

ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

FAKULTA STROJNÍ

ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ
TECHNIKY

**TECHNICKO-EKONOMICKÁ
ANALÝZA LINKY NA VÝROBU SNG**

DIPLOMOVÁ PRÁCE

2022

Bc. MARTIN MATĚJEC

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Matějec** Jméno: **Martin** Osobní číslo: **467316**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávající katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**
Studijní program: **Energetika a procesní inženýrství**
Specializace: **Procesní inženýrství**

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Technicko-ekonomická analýza linky na výrobu SNG

Název diplomové práce anglicky:

Technical- economic analysis of the SNG production line

Pokyny pro vypracování:

- 1) Proveďte technicko-ekonomickou analýzu linky vyrábějící syntetický zemní plyn (SNG) dle zadaného uspořádání. Uspořádání linky na základě analýzy případně upravte.
- 2) Navrhněte konstrukční řešení vybraných aparátů včetně návrhu materiálu.
- 3) Odhadněte investiční náklady dané linky.
- 4) Analyzujte provozní náklady dané linky.

Seznam doporučené literatury:

Dle doporučení vedoucího práce.

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:

doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D. ústav procesní a zpracovatelské techniky FS

Jméno a pracoviště druhé(ho) vedoucí(ho) nebo konzultanta(ky) diplomové práce:

Datum zadání diplomové práce: **20.04.2022**

Termín odevzdání diplomové práce: **05.08.2022**

Platnost zadání diplomové práce: **18.09.2022**

doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.
podpis vedoucí(ho) práce

prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.
podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

doc. Ing. Miroslav Španiel, CSc.
podpis děkana(ky)

III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

Diplomant bere na vědomí, že je povinen vypracovat diplomovou práci samostatně, bez cizí pomoci, s výjimkou poskytnutých konzultací. Seznam použité literatury, jiných pramenů a jmen konzultantů je třeba uvést v diplomové práci.

Datum převzetí zadání

Podpis studenta

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem tuto diplomovou práci vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Praze dne:

.....

Bc. Martin Matějec

Poděkování

Rád bych na tomto místě poděkoval panu doc. Radkovi Šulcovi za mimořádně ochotné a vlídné vedení mé diplomové práce, kdy mi pokaždé rád vyšel vstříc. Také bych zde chtěl poděkovat svým rodičům, kteří mě po šest let mého studia podporovali, abych dovedl své studium na Fakultě strojní ČVUT ke zdárnému závěru. Závěrem patří mé díky i mojí přítelkyni a mým přátelům, kteří mě vždy dokázali podpořit ve vypjatých chvílích. Bez Vás bych to nedokázal.

Anotační list

Jméno autora: Martin

Příjmení autora: Matějec

Název práce česky: Technicko-ekonomická analýza linky na výrobu SNG

Název práce anglicky: Technical-economic analysis of the SNG production line

Rozsah práce: počet stran: 95
počet obrázků: 20
počet tabulek: 26
počet příloh: 0

Akademický rok: 2021/2022

Jazyk práce: český

Ústav: Ústav procesní a zpracovatelské techniky

Studijní program: Energetika a procesní inženýrství

Vedoucí práce: doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.

Konzultant práce:

Zadavatel: Ústav procesