1.1.

Úvodní obrazovku po spuštění softwaru je možné vidět na Obr.11. Nachází se na ni hlavní lišta a několik panelů. Panel označený zeleně je paleta procesních jednotek, ze kterých se následně skládá schéma procesu, který je třeba simulovat. Prostor označený oranžově je prostor, kde se po vytvoření nového souboru, dané schéma skládá z nabídnutých komponent. Panel označený modře slouží jako přehled komponentů, které jsou již zapojeny ve schématu a usnadňuje orientaci ve schématu.



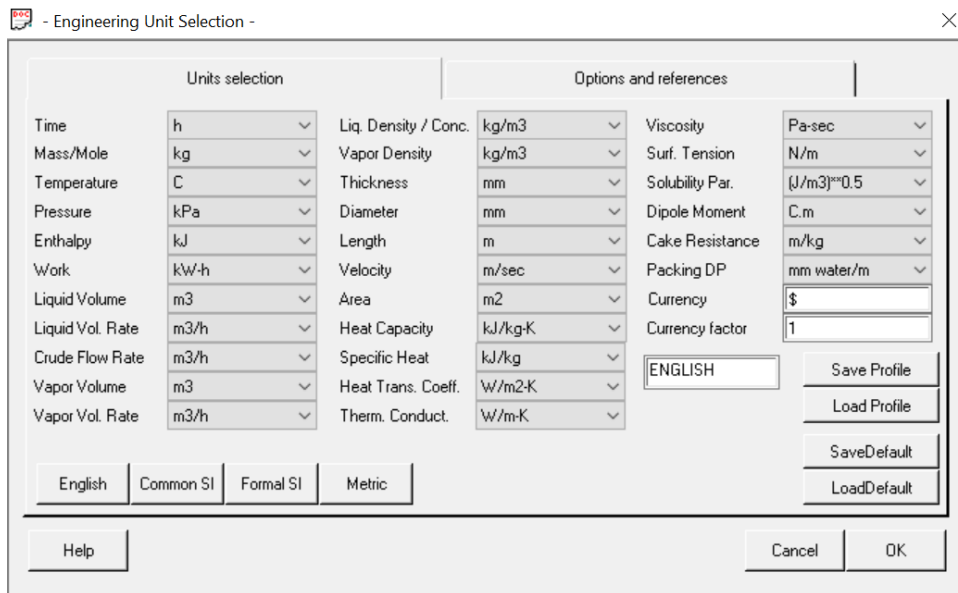
Obr. 11 Úvodní obrazovka po spuštění programu.

Aby bylo možné začít procesní simulaci, je třeba si vytvořit nový soubor (*File->New*). Po provedení tohoto příkazu se aktivuje horní lišta (Obr.12, modrý obdélník) v programu. V této liště se nastavují veškeré potřebné parametry pro simulaci.



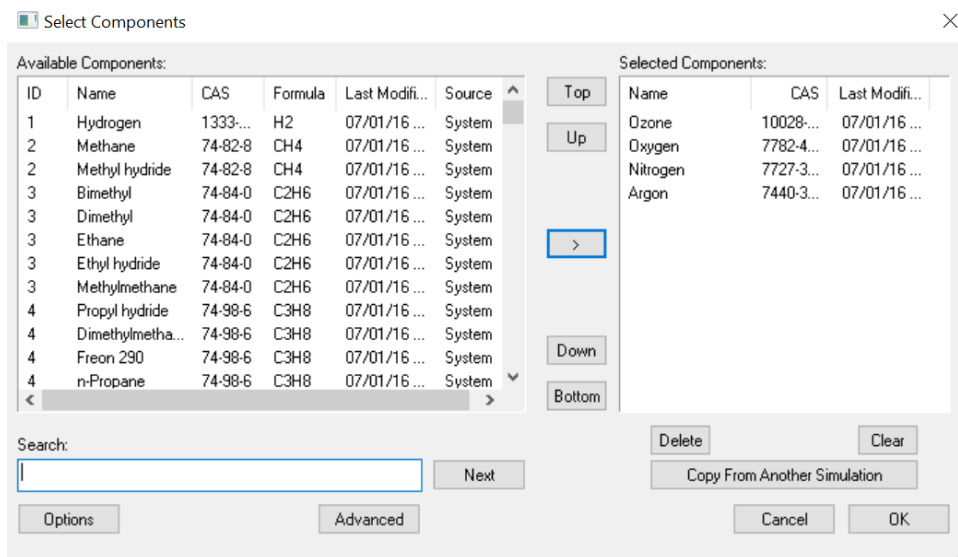
Obr. 12 Aktivace horní lišty po otevření nové úlohy

První krok při vytváření simulace je určení inženýrských jednotek, které se budou používat pro zadávání vstupů a výstupů v simulaci. Tento krok se provede v samostatném okně pro nastavení jednotek přístupném z hlavní lišty (*Format -> Engineering Unit Selection*). Na Obr. 13 je nastavení použité při simulaci zadaného průmyslového procesu (Destrukce ozonu).



Obr. 13 Okno pro nastavení inženýrských jednotek pro simulaci

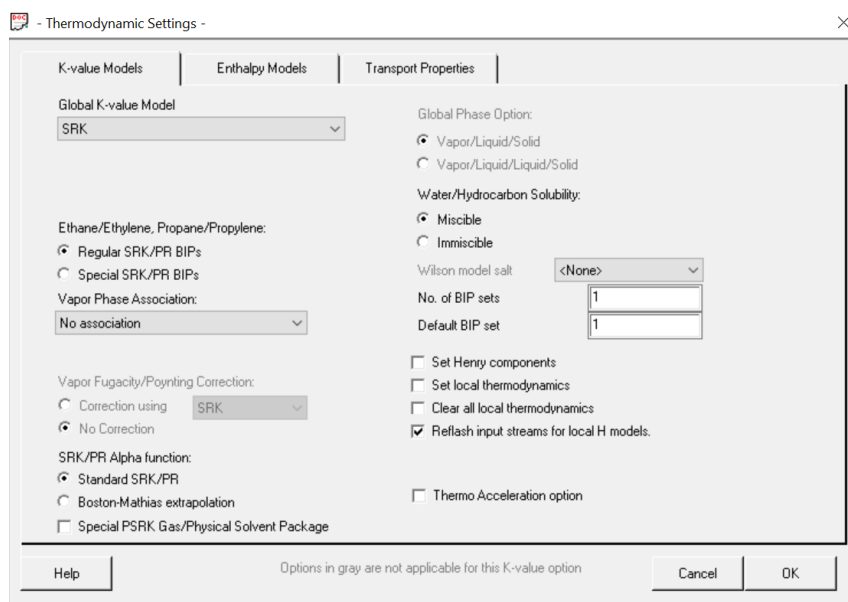
Dalším krokem je správně zadat komponenty pracovních látek. Program má svoji vlastní databázi, která obsahuje velké množství sloučenin a jejich vlastností. Stačí tedy pouze vybrat potřebné komponenty z této databáze (*Thermophysical->Select Components*).



Obr. 14 Okno pro výběr komponent pracovních látek z databáze

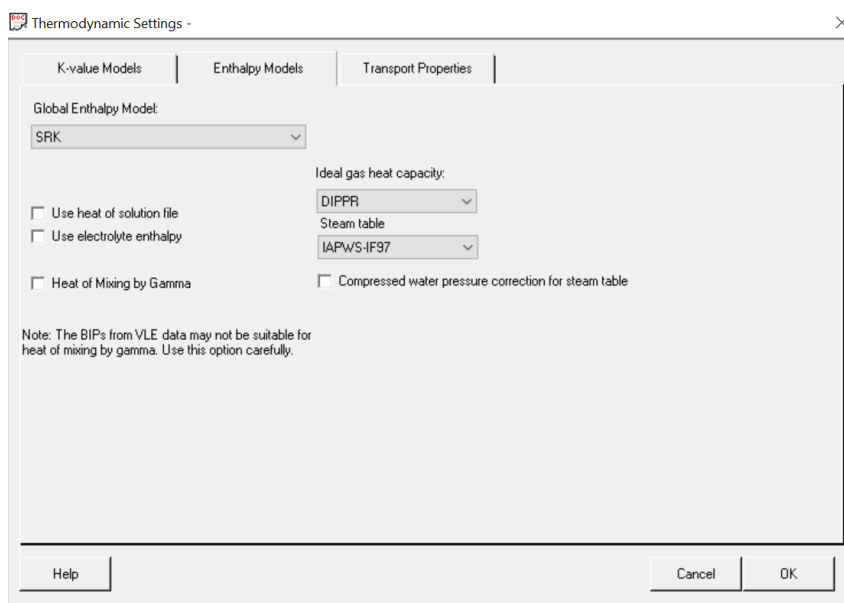
Po výběru komponent pracovních látek je třeba také nastavit termodynamické modely pro simulaci (*Thermophysical->Thermodynamic Settings*). Tyto modely se nastavují postupně ve 3 oknech, nazvaných „*K-value Models*“, „*Enthalpy Models*“ a „*Transport Properties*“, znázorněných na následujících stranách. V tomto konkrétním průmyslovém zadání jsou ponechány nastavení všech 3 termodynamických modelů zvolená programem automaticky.

a) Záložka „K-value Models“: Modely pro rovnováhu kapalina-pára



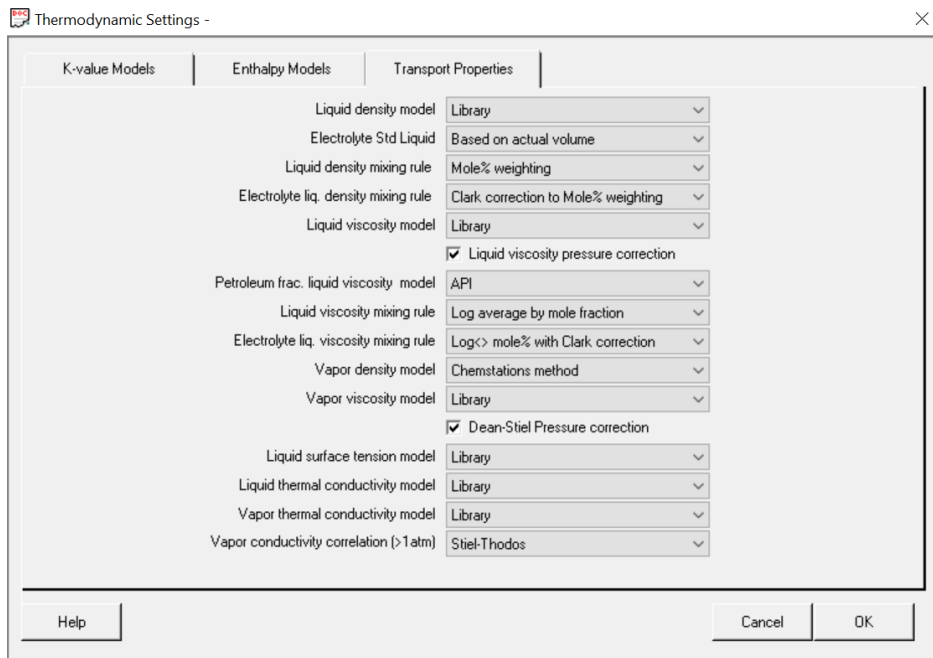
Obr. 15 Záložka „K-value Models“

b) Záložka „Enthalpy Models“: Modely pro entalpii a tepelnou kapacitu



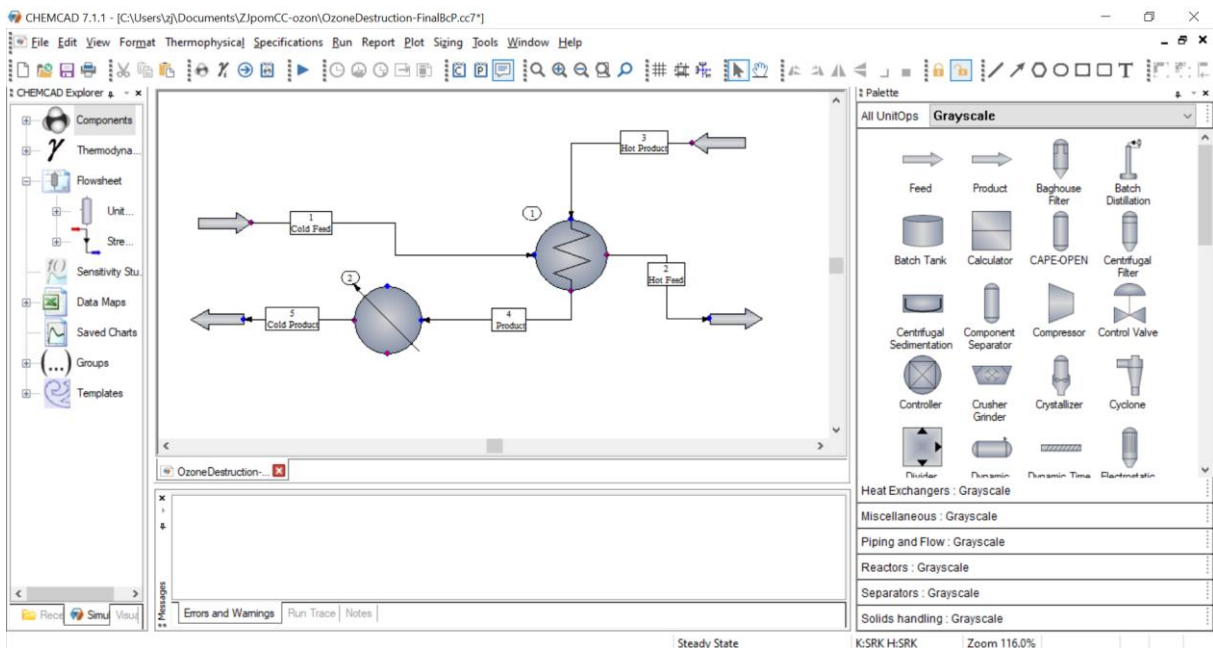
Obr. 16 Záložka „Enthalpy Models“

c) Záložka „Transport Properties“: Modely termo-fyzikálních vlastností

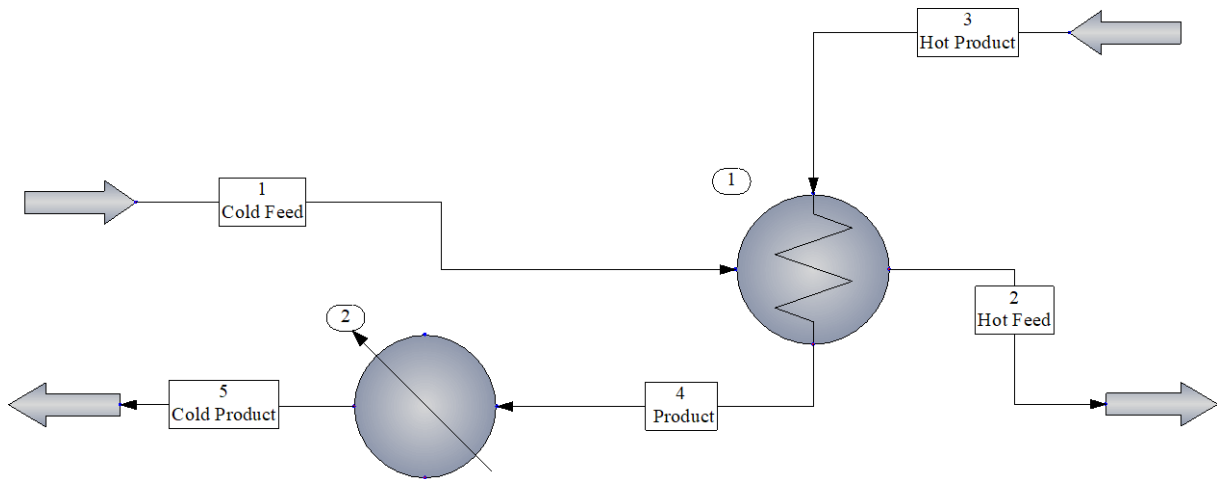


Obr. 17 Záložka „Transport Properties“

Poté co jsou navoleny komponenty a nastavené termodynamické modely, je třeba si vytvořit simulační schéma pomocí palety procesních jednotek (Obr.18). Takto vytvořené schéma je možné exportovat v podobě obrázku (Obr. 19)



Obr. 18 Sestavené simulační schéma

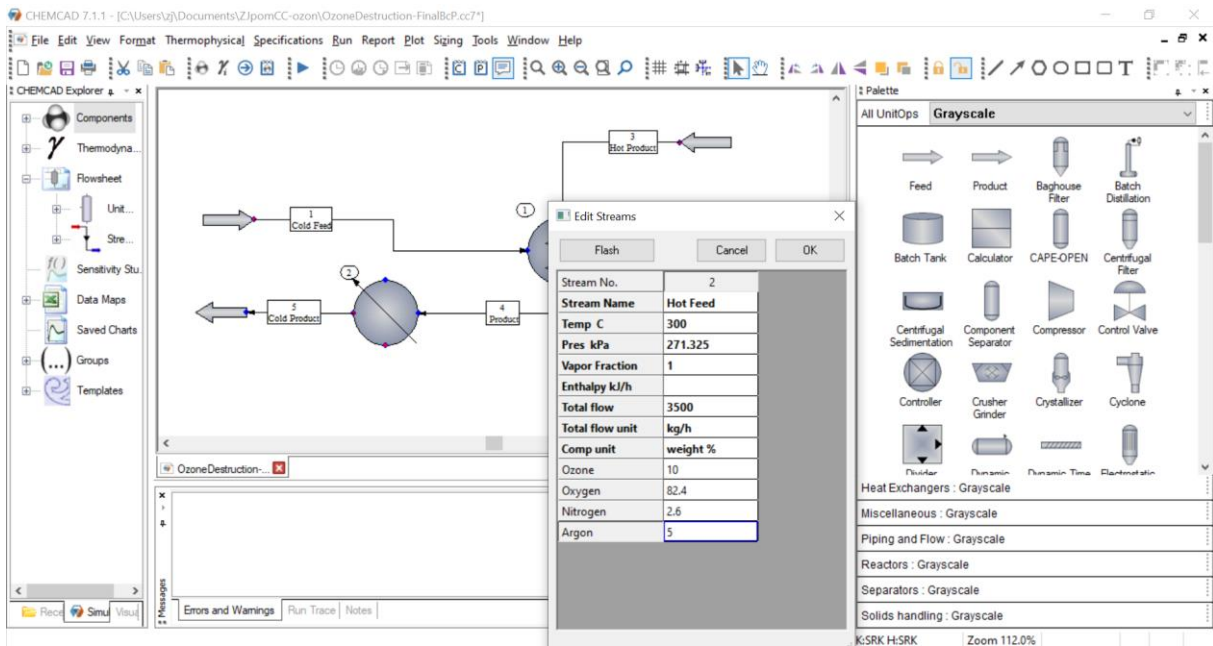


Obr. 19 Exportované simulační schéma

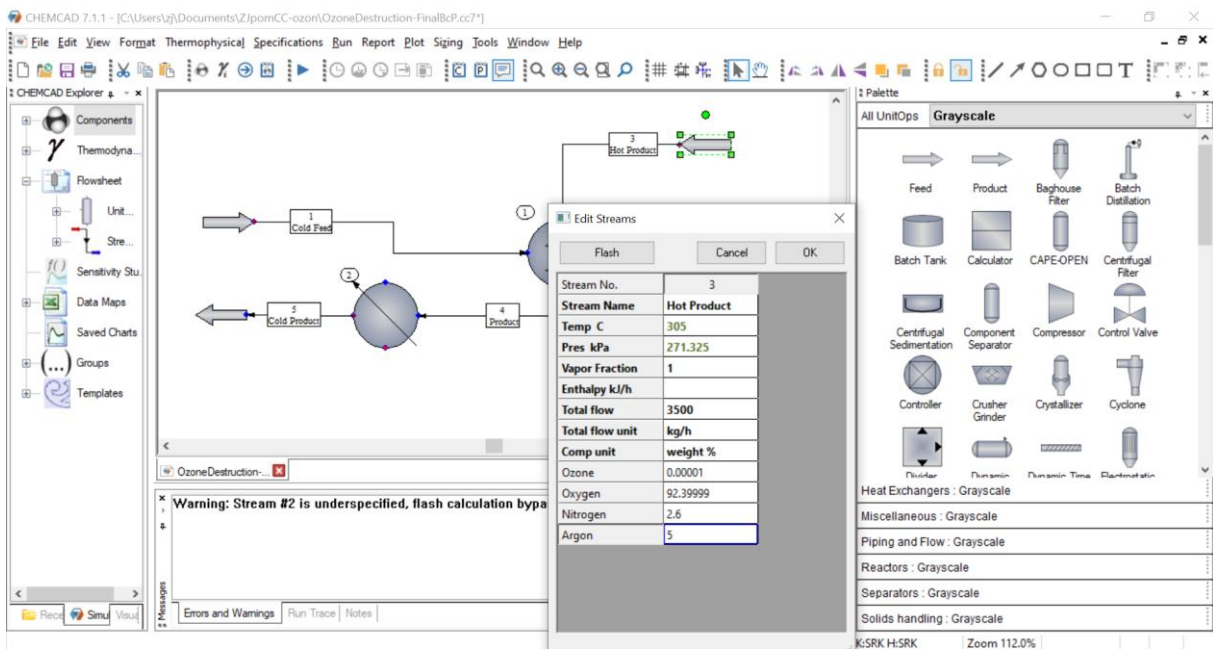
Jakmile je schéma pomocí paletky vytvořeno, je třeba všem proudům ve schématu přiřadit vstupní data. V tomto konkrétním případě bylo třeba zadat vstupní data pro chladný proud odplynu („Cold Feed“), přehřátý (horký) proud odplynu („Hot Feed“), horký proud z destruktoru („Hot Product“) a ochlazený proud z destruktoru („Cold Product“). Všechna tato zadávání se provádí v okně *Edit Streams*, které se objeví po kliknutí na příslušnou značku proudu ve schématu.

Stream No.	Stream Name	Cold Feed
Temp C	75	
Pres kPa	271.325	
Vapor Fraction	1	
Enthalpy kJ/h		
Total flow	3500	
Total flow unit	kg/h	
Comp unit	weight %	
Ozone	10	
Oxygen	82.4	
Nitrogen	2.6	
Argon	5	

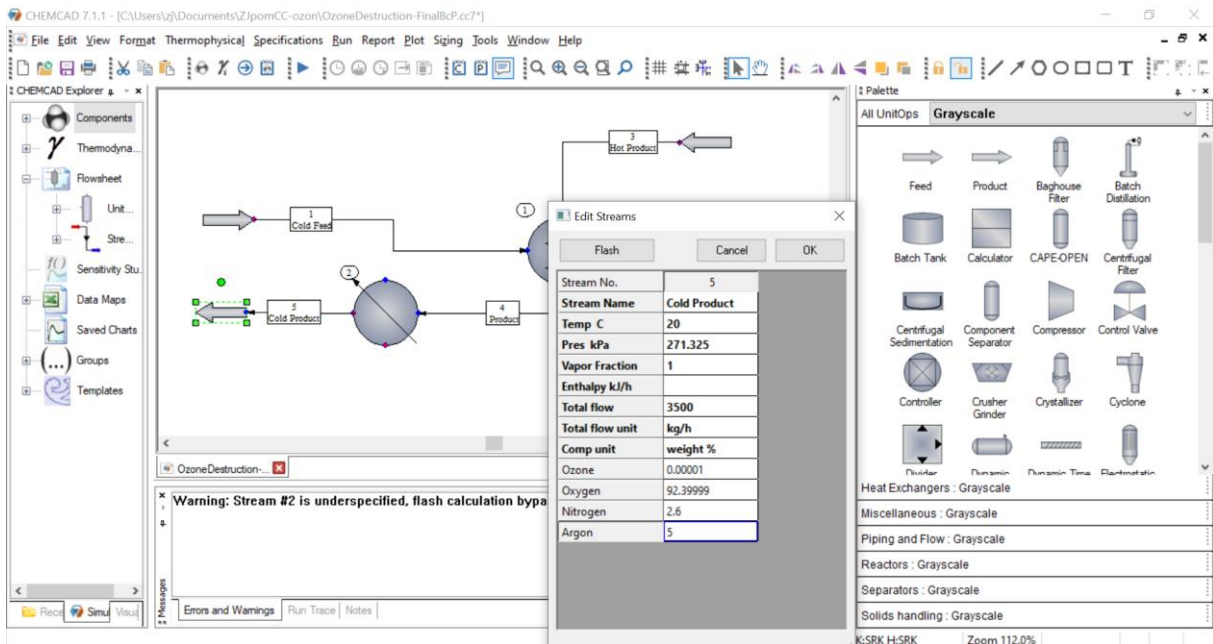
Obr. 20 Zadání vstupních dat pro chladný proud odplynu („Cold Feed“)



Obr. 21 Zadání vstupních dat pro předehřátý (horký) proud odplynu („Hot Feed“)

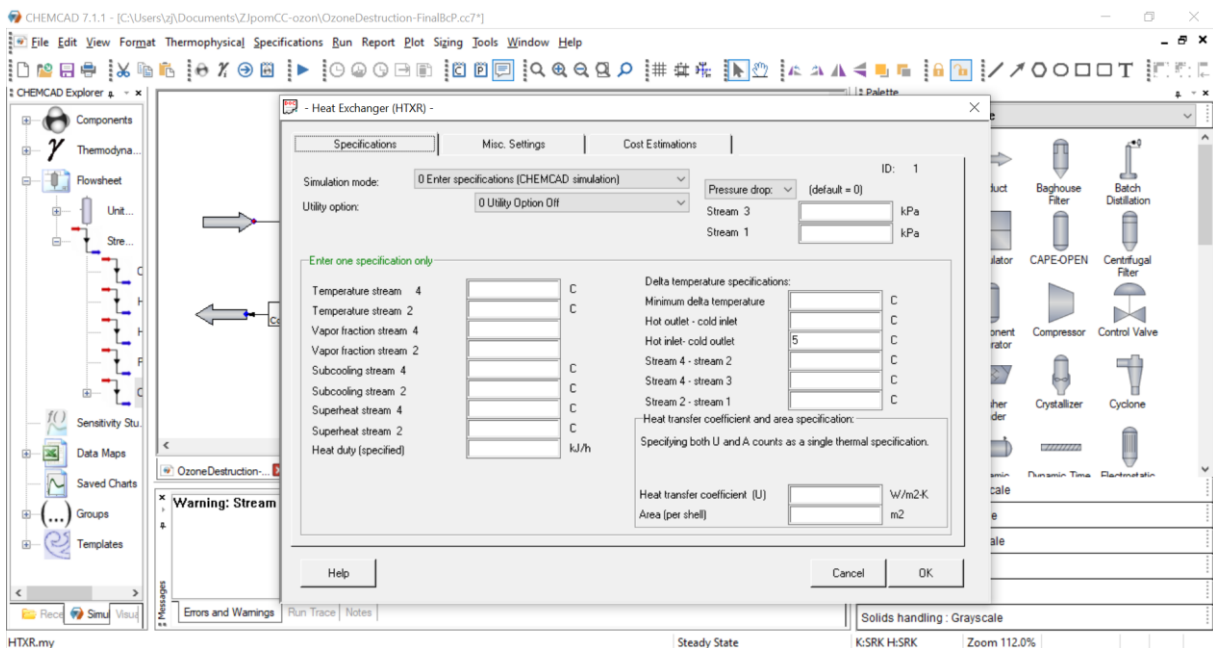


Obr. 22 Zadání vstupních dat pro horký proud z destruktoru („Hot Product“)

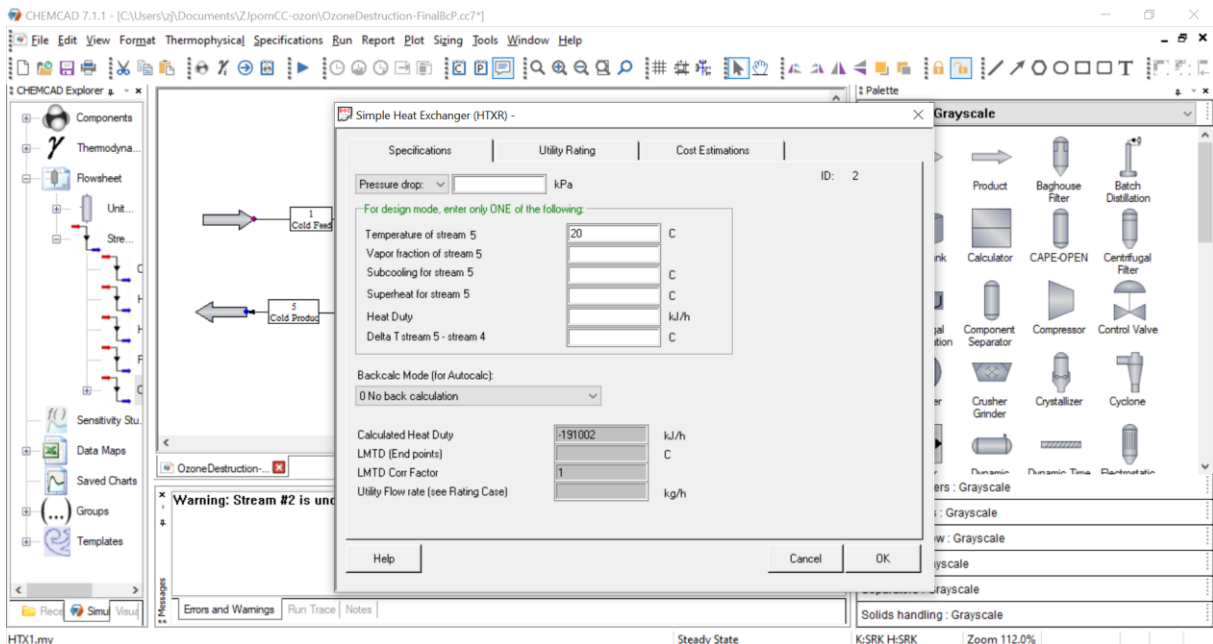


Obr. 23 Zadání vstupních dat pro ochlazený proud z destruktoru („Cold Product“)

Dalším krokem je nastavení fungování jednotlivých prvků procesu, v tomto průmyslovém případě se jedná o nastavení správného fungování výměníku tepla (*Heat Exchanger HTXR*) mezi proudy a nastavení chladiče produktu (*Simple Heat Exchanger HTXR*)

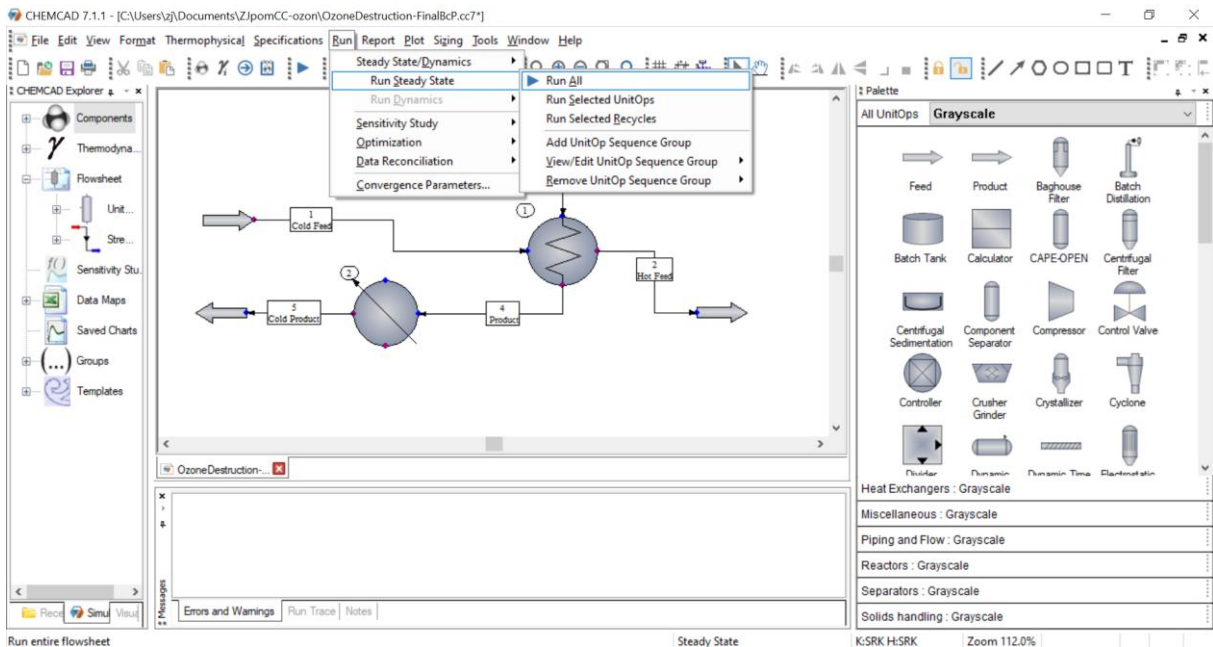


Obr. 24 Dialogové okno pro nastavení funkce výměníku tepla mezi proudy (*Heat Exchanger HTXR*)

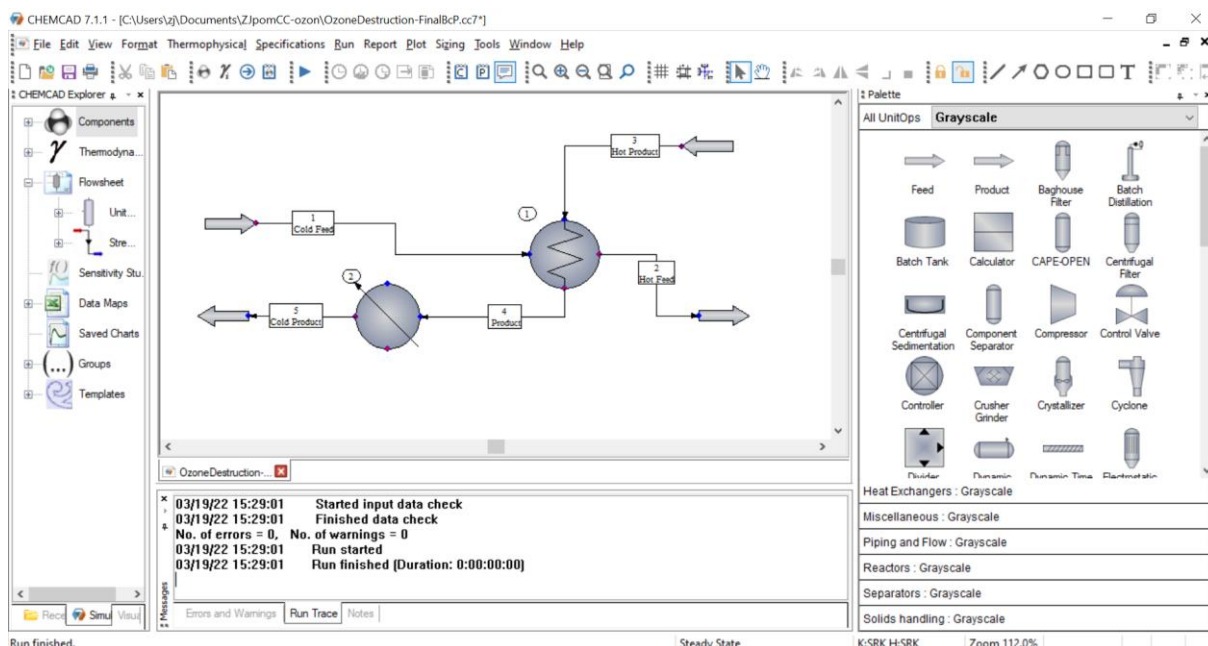


Obr. 25 Dialogové okno pro nastavení funkce chladiče produktu (Simple Heat Exchanger HTXR)

Po nastavení a zadání všech potřebných parametrů v procesu je možné spustit simulaci procesu. Tento úkon se provede opět z panelu hlavní lišty (*Run->Run Steady State->Run All*). Po zadání tohoto příkazu program provede simulaci procesu dle vstupních parametrů a aktivuje záložku „Run Trace“ v dolním okně s hlášením o průběhu simulace.

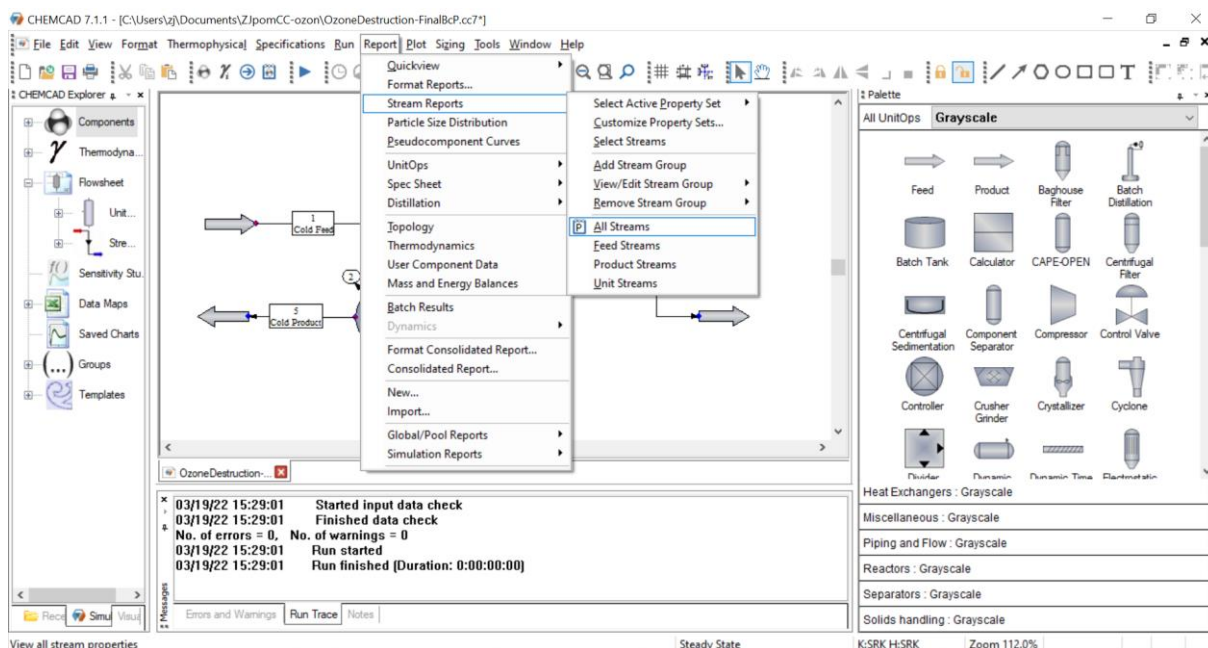


Obr. 26 Spuštění simulace celého simulačního schématu



Obr. 27 Aktivace záložky „Run Trace“ s hlášením úspěšného ukončení simulace

Po dokončení simulace procesu je možné v programu vytvořit výpočtový report s dosaženými výsledky. Tato možnost je opět přístupná z hlavního panelu (*Report->Stream Reports->All Streams*). Tento příkaz vytvoří textový report, ve kterém jsou všechna potřebná data ze simulace procesu. Tento textový report ze simulace procesu destrukce ozonu je uveden v Příloze 1.



Obr. 28 Otevření výpočtového reportu s výsledky simulace

### 4.3 Extrakce dat a přípravné výpočty

Z textového reportu získaného pomocí simulace procesu v softwaru CHEMCAD 7.1.1 se extrahují hodnoty entalpií a teplot proudů, které se následně použijí k přípravným výpočtům ke koncepčnímu návrhu procesu.

### 4.3.1 Vstupní data ze softwaru CHEMCAD 7.1.1

Tab. 7 Hodnoty teplot a entalpií proudů získané ze simulace v softwaru CHEMCAD

Název proudu ze simulace v CHEMCAD	Teplota		Entalpie	
	Označení	Hodnota [°C]	Označení	Hodnota [kJ/h]
<i>Cold Feed</i>	$t_{CF}$	75	$H_{CF}$	$1,1955 \cdot 10^6$
<i>Hot Feed</i>	$t_{HF}$	300	$H_{HF}$	$1,9377 \cdot 10^6$
<i>Hot Product</i>	$t_{HP}$	305	$H_{HP}$	$9,1503 \cdot 10^5$
<i>Product</i>	$t_{PR}$	80	$H_{PR}$	$1,7277 \cdot 10^5$
<i>Cold Product</i>	$t_{CP}$	20	$H_{CP}$	-25166

### 4.3.2 Tepelné obsahy proudů

Výpočet tepelných obsahů chladného proudu (*Feed*)  $\Delta H_F$  a proudu horkého (*Product*)  $\Delta H_P$  převedených na kilowatty:

$$\Delta H_F = \frac{H_{HF} - H_{CF}}{3600} \quad (18)$$

$$\Delta H_F = 206,1\bar{6} \text{ kW}$$

$$\Delta H_P = \frac{H_{HP} - H_{CP}}{3600} \quad (19)$$

$$\Delta H_P = 261,16\bar{5} \text{ kW}$$

### 4.3.3 Tepelné kapacity proudů

Výpočet tepelných kapacit chladného proudu (*Feed*)  $CP_F$  a proudu horkého (*Product*)  $CP_P$ :

$$CP_F = \frac{\Delta H_F}{t_{HF} - t_{CF}} \quad (20)$$

$$CP_F = 0,9163 \text{ kW/}^\circ\text{C}$$

$$CP_P = \frac{\Delta H_P}{t_{HP} - t_{CP}} \quad (21)$$

$$CP_P = 0,9164 \text{ kW/}^\circ\text{C}$$

### 4.3.4 Tepelné výkony zařízení v simulačním schématu

Výpočet tepelných výkonů zařízení v simulačním schématu konkrétně tepelný výkon výměníku tepla na chladném proudu (*Feed*)  $Qe_F$ , tepelný výkon výměníku tepla na horkém proudu (*Product*)  $Qe_P$  a tepelný výkon chladiče na horkém proudu (*Product*)  $Qc_P$  převedený na kilowatty:

$$Qe_F = \frac{H_{HF} - H_{CF}}{3600} \quad (22)$$

$$Qe_F = 206,1\bar{6} \text{ kW}$$

$$Qe_P = \frac{H_{HP} - H_{PR}}{3600} \quad (23)$$

$$Qe_P = 206,18\bar{3} \text{ kW}$$

$$Q_{CP} = \frac{H_{PR} - H_{CP}}{3600} \quad (24)$$

$$Q_{CP} = 54,982 \text{ kW}$$

Z výpočtu tepelné bilance obou proudů ve výměníku (má platit  $Q_{eF} = Q_{eP}$ ) je zřejmé, že simulační výpočet tepelné bilance procesu je softwarem proveden s přesností na jedno desetinné místo v řádu kW.

#### 4.3.5 Kontrola tepelných kapacit proudů z výkonů zařízení

Kontrolní výpočet tepelných kapacit proudu chladného (*Feed*)  $CP_F$ , proudu horkého (*Product*)  $CP_P$  a proudu horkého (*Product*) na chladiči z výkonů zařízení v simulačním schématu:

$$CP_F = \frac{Q_{eF}}{t_{HF} - t_{CF}} \quad (25)$$

$$CP_F = 0,9163 \text{ kW}/^\circ\text{C}$$

$$CP_{Pe} = \frac{Q_{eP}}{t_{HP} - t_{PR}} \quad (26)$$

$$CP_{Pe} = 0,9164 \text{ kW}/^\circ\text{C}$$

$$CP_{Pc} = \frac{Q_{cP}}{t_{PR} - t_{CP}} \quad (27)$$

$$CP_{Pc} = 0,9164 \text{ kW}/^\circ\text{C}$$

Tepelné kapacity procesních proudů kontrolně vypočítané z výkonů jednotlivých zařízení v simulačním schématu jsou v souladu s hodnotami tepelných kapacit procesních proudů stanovených z jejich tepelných obsahů a lze prakticky konstatovat shodnost tepelných kapacit obou procesních proudů. Pro potřebu koncepčního návrhu je pak vhodné tepelnou kapacitu obou procesních proudů zaokrouhlit na  $0,916 \text{ kW}/^\circ\text{C}$ .

#### 4.3.6 Praktické tepelné obsahy proudů a tepelný výkon zařízení

Pro zaokrouhlenou tepelnou kapacitu obou procesních proudů  $0,916 \text{ kW}/^\circ\text{C}$  budou nyní vypočteny praktické tepelné obsahy proudů a zařízení v simulačním schématu, které budou použity pro potřeby koncepčního návrhu procesu.

$$CP_F = 0,916 \text{ kW}/^\circ\text{C}$$

$$CP_P = 0,916 \text{ kW}/^\circ\text{C}$$

Tepelné obsahy proudů pro extrahované teploty:

$$\Delta H_F = CP_F \cdot (t_{HF} - t_{CF}) \quad (28)$$

$$\Delta H_F = 206,1 \text{ kW}$$

$$\Delta H_P = CP_P \cdot (t_{HP} - t_{CP}) \quad (29)$$

$$\Delta H_P = 261,06 \text{ kW}$$

Pro koncepční návrh procesu bude tedy uvažován tepelný obsah chladného proudu (*Feed*)  $206,1 \text{ kW}$  a tepelný obsah horkého proudu (*Product*)  $261,06 \text{ kW}$

Tepelné výkony zařízení v simulačním schématu pro extrahované teploty:

$$Q_{e_F} = CP_F \cdot (t_{HF} - t_{CF}) \quad (30)$$

$$Q_{e_F} = 206,10 \text{ kW}$$

$$Q_{e_P} = CP_P \cdot (t_{HP} - t_{PR}) \quad (31)$$

$$Q_{e_P} = 206,10 \text{ kW}$$

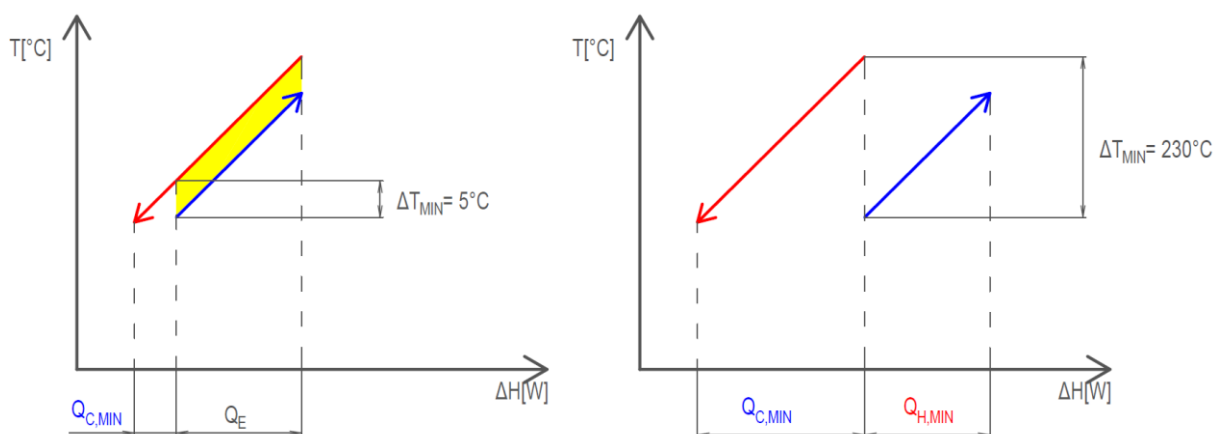
$$Q_{c_P} = CP_P \cdot (t_{PR} - t_{CP}) \quad (32)$$

$$Q_{c_P} = 54,96 \text{ kW}$$

Pro koncepční návrh procesu bude v simulačním schématu uvažován tepelný výkon výměníku  $206,10 \text{ kW}$  a tepelný výkon chladiče  $54,96 \text{ kW}$ .

#### 4.4 Realizace technicko-ekonomické analýzy

Technicko-ekonomická analýza byla prováděna v software Maple. Výpočet vychází z teorie zmíněné v kapitole 3. V tomto softwaru byl vytvořen skript, který na základě postupného horizontálního posunu procesních proudů (tzv. kompozitních křivek) v diagramu „teplota-tepelný tok“ identifikovaném v dostupném rozmezí  $\Delta T_{MIN}$ , jak znázorňuje Obr. 29, o zvoleném kroku, dopočítává změnu velikosti tepelných toků pro procesní výměnu tepla a externích energetické zdroje a následně pomocí těchto hodnot provádí navazující technicko-ekonomické výpočty. Výchozí pozice, tj. levý obrázek na Obr. 29, je dána stavem, resp. výkony, vypočtenými v kapitole 4.3.4. Konečná pozice, tj. pravý obrázek na Obr. 29, je pak dán stavem, kdy nedochází ke vzájemné výměně tepla mezi proudy, tj. jde o stav bez procesní výměny tepla.



Obr. 29 Rozmezí horizontální posunu procesních proudů v diagramu „teplota-tepelný tok“

Nejdříve bylo třeba zadat vstupní ekonomická data pro cenu páry, cenu vody, anuitní faktor dle Tab. 6 a materiálové konstanty dle Tab. 2.

Dále bylo třeba zadat vstupní data z předchozích výpočtů. Součinitel prostupu tepla „k“ (resp. U) pro daný typ výměníku je stanoven na základě praktické zkušenosti s touto aplikací výměny tepla a uvažován o velikosti  $k = 0,04 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  [15]. Tlak pracovní látky v plášti výměníku tepla  $P_s = 0,271325 \text{ MPa}$ . Tepelné kapacity chladného proudu  $CP_F$  a horkého proudu  $CP_P$  jsou známé z předchozích výpočtů a jsou rovny  $0,916 \text{ kW}/^\circ\text{C}$ . Dále je také známo,

že tepelný obsah horkého proudu  $\Delta H_P (Q_{rech})$  je roven 261,06 kW a tepelný obsah chladného proudu  $\Delta H_F (Q_{recC})$  je roven 206,1 kW.

Po zadání vstupních hodnot bylo třeba pomocí vytvořeného skriptu dopočítat hodnoty  $Q_{rec}$  (teplo vyměněné ve výměníku) podle rovnice (3), plochu výměníku A pomocí rovnice (5), teplo potřebné pro ohřev studeného proudu po výměně pomocí páry  $Q_H$  a teplo potřebné odebrat horkému proudu po výměně pomocí chladiče  $Q_C$ . To vše v závislosti na  $\Delta T_{MIN}$  měnící se s určitým krokem. Výchozí test funkčnosti výpočtového skriptu pro první 3 testovací výpočty s počátkem na výchozím  $\Delta T_{MIN} = 5\text{ }^\circ\text{C}$  s krokem  $1\text{ }^\circ\text{C}$  je možné vidět na Obr. 30

dTmin [°C]	THout [°C]	TCin [°C]	THin [°C]	TCout [°C]	Qrec [kW]	dTln [°C]	A [m2]	Qhot [kW]	Qcold [kW]
5.00	80.00	75.00	305.00	300.00	206.10	5.0	1030.5	0.00	54.96
6.00	81.00	75.00	305.00	299.00	205.18	6.0	854.9	0.92	55.88
7.00	82.00	75.00	305.00	298.00	204.27	7.0	729.5	1.83	56.79

Obr. 30 Testovací výpočet funkčnosti výpočtového skriptu

Po úspěšném ověření funkčnosti výpočtového skriptu je možné přejít k samotnému určování  $\Delta T_{MIN,OPT}$  – *targetingu*. V tomto výpočtu se s pomocí cen energií (použité páry a chladicí vody uvedených v Tab. 6) počítají energetické náklady na dohřátí, resp. ochlazení chladného, resp. horkého proudu a dále se počítá pořizovací cena výměníku pomocí rovnice (14) přepočtena na roční investiční náklady pomocí anuitního faktoru uvedeného v Tab. 6.

Je možné pracovat s celým dostupným intervalem  $\Delta T_{MIN}$  podle Obr. 29, avšak obecný Obr. 9 naznačuje, že poloha  $\Delta T_{MIN,OPT}$  se obvykle nachází v prvních dvou třetinách celého intervalu. Proto je pro výchozí identifikační výpočet omezen rozsah  $\Delta T_{MIN}$  od  $5\text{ }^\circ\text{C}$  do  $150\text{ }^\circ\text{C}$ . *Targeting* byl přitom prováděn pomocí postupného zmenšování kroku, kdy se nejdříve prováděl výpočet pro velikost kroku  $20\text{ }^\circ\text{C}$  (Obr. 31), poté se vybral interval s nejnižšími celkovými náklady, zmenšila se velikost kroku a postup se opakoval až do nalezení  $\Delta T_{MIN,OPT}$  (viz. Obr. 32 až Obr. 34).

dTmin [°C]	Capital [\$/rok]	Energy [\$/rok]	Total [\$/rok]
5.0	38888.1	8244.0	47132.1
25.0	12353.4	17953.6	30307.0
45.0	9011.3	27663.2	36674.5
65.0	7609.4	37372.8	44982.2
85.0	6832.1	47082.4	53914.5
105.0	6352.0	56792.0	63144.0
125.0	6052.6	66501.6	72554.2
145.0	5893.0	76211.2	82104.2
150.0	5874.5	78638.6	84513.1

Obr. 31 Hledání  $\Delta T_{MIN,OPT}$  s velikostí kroku  $20\text{ }^\circ\text{C}$

dTmin [°C]	Capital [\$/rok]	Energy [\$/rok]	Total [\$/rok]
5.0	38888.1	8244.0	47132.1
15.0	16983.2	13098.8	30082.0
25.0	12353.4	17953.6	30307.0
35.0	10244.3	22808.4	33052.7
45.0	9011.3	27663.2	36674.5

Obr. 32 Hledání  $\Delta T_{MIN,OPT}$  s velikostí kroku 10 °C

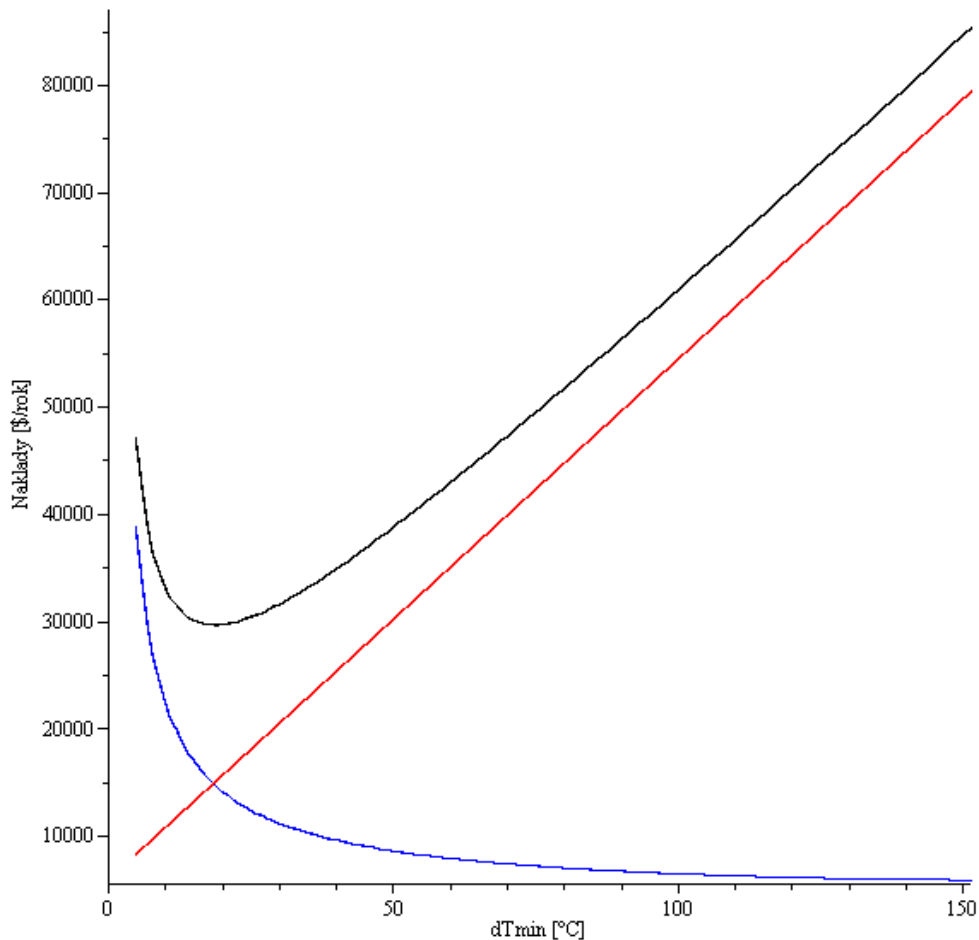
dTmin [°C]	Capital [\$/rok]	Energy [\$/rok]	Total [\$/rok]
5.0	38888.1	8244.0	47132.1
10.0	22527.1	10671.4	33198.5
15.0	16983.2	13098.8	30082.0
20.0	14124.1	15526.2	29650.3
25.0	12353.4	17953.6	30307.0

Obr. 33 Hledání  $\Delta T_{MIN,OPT}$  s velikostí kroku 5 °C

dTmin [°C]	Capital [\$/rok]	Energy [\$/rok]	Total [\$/rok]
15.0	16983.2	13098.8	30082.0
16.0	16276.5	13584.3	29860.7
17.0	15648.9	14069.8	29718.6
18.0	15087.5	14555.2	29642.7
19.0	14581.9	15040.7	29622.7
20.0	14124.1	15526.2	29650.3
21.0	13707.2	16011.7	29718.9
22.0	13325.9	16497.2	29823.0
23.0	12975.5	16982.6	29958.2
24.0	12652.4	17468.1	30120.6
25.0	12353.4	17953.6	30307.0

Obr. 34 Nalezení  $\Delta T_{MIN,OPT}$

Na Obr. 34 je již možné vidět, že  $\Delta T_{MIN,OPT} = 19\text{ °C}$ , tato hodnota je patrná i z grafického zobrazení průběhu nákladů vytvořeného pomocí vypočtených hodnot v programu Maple, které je možné vidět na Obr. 35.



Obr. 35 Grafické znázornění výsledků hledání  $\Delta T_{MIN,OPT}$   
 (Legenda: modrá křivka-roční investiční náklady, červená křivka-roční provozní, tj. energetické náklady, černá křivka-celkové roční náklady)

Z obdržných výsledků koncepční technicko-ekonomické analýzy (*targetingu*) je zřejmé (viz Obr. 34), že minimálních celkových nákladů (*Total Cost*) o hodnotě  $29622.7 \frac{\$}{rok}$  se dosáhne při hodnotě  $\Delta T_{MIN,OPT} = 19 \text{ } ^\circ\text{C}$ .

Výkon procesní výměny tepla při tom činí  $Q_{rec} = 193,28 \text{ kW}$ , přičemž chladný proud se ve výměníku ohřeje ze  $75 \text{ } ^\circ\text{C}$  na  $286 \text{ } ^\circ\text{C}$  a horký proud se ochladí z  $305 \text{ } ^\circ\text{C}$  na  $94 \text{ } ^\circ\text{C}$ . Pro zbývající dochlazení horkého proudu na požadovaných  $20 \text{ } ^\circ\text{C}$  tak bude potřeba chladič o tepelném výkonu  $67,78 \text{ kW}$  a pro dohřátí chladného proudu na požadovaných  $300 \text{ } ^\circ\text{C}$  bude potřeba ohříváč o tepelném výkonu  $12,82 \text{ kW}$ . V případě protiproudé konfigurace pak velikost plochy výměny tepla dosahuje  $A_{E,OPT} = 254,3 \text{ m}^2$ . Tyto detailní výsledky stejně jako celý skript výpočtu technicko-ekonomické analýzy v programu Maple lze nalézt v Příloze 2.

#### 4.5 Identifikace provedení procesní výměny tepla

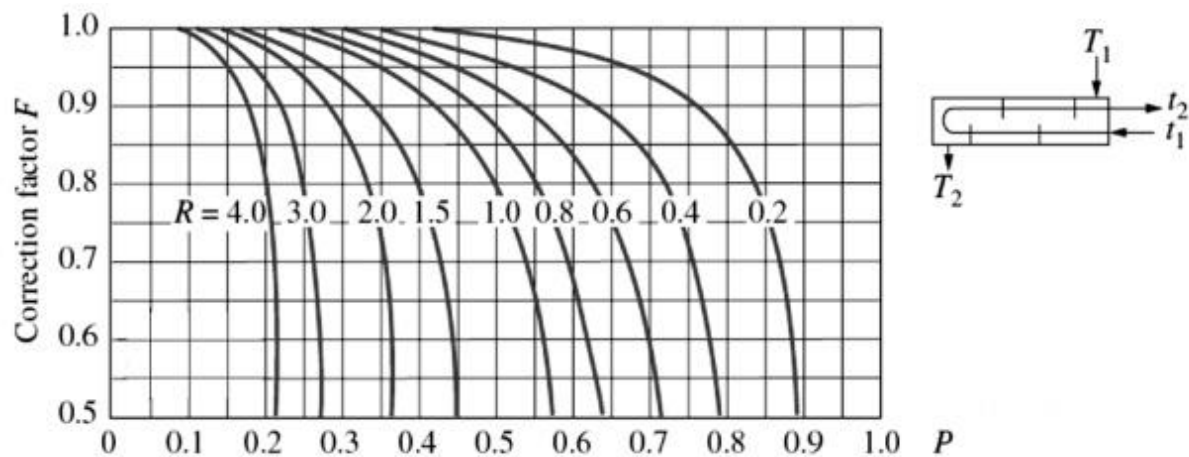
Zadavatel požaduje, aby výměna tepla probíhala pomocí trubkových výměníků se segmentovými přepážkami v konfiguraci 1-2 (jeden chod v plášti, dva chody v trubkách). Je tedy třeba stanovit, kolik výměníku tepla dané konfigurace bude třeba pro praktickou realizaci nalezené optimální výměny tepla. Korekční faktor  $F$  na logaritmický teplotní spád má dosahovat hodnoty alespoň  $0,8$ . Tato identifikace je taktéž prováděna v softwaru Maple.

Výpočet je prováděn pomocí rovnice (13). Pro jeden výměník daného typu bylo zjištěno, že korekční faktor  $F$  nelze stanovit a jelikož nelze kvůli požadavkům od zadavatele změnit typ výměníku je třeba zvýšit jejich počet na 2. V případě více výměníků je třeba parametr  $P$  určen dle rovnice (10) přepočítat na parametr  $P^*$  dle následující rovnice (33):

$$P^* = \frac{P}{(n-P \cdot (n-1))} \quad (33)$$

Dále se pokračuje ve výpočtech dle rovnice (13), pouze s upraveným faktorem  $P^*$  až pro  $n$  výměníků, dokud korekční faktor není větší než 0,8.

Korekční faktor  $F$  vyšel větší než 0,8 až pro konfiguraci s 12 výměníky a to přesně 0,836. Zároveň bylo třeba pro tuto hodnotu korekčního faktoru dopočítat plochu výměny tepla dle rovnice (5). Plocha výměny tepla v tomto případě vyšla 304,266 m<sup>2</sup>. Výpočet korekčního faktoru lze ověřit pomocí grafu na Obr. 36.



Obr. 36 Graf závislosti korekčního faktoru  $F$  na faktorech  $R$  a  $P$  [13]

Z dosažených výsledků vyplývá, že má-li být procesní výměna tepla uskutečněna pomocí trubkových výměníků tepla v konfiguraci 1-2 a korekční faktor  $F$  na logaritmický teplotní spád má dosahovat hodnoty alespoň 0,8, bude nutno procesní výměnu tepla realizovat ve 12 výměnících tepla této konfigurace o celkové ploše výměny tepla 304,266 m<sup>2</sup>. Korekční faktor  $F$  na logaritmický teplotní spád v tomto případě dosáhne hodnoty 0,83. *Targetingem* byla nalezena optimální hodnota  $\Delta T_{MIN,OPT} = 19 \text{ }^\circ\text{C}$ , jelikož se jedná o specifický proces, kdy faktor  $R = 1$ , je současně  $\Delta T_{MIN,OPT} = \Delta T_{ln}$  procesní výměny tepla. Z toho je patrné, že  $\Delta T_{ln} < 20 \text{ }^\circ\text{C}$  a proto není třeba použít výměníky s požadovanou konfigurací 1-2, ale je možné použít jednoduchý trubkový výměník se segmentovými přepážkami v protiproudé konfiguraci s pevnými trubkovnicemi. Jako optimální řešení procesní výměny tepla tedy lze zadavateli doporučit namísto 12 výměníku v konfiguraci 1-2 použít pouze jeden trubkový výměník se segmentovými přepážkami v protiproudé konfiguraci s pevnými trubkovnicemi o celkové ploše výměny tepla 254,3 m<sup>2</sup> (dříve stanované v *targetingu*). Skript výpočtu zhodnocení výměny tepla v programu Maple včetně zmíněných výsledků je uveden v Příloze 3.

## 5 Závěr

Tato bakalářská práce se zabývá problematikou koncepčního návrhu specifického průmyslového procesu pro termální destrukci zbytkového ozonu. V teoretické úvodní části v kapitole 2 se práce zabývala souhrnně problematikou ozonu, jeho výrobou, použitím a následnou destrukcí. V kapitole 3 potom byly představeny základy metody *Pinch Technology* standardně užívané v procesním inženýrství pro koncepční návrh (tzv. *targeting*) procesu.

Praktická část práce se potom zabývala vlastním koncepčním návrhem specifického průmyslového procesu pro destrukci zbytkového ozonu pro zadaná provozní a ekonomická data. Požadováno bylo provedení koncepčního návrhu procesu destrukce ozonu s optimální mírou procesní výměny tepla, v níž mají být použity výhradně trubkové výměníky tepla se segmentovými přepážkami v provedení se dvěma chody v trubkách a jedním chodem v plášti a pro následující specifikaci

- Materiál zařízení: nerezová ocel SS1.4571 (SS316Ti);
- Úprava povrchu: moření a pasivace (na stranách odplynu);
- Provedení zařízení: bez mastnoti a olejů (kyslíková čistota);
- Těsnění PTFE;

Zadaný proces termální destrukce ozonu pracuje se směsí vzduchu a ozonu o teplotě 75 °C, která vstupuje do destruktoru ozonu, kde je směs zahřáta pomocí páry na 305 °C, čímž se dokončí rozklad ozonu na kyslík. Následně jde tento plynný proud (produkt) do chladiče a chladí se na výstupní teplotu 20 °C. Procesní výměna tepla realizovaná pomocí zmíněných trubkových výměníků, měla být navržena mezi vstupním (chladným) proudem do destruktoru, který by se předeřhřál, a proudem produktu vystupujícím z destruktoru (horký proud), který by se chladil.

Návrh procesní výměny tepla byl prováděn na základě znalostí teoretických základů *Pinch Technology* z kapitoly 3. Nejdříve byla v programu CHEMCAD provedena simulace procesních proudů a byly provedeny výpočty základních termodynamických veličin daných proudů, které nebyly následně dále zpracovány pro potřeby vlastní technicko-ekonomické analýzy. Samotná technicko-ekonomická analýza z takto připravených dat potom byla provedena pomocí výpočtového skriptu v software Maple. Následně byla v software Maple také provedeno zhodnocení provedení reálné výměny tepla z pohledu vhodného typu požadovaného trubkového výměníku.

Z dosažených výsledků plyne, že pro požadované použití trubkových výměníků tepla se segmentovými přepážkami se dvěma chody v trubkách a jedním chodem v plášti, by bylo zapotřebí použít minimálně 12 takovýchto výměníků o celkové ploše výměny tepla 304,3 m<sup>2</sup>. Avšak, vzhledem k tomu, že identifikovaná optimální procesní výměna tepla se vyznačuje logaritmickým teplotním rozdílem  $\Delta T_{in}$  menším než 20 °C, není třeba použít požadovaný typ trubkového výměníku tepla se segmentovými přepážkami, nýbrž je jako vhodnější řešení touto bakalářskou prací doporučeno realizovat optimální procesní výměnu tepla pomocí jednoho trubkového výměníku se segmentovými přepážkami v protiproudé konfiguraci s pevnými trubkovicemi o celkové ploše výměny tepla 254,3 m<sup>2</sup>. Úspora plochy výměny tepla oproti původnímu požadavku tak bude činit více než 16%.

## 6. Seznam použité literatury

- [1] KLEMEŠ, Jiří, Petar Sabev VARBANOV, Sharifah Rafidah WAN ALWI a Zainuddin Abdul MANAN. Sustainable Process Integration and Intensification: Saving Energy, Water and Resources. 2nd Edition. Berlin: De Gruyter, 2018, xii, 311 stran : barevné ilustrace, grafy. ISBN 978-3-11-053535-8.
- [2] STRÍTESKÝ, Luboš. Využití oxidačních procesů (AOP) pro odstraňování mikropolutantů. Brno, 2012. 93 s, 2 přílohy. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta stavební, Ústav vodního hospodářství obcí. Vedoucí práce doc. Ing. Petr Hlavínek, CSc.
- [3] OZONE SOLUTIONS, Inc. OzoneSolutions.com - Ozone Generators, Ozone Sensors, Ozone Injection Systems. 2021. [cit. 2021-11-19] Dostupné z: <<http://www.ozonesolutions.com>>.
- [4] HOVORKA, František. Technologie chemických látek. Praha: VŠCHT, 2005, 180 s. ISBN 80-7080-588-9.
- [5] VPSA Oxygen Generator Plants | Mahler AGS GmbH, 2007, [cit. 2021-11-19] Dostupné z: <<https://www.mahler-ags.com>>.
- [6] ŘEDINA, Dalibor. Sestavení a testování zařízení pro výrobu ozonované vody a její aplikace na čištění křemíkových desek: diplomová práce. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Ústav fyzikálního inženýrství, 2017. 80 s. Vedoucí práce Ing. Stanislav Voborný, Ph.D
- [7] GERMER, Emil, Alexis MÉTAIS a Jean-Christophe HOSTACHY. Achievements in Industrial Ozone Bleaching. Pulp & Paper International [online]. San Francisco: Paperloop.com SPRL, 2011, 53(8), 34-41 [cit. 2021-11-29]. ISSN 0033-409X. Dostupné z: <<https://www.slideshare.net/JCHostachy/achievements-in-industrial-ozone-bleaching-ppi>>
- [8] PRABAHARAN, Mani a J. Venkata RAO. Study on ozone bleaching of cotton fabric - process optimisation, dyeing and finishing properties. Coloration technology [online]. Oxford, UK: Society of Dyers and Colourists, 2001, 117(2), 98-103 [cit. 2021-11-29]. ISSN 1472-3581. Dostupné z: <<https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1111/j.1478-4408.2001.tb00342.x>> [8]
- [9] AINIA, OZONECIP project, 2008, Study of the ozone technology: Public report. [cit. 2021-11-19] Dostupné z: <<http://www.ozonecip.net/pdf/Ozonetechnology.pdf>>.
- [10] MOTYKA, Ondřej. Vybrané projekční práce na procesu stripování kyselých vod. Brno, 2021. Dostupné také z: <https://www.vutbr.cz/studenti/zav-prace/detail/132716>. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Ústav procesního inženýrství. Vedoucí práce Zdeněk Jegla.
- [11] PECIAR, Peter, Roman FEKETE a Marián PECIAR. Procesné strojnictvo. II. V Bratislave: Slovenská technická univerzita, 2016, 177 stran : ilustrace. ISBN 978-80-227-4540-6.
- [12] PERRY, John H., Robert H. PERRY, Cecil H. CHILTON a Sidney D. KIRKPATRICK. Chemical Engineers' Handbook. Ninth Edition. New York: McGraw-Hill Book Company, 1963
- [13] HEWITT, F. Geoffrey, Handbook of Heat Exchanger Design, Begell House Inc., New York, 2008

- [14] WANG, Bohong, Jiří Jaromír KLEMEŠ, Nianqi LI, Min ZENG, Petar Sabev VARBANOV a Yongtu LIANG. Heat Exchanger Network Retrofit with Heat Exchanger and Material Type Selection: A Review and a Novel Method. *Renewable & sustainable energy reviews* [online]. Elsevier Ltd, 2021, **138**, 110479 [cit. 2021-10-24]. ISSN 1364-0321. Dostupné z: doi:10.1016/j.rser.2020.110479
- [15] JEGLA Zdeněk, Zkušenosti s návrhem procesu pro destrukci ozónu, interní sdělení, Brno, 2022.

## Seznam použitých symbolů a zkratek

Zkratka	Význam
Ar	Argon
C	<i>Cooler</i>
CuO	Oxid měďnatý
CW	<i>Cooling Water</i>
E	<i>Exchanger</i>
H	<i>Heater</i>
MnO <sub>2</sub>	Oxid mangančitý
N <sub>2</sub>	Dusík
NO <sub>x</sub>	Oxidy dusíku
O <sub>2</sub>	Kyslík
O <sub>3</sub>	Ozon
PTFE	Polytetrafluorethylen
S	<i>Steam</i>
UV	Ultrafialové
VN	Vysoké napětí
VPSA	<i>Vacuum Pressure Swing Adsorption</i>

Symbol	Jednotka	Význam
$a$	[-]	Materiálová konstanta
$a_f$	$[\frac{1}{rok}]$	Anuitní faktor
$A$	[m <sup>2</sup> ]	Plocha výměny tepla
$A_{E,OPT}$	[m <sup>2</sup> ]	Optimální plocha procesní výměny tepla
$b$	[-]	Materiálová konstanta
$\bar{c}_{PC}$	[J/(kg·K)]	Střední měrná kapacita chladného proudu
$\bar{c}_{PH}$	[J/(kg·K)]	Střední měrná kapacita horkého proudu
$C$	[\$]	Investiční náklady
$C_B$	[\$]	Základní cena provedení výměníku
$C_S$	$[\frac{\$}{kW \cdot rok}]$	Cena páry

$C_W$	$[\frac{\$}{kW \cdot rok}]$	Cena chladící vody
$CP_F$	$[W/^\circ C]$	Tepelná kapacita proudu „ <i>Feed</i> “
$CP_P$	$[W/^\circ C]$	Tepelná kapacita proudu „ <i>Product</i> “
$\delta$	$[-]$	Pomocný parametr
$\Delta H_C$	$[W]$	Tepelný tok (obsah) chladného proudu
$\Delta H_H$	$[W]$	Tepelný tok (obsah) horkého proudu
$\Delta H_F$	$[W]$	Tepelný obsah proudu „ <i>Feed</i> “
$\Delta H_P$	$[W]$	Tepelný obsah proudu „ <i>Product</i> “
$\Delta T$	$[^\circ C]$	Střední teplotní rozdíl
$\Delta T_{ln}$	$[^\circ C]$	Logaritmický teplotní rozdíl
$\Delta T_{MIN}$	$[^\circ C]$	Minimální dovolené teplotní přiblížení
$\Delta T_{MIN,OPT}$	$[^\circ C]$	Optimální teplotní přiblížení
$F$	$[-]$	Korekční faktor
$F_M$	$[-]$	Faktor zohledňující materiál
$F_P$	$[-]$	Faktor zohledňující tlak
$H_{CF}$	$[kJ/h]$	Entalpie proudu „ <i>Cold Feed</i> “
$H_{CP}$	$[kJ/h]$	Entalpie proudu „ <i>Cold Product</i> “
$H_{HF}$	$[kJ/h]$	Entalpie proudu „ <i>Hot Feed</i> “
$H_{HP}$	$[kJ/h]$	Entalpie proudu „ <i>Hot Product</i> “
$H_{PR}$	$[kJ/h]$	Entalpie proudu „ <i>Product</i> “
$k$	$[W/(m^2 \cdot K)]$	Součinitel prostupu tepla
$\dot{m}_C$	$[kg/s]$	Hmotnostní průtok chladného proudu
$\dot{m}_H$	$[kg/s]$	Hmotnostní průtok horkého proudu
$P$	$[-]$	Pomocný parametr
$P_S$	$[MPa]$	Tlak pracovní látky proudící v plášti výměníku
$Q_{C_P}$	$[W]$	Tepelný výkon chladiče na proudu „ <i>Product</i> “
$Q_{C,MIN}$	$[W]$	Potřebné množství tepla na dochlazení horkého proudu
$Q_{C,OPT}$	$[W]$	Optimální potřebné množství tepla na dochlazení horkého proudu
$Q_{e_F}$	$[W]$	Tepelný výkon výměníku tepla na proudu „ <i>Feed</i> “
$Q_{e_P}$	$[W]$	Tepelný výkon výměníku tepla na proudu „ <i>Product</i> “
$Q_E$	$[W]$	Přenášený tepelný výkon
$Q_{E,OPT}$	$[W]$	Optimální výměna tepla ve výměníku
$Q_{H,MIN}$	$[W]$	Potřebné množství tepla na dohřátí chladného proudu

$Q_{H,OPT}$	[W]	Optimální potřebné množství tepla na dohřátí chladného proudu
$Q_{rec}$	[W]	Výkon procesní výměny tepla v navrženém výměníku
$Q_{recC}$	[W]	Teplný obsah chladného proudu v navrženém výměníku
$Q_{recH}$	[W]	Teplný obsah horkého proudu v navrženém výměníku
$R$	[-]	Pomocný parametr
$t_{CF}$	[°C]	Teplota proudu „ <i>Cold Feed</i> “
$t_{CP}$	[°C]	Teplota proudu „ <i>Cold Product</i> “
$t_{HF}$	[°C]	Teplota proudu „ <i>Hot Feed</i> “
$t_{HP}$	[°C]	Teplota proudu „ <i>Hot Product</i> “
$t_{PR}$	[°C]	Teplota proudu „ <i>Product</i> “
$T_{C,IN}$	[°C]	Teplota chladného proudu na vstupu do výměníku
$T_{C,OUT}$	[°C]	Teplota chladného proudu na výstupu z výměníku
$T_{H,IN}$	[°C]	Teplota horkého proudu na vstupu do výměníku
$T_{H,OUT}$	[°C]	Teplota horkého proudu na výstupu z výměníku

## Seznam příloh

Příloha 1

Textový report ze simulace v programu  
CHEMCAD 7.1.1

Příloha 2

Targeting

Příloha 3

Zhodnocení výměny tepla

# Příloha 1

## Textový report ze simulace v programu CHEMCAD 7.1.1

Simulation: OzoneDestruction-FinalBcP

### STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4
Name	Cold Feed	Hot Feed	Hot Product	Product
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	105.0489	105.0489	108.6947	108.6947
Mass flow kg/h	3500.0000	3500.0000	3500.0000	3500.0000
Temp C	<b>75.0000</b>	300.0000	<b>305.0000</b>	80.0679
Pres kPa	<b>271.3250</b>	271.3250	<b>271.3250</b>	271.3250
Vapor mole fraction	1.000	1.000	1.000	1.000
Enth kJ/h	1.1955E+006	1.9377E+006	9.1503E+005	1.7277E+005
Tc C	-110.9952	-110.9952	-119.7382	-119.7382
Pc kPa	5280.1616	5280.1616	4986.1050	4986.1050
Std. sp gr. wtr = 1	1.125	1.125	1.123	1.123
Std. sp gr. air = 1	1.150	1.150	1.112	1.112
Degree API	-5.7030	-5.7030	-5.4750	-5.4750
Average mol wt	33.3178	33.3178	32.2003	32.2003
Actual dens kg/m3	3.1254	1.8958	1.8163	2.9763
Actual vol m3/h	1119.8625	1846.2303	1926.9937	1175.9644
Std liq m3/h	3.1116	3.1116	3.1172	3.1172
Std vap 0 C m3/h	2354.5278	2354.5278	2436.2451	2436.2451
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h	105.0489	105.0489	108.6947	108.6947
Mass flow kg/h	3500.0000	3500.0000	3500.0000	3500.0000
Average mol wt	33.3178	33.3178	32.2003	32.2003
Actual dens kg/m3	3.1254	1.8958	1.8163	2.9763
Actual vol m3/h	1119.8625	1846.2303	1926.9937	1175.9644
Std liq m3/h	3.1116	3.1116	3.1172	3.1172
Std vap 0 C m3/h	2354.5278	2354.5278	2436.2451	2436.2451
Cp kJ/kg-K	0.9078	0.9790	0.9754	0.9135
Z factor	0.9994	1.0008	1.0008	0.9997
Visc Pa-sec	2.212e-005	3.172e-005	3.360e-005	2.333e-005
Th cond W/m-K	0.0284	0.0433	0.0462	0.0303
Flow rates in kg/h				
Ozone	350.0000	350.0000	0.0003	0.0003
Oxygen	2884.0000	2884.0000	3234.0000	3234.0000
Nitrogen	91.0000	91.0000	91.0000	91.0000
Argon	175.0000	175.0000	175.0000	175.0000
Stream No.	5			
Name	Cold Product			
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	108.6947			
Mass flow kg/h	3500.0000			
Temp C	20.0000			
Pres kPa	271.3250			
Vapor mole fraction	1.000			
Enth kJ/h	-25166.			
Tc C	-119.7382			
Pc kPa	4986.1050			
Std. sp gr. wtr = 1	1.123			
Std. sp gr. air = 1	1.112			
Degree API	-5.4750			

Average mol wt	32.2003
Actual dens kg/m3	3.5909
Actual vol m3/h	974.6929
Std liq m3/h	3.1172
Std vap 0 C m3/h	2436.2451
- - Vapor only - -	
Molar flow kmol/h	108.6947
Mass flow kg/h	3500.0000
Average mol wt	32.2003
Actual dens kg/m3	3.5909
Actual vol m3/h	974.6929
Std liq m3/h	3.1172
Std vap 0 C m3/h	2436.2451
Cp kJ/kg-K	0.9047
Z factor	0.9984
Visc Pa-sec	2.015e-005
Th cond W/m-K	0.0256

Flow rates in kg/h	
Ozone	0.0003
Oxygen	3234.0000
Nitrogen	91.0000
Argon	175.0000

## Příloha 2

### Targeting

#### 1. Vstupní ekonomické data:

$af := 0.1175$  :#anuitní faktor dle zadání, 1/rok

$am := 2.7$  :#materialová konstanta pro nerezovou ocel dle zadání,-

$bm := 0.07$  :#materialová konstanta pro nerezovou ocel dle zadání,-

$CenaPary := 380.0$  :#\$(/kW.rok)

$CenaVody := 150.0$  :#\$(/kW.rok)

#### 2. Zadání procesních vstupních dat a dopčet tepelné kapacity každého proudu:

$k := 0.04$  :#soucinitel prostupu tepla, kW/(m<sup>2</sup>.K)

$Ps := 0.271325$  :#tlak pracovní latky v plasti výmeníku tepla, MW

$k := 0.04$

$Ps := 0.271325$

$TsC := 75.0$ ;  $TtC := 300.0$ ;  $QrecC := 206.1$ ;

#teploty [°C] a tepelný obsah [kW] chladného proudu

$CPC := QrecC / (TtC - TsC)$  :#tepelná kapacita chladného proudu, kW/°C

$TsC := 75.0$

$TtC := 300.0$

$QrecC := 206.1$

$CPC := 0.9160000000$

$TsH := 305.0$ ;  $TtH := 20.0$  :#teploty [°C] horkého proudu

$CPH := CPC$  :#tepelná kapacita horkého proudu, kW/°C

$QrecH := CPH * (TsH - TtH)$  :#tepelný obsah [kW] horkého proudu

$TsH := 305.0$

$TtH := 20.0$

$CPH := 0.9160000000$

$QrecH := 261.0600000$

#### 3. Stanovení rozsahu $dT_{min}$ , v němž se bude stanovovat velikost výmeníkové site a externích zdrojů:

```

dtmin := 5.0;#minimalni hodnota dT (pro maximalni procesni vymenu tepla)
dtmax := TsH-TsC;
      #maximalni hodnota dT (pro minimalni (nulovou) procesni vymena tepla)
dtmaxp := dtmax - 80;#omezeni hodnoty dTmax - dostacujici pro prakticky vypocet

```

```

dtmin := 5.0
dtmax := 230.0
dtmaxp := 150.0

```

#### 4. Dopocet dTmin, Qrec, A, Qhot, Qcold:

```

nvyp := 0 : i := 0 :
#printf(" dTmin THout TCin THin TCout Qrec dTln A Qhot Qcold\n"):
      #titulek tabulky
#printf(" [°C] [°C] [°C] [°C] [°C] [kW] [°C] [m2] [kW] [kW]\n"):
      #titulek
#printf("-----\n"):#titulek
for DTmin from dtmin by 1 to dtmaxp do:
i := i + 1;
DT[i] := DTmin;
TH[i] := TsC + DT[i];
DTMIN := TH[i]-TsC;
Qrec[i] := CPH*(TsH-TH[i]);
TCout[i] := TsC + Qrec[i]/CPC;
DTMAX := TsH-TCout[i];
TCmin := TsC; TCmax := TCout[i];
THmin := TH[i]; THmax := TsH;
R[i] := (TsH-TH[i])/(TCout[i]-TsC);
P[i] := (TCout[i]-TsC)/(TsH-TsC);
delta[i] := (1-P[i])/P[i];#vypocet delta pro R=1
dTln[i] := ((TsH-TH[i])/R[i]) * delta[i];#vypocet dTln pro R=1
if ((TsH-TH[i]) = 0) then dTln[i] := 0.0;end if;
eta[i] := sqrt(R[i]^2 + 1);
A[i] := Qrec[i]/(k*dTln[i]);
if (Qrec[i] = 0) then A[i] := 0.0;end if;
Qcold[i] := QrecH-Qrec[i];
Qhot[i] := QrecC-Qrec[i];
#printf("%6.2f%7.2f%7.2f%7.2f%7.2f%7.2f%6.1f%6.1f%7.2f%7.2f\n", DT[i],
      THmin, TCmin, THmax, TCmax, Qrec[i], dTln[i], A[i], Qhot[i], Qcold[i]) :
      #zadani tisku
nvyp := nvyp + 1;#ukladani poctu vypoctu
end do:
#printf("-----\n");:
      #konec tabulky

```

## 5. Ekonomické vyhodnocení:

$$F_p := 0.9803 + 0.018 * (P_s * 145 / 100) + 0.0017 * ((P_s * 145 / 100)^2);$$

$$F_p := 0.9876447090$$

```
#printf(" dTmin Capital Energy Total \n");#titulek tabulky
# printf(" [°C] [$/rok] [$/rok] [$/rok]\n");#titulek
# printf("-----\n");#titulek
for i from 1 to nvyp by 20 do
Fm[i] := am + ((A[i]/100)^bm);
Cb[i] := exp( 11.667-0.8709 * ln(10.76 * A[i]) + 0.09005 * ((ln(10.76 * A[i]))^2) );
Capital[i] := af * Fp * Fm[i] * Cb[i];
if (A[i] = 0) then Capital[i] := 0.0;end if;
Energy[i] := CenaPary * Qhot[i] + CenaVody * Qcold[i];
Total[i] := Capital[i] + Energy[i];
# printf("%5.1f %9.1f %9.1f %9.1f\n", DT[i], Capital[i], Energy[i], Total[i]);
#zadani tisku
end do;
# printf("-----\n");#konec tabulky
```

```
#printf(" dTmin Capital Energy Total \n");#titulek tabulky
# printf(" [°C] [$/rok] [$/rok] [$/rok]\n");#titulek
# printf("-----\n");#titulek
for i from 1 to 45 by 10 do
Fm[i] := am + ((A[i]/100)^bm);
Cb[i] := exp( 11.667-0.8709 * ln(10.76 * A[i]) + 0.09005 * ((ln(10.76 * A[i]))^2) );
Capital[i] := af * Fp * Fm[i] * Cb[i];
if (A[i] = 0) then Capital[i] := 0.0;end if;
Energy[i] := CenaPary * Qhot[i] + CenaVody * Qcold[i];
Total[i] := Capital[i] + Energy[i];
# printf("%5.1f %9.1f %9.1f %9.1f\n", DT[i], Capital[i], Energy[i], Total[i]);
#zadani tisku
end do;
# printf("-----\n");#konec tabulky
```

```
#printf(" dTmin Capital Energy Total \n");#titulek tabulky
# printf(" [°C] [$/rok] [$/rok] [$/rok]\n");#titulek
# printf("-----\n");#titulek
for i from 1 to 25 by 5 do
Fm[i] := am + ((A[i]/100)^bm);
Cb[i] := exp( 11.667-0.8709 * ln(10.76 * A[i]) + 0.09005 * ((ln(10.76 * A[i]))^2) );
Capital[i] := af * Fp * Fm[i] * Cb[i];
if (A[i] = 0) then Capital[i] := 0.0;end if;
Energy[i] := CenaPary * Qhot[i] + CenaVody * Qcold[i];
Total[i] := Capital[i] + Energy[i];
# printf("%5.1f %9.1f %9.1f %9.1f\n", DT[i], Capital[i], Energy[i], Total[i]);
#zadani tisku
end do;
#printf("-----\n");#konec tabulky
```

```

printf(" dTmin Capital Energy Total \n");#titulek tabulky
printf(" [°C] [$/rok] [$/rok] [$/rok]\n");#titulek
printf("-----\n");#titulek
for i from 11 to 21 do
Fm[i] := am + ((A[i]/100)^bm);
Cb[i] := exp( 11.667-0.8709*ln(10.76*A[i]) + 0.09005*((ln(10.76*A[i]))^2) );
Capital[i] := af*Fp*Fm[i]*Cb[i];
if (A[i] = 0) then Capital[i] := 0.0;end if;
Energy[i] := CenaPary*Qhot[i] + CenaVody*Qcold[i];
Total[i] := Capital[i] + Energy[i];
printf("%5.1f%9.1f%9.1f%9.1f\n", DT[i], Capital[i], Energy[i], Total[i]);
#zadani tisku
end do;
printf("-----\n");#konec tabulky

```

dTmin [°C]	Capital [\$/rok]	Energy [\$/rok]	Total [\$/rok]
15.0	16983.2	13098.8	30082.0
16.0	16276.5	13584.3	29860.7
17.0	15648.9	14069.8	29718.6
18.0	15087.5	14555.2	29642.7
19.0	14581.9	15040.7	29622.7
20.0	14124.1	15526.2	29650.3
21.0	13707.2	16011.7	29718.9
22.0	13325.9	16497.2	29823.0
23.0	12975.5	16982.6	29958.2
24.0	12652.4	17468.1	30120.6
25.0	12353.4	17953.6	30307.0

## 6. Graficke znazorneni vysledku:

$dTm := [seq(DT[i], i = 1 ..nvyp)]$  :#setrideni hodnot dTmin

$Cap := [seq(Capital[i], i = 1 ..nvyp)]$  :#setrideni hodnot Capital

$En := [seq(Energy[i], i = 1 ..nvyp)]$  :#setrideni hodnot Energy

$Tot := [seq(Total[i], i = 1 ..nvyp)]$  :#setrideni hodnot Total

```

BodyCap := [seq([dTm[k], Cap[k]], k = 1 ..nvyp)] :
#sestaveni dvojic bodu dTmin-Capital
BodyEn := [seq([dTm[k], En[k]], k = 1 ..nvyp)] :#sestaveni dvojic bodu dTmin-Energy
BodyTotal := [seq([dTm[k], Tot[k]], k = 1 ..nvyp)] :#sestaveni dvojic bodu dTmin-Tota

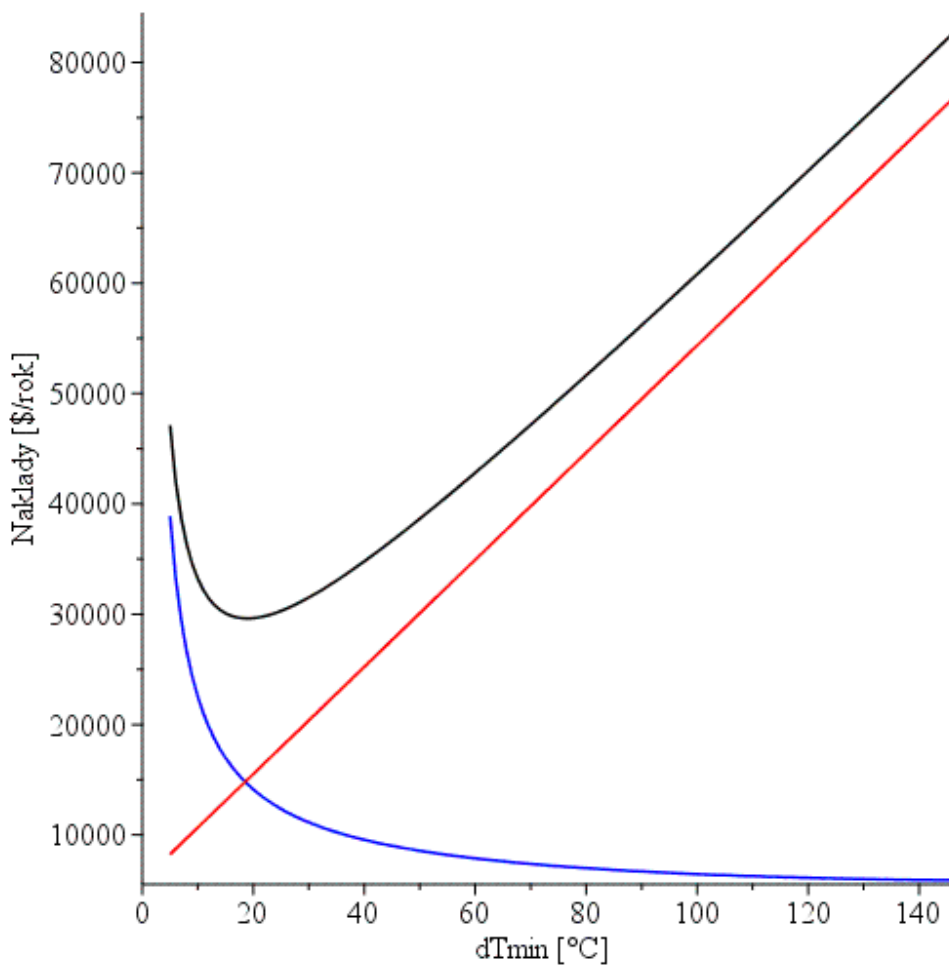
GrafCap := plot(BodyCap, 0 ..nvyp, style = line, color = blue, labeldirections
= [horizontal, vertical], labels = ["dTmin [°C]", "Naklady [$/rok]"]) :
#vykresleni zavislosti dTmin-Capital

GrafEn := plot(BodyEn, 0 ..nvyp, style = line, color = red, labeldirections = [horizontal,
vertical], labels = ["dTmin [°C]", "Naklady [$/rok]"]) :
#vykresleni zavislosti dTmin-Energy

GrafTot := plot(BodyTotal, 0 ..nvyp, style = line, color = black, labeldirections
= [horizontal, vertical], labels = ["dTmin [°C]", "Naklady [$/rok]"]) :
#vykresleni zavislosti dTmin-Total

plots[display]({ GrafCap, GrafEn, GrafTot });
#znazorneni vseh zavislosti v jednom grafu

```



## Příloha 3

### Zhodnocení výměny tepla

#### 1. Zadání známých procesních dat:

$TC1 := 75.0; \#^{\circ}C(TsC)$   
 $TC2 := 286.0; \#^{\circ}C$   
 $CPC := 0.916; \#kW/^{\circ}C$   
 $QrecC := CPC * (TC2 - TC1); \#kontrola\ vykonu, kW$

$TC1 := 75.0$   
 $TC2 := 286.0$   
 $CPC := 0.916$   
 $QrecC := 193.2760$

$TH1 := 305.0; \#^{\circ}C(TsH)$   
 $TH2 := 94.0; \#^{\circ}C$   
 $CPH := 0.916; \#kW/^{\circ}C$   
 $QrecH := CPH * (TH1 - TH2); \#kW$

$TH1 := 305.0$   
 $TH2 := 94.0$   
 $CPH := 0.916$   
 $QrecH := 193.2760$

$k := 0.04; \#souc.\ prostupu\ tepla, kW/(m^2.K)$

$k := 0.04$

#### 2. Stanovení plochy výměny tepla pro trubkový výměník tepla se segmentovými prepážkami v konfiguraci 1-2:

##### a) uvažují jeden výměník (n=1) v konfiguraci 1-2:

$R := (TH1 - TH2) / (TC2 - TC1) \#parametr\ R, -$   
 $P := (TC2 - TC1) / (TH1 - TC1) \#parametr\ P, -$   
 $eta := \sqrt{R^2 + 1} \#vypocet\ parametru\ eta\ pro\ konfiguraci\ 1-2$   
 $delta := (1 - P) / P \#vypocet\ delta\ pro\ R=1$   
 $dTln := ((TH1 - TH2) / R) * delta \#vypocet\ dTln\ pro\ R=1$   
 $F := eta / (delta * \ln( (2 - P * (1 + R - eta)) / (2 - P * (1 + R + eta)) ));$   
 $\#vypocet\ F\ pro\ 1-2\ a\ R=1$   
 $A := QrecC / (k * F * dTln); \#plocha\ vymeniku, m^2$

$F := 0.4048074093 - 4.966127455\ I$   
 $A := 4.146684075 + 50.87100967\ I$

Korekčni faktor F nelze stanoviti, je potreba zvýšit počet výměníků.

```
n := 2;  
Px := P/(n-P*(n-1)) :#výpočet P* pro R=1  
delta := (1-Px)/Px :#výpočet delta pro R=1  
F := eta/(delta*ln( (2-Px*(1+R-eta))/(2-Px*(1+R+eta)) ));  
#výpočet F pro 1-2 a R=1  
A := QrecC/(k*F*dTln);#plocha výměníku, m2
```

$n := 2$

$F := 0.4033198697 - 2.432695450 I$

$A := 16.86794706 + 101.7420195 I$

Korekčni faktor F nelze stanoviti, je potreba zvýšit počet výměníků.

```
n := 3;  
Px := P/(n-P*(n-1)) :#výpočet P* pro R=1  
delta := (1-Px)/Px :#výpočet delta pro R=1  
F := eta/(delta*ln( (2-Px*(1+R-eta))/(2-Px*(1+R+eta)) ));  
#výpočet F pro 1-2 a R=1  
A := QrecC/(k*F*dTln);#plocha výměníku, m2
```

$n := 3$

$F := 0.4006343893 - 1.563730721 I$

$A := 39.10010001 + 152.6130288 I$

Korekčni faktor F nelze stanoviti, je potreba zvýšit počet výměníků

```
n := 4;  
Px := P/(n-P*(n-1)) :#výpočet P* pro R=1  
delta := (1-Px)/Px :#výpočet delta pro R=1  
F := eta/(delta*ln( (2-Px*(1+R-eta))/(2-Px*(1+R+eta)) ));  
#výpočet F pro 1-2 a R=1  
A := QrecC/(k*F*dTln);#plocha výměníku, m2
```

$n := 4$

$F := 0.3963495088 - 1.108000660 I$

$A := 72.78948621 + 203.4840386 I$

Korekčni faktor F nelze stanoviti, je potreba zvýšit počet výměníků

```
n := 5;  
Px := P/(n-P*(n-1)) :#výpočet P* pro R=1  
delta := (1-Px)/Px :#výpočet delta pro R=1  
F := eta/(delta*ln( (2-Px*(1+R-eta))/(2-Px*(1+R+eta)) ));  
#výpočet F pro 1-2 a R=1  
A := QrecC/(k*F*dTln);#plocha výměníku, m2
```

$n := 5$

$$F := 0.3896193274 - 0.8131364689 I$$

$$A := 121.8757819 + 254.3550486 I$$

Korekčni faktor F nelze stanovit, je potřeba zvýšit počet výmeníku

$$n := 6;$$

$$Px := P / (n - P * (n - 1)) \text{ ;\#vypocet } P^* \text{ pro } R=1$$

$$\text{delta} := (1 - Px) / Px \text{ ;\#vypocet delta pro } R=1$$

$$F := \text{eta} / (\text{delta} * \ln( (2 - Px * (1 + R - \text{eta})) / (2 - Px * (1 + R + \text{eta})) ) ) \text{ ;}$$

*\#vypocet F pro 1-2 a R=1*

$$A := QrecC / (k * F * dTln) \text{ ;\#plocha výmeníku, } m^2$$

$$n := 6$$

$$F := 0.3783909418 - 0.5908654597 I$$

$$A := 195.4671297 + 305.2260577 I$$

Korekčni faktor F nelze stanovit, je potřeba zvýšit počet výmeníku

$$n := 7;$$

$$Px := P / (n - P * (n - 1)) \text{ ;\#vypocet } P^* \text{ pro } R=1$$

$$\text{delta} := (1 - Px) / Px \text{ ;\#vypocet delta pro } R=1$$

$$F := \text{eta} / (\text{delta} * \ln( (2 - Px * (1 + R - \text{eta})) / (2 - Px * (1 + R + \text{eta})) ) ) \text{ ;}$$

*\#vypocet F pro 1-2 a R=1*

$$A := QrecC / (k * F * dTln) \text{ ;\#plocha výmeníku, } m^2$$

$$n := 7$$

$$F := 0.3554839137 - 0.3908080576 I$$

$$A := 323.9103614 + 356.0970674 I$$

Korekčni faktor F nelze stanovit, je potřeba zvýšit počet výmeníku

$$n := 8;$$

$$Px := P / (n - P * (n - 1)) \text{ ;\#vypocet } P^* \text{ pro } R=1$$

$$\text{delta} := (1 - Px) / Px \text{ ;\#vypocet delta pro } R=1$$

$$F := \text{eta} / (\text{delta} * \ln( (2 - Px * (1 + R - \text{eta})) / (2 - Px * (1 + R + \text{eta})) ) ) \text{ ;}$$

*\#vypocet F pro 1-2 a R=1*

$$A := QrecC / (k * F * dTln) \text{ ;\#plocha výmeníku, } m^2$$

$$n := 8$$

$$F := 0.4196574662$$

$$A := 605.9954765$$

Korekčni faktor F je nízký, je potřeba zvýšit počet výmeníku.

$$n := 9;$$

$$Px := P / (n - P * (n - 1)) \text{ ;\#vypocet } P^* \text{ pro } R=1$$

$$\text{delta} := (1 - Px) / Px \text{ ;\#vypocet delta pro } R=1$$

$$F := \text{eta} / (\text{delta} * \ln( (2 - Px * (1 + R - \text{eta})) / (2 - Px * (1 + R + \text{eta})) ) ) \text{ ;}$$

*\#vypocet F pro 1-2 a R=1*

$$A := QrecC / (k * F * dTln) \text{ ;\#plocha výmeníku, } m^2$$

$$n := 9$$

$$F := 0.6494288852$$

$$A := 391.5910302$$

Korekčni faktor F je nizky, je potreba zvyšit počet vymeniku.

$$n := 10;$$

$$Px := P / (n - P * (n - 1)) \text{ \#vypocet } P^* \text{ pro } R=1$$

$$\text{delta} := (1 - Px) / Px \text{ \#vypocet delta pro } R=1$$

$$F := \text{eta} / (\text{delta} * \ln( (2 - Px * (1 + R - \text{eta})) / (2 - Px * (1 + R + \text{eta})) ));$$

$$\text{\#vypocet } F \text{ pro } l-2 \text{ a } R=1$$

$$A := QrecC / (k * F * dTln); \text{\#plocha vymeniku, } m^2$$

$$n := 10$$

$$F := 0.7415482926$$

$$A := 342.9453330$$

Korekčni faktor F je nizky, je potreba zvyšit počet vymeniku.

$$n := 11;$$

$$Px := P / (n - P * (n - 1)) \text{ \#vypocet } P^* \text{ pro } R=1$$

$$\text{delta} := (1 - Px) / Px \text{ \#vypocet delta pro } R=1$$

$$F := \text{eta} / (\text{delta} * \ln( (2 - Px * (1 + R - \text{eta})) / (2 - Px * (1 + R + \text{eta})) ));$$

$$\text{\#vypocet } F \text{ pro } l-2 \text{ a } R=1$$

$$A := QrecC / (k * F * dTln); \text{\#plocha vymeniku, } m^2$$

$$n := 11$$

$$F := 0.7975896949$$

$$A := 318.8488114$$

Korekčni faktor F je nizky, je potreba zvyšit počet vymeniku.

$$n := 12;$$

$$Px := P / (n - P * (n - 1)) \text{ \#vypocet } P^* \text{ pro } R=1$$

$$\text{delta} := (1 - Px) / Px \text{ \#vypocet delta pro } R=1$$

$$F := \text{eta} / (\text{delta} * \ln( (2 - Px * (1 + R - \text{eta})) / (2 - Px * (1 + R + \text{eta})) ));$$

$$\text{\#vypocet } F \text{ pro } l-2 \text{ a } R=1$$

$$A := QrecC / (k * F * dTln); \text{\#plocha vymeniku, } m^2$$

$$n := 12$$

$$F := 0.8358165450$$

$$A := 304.2659633$$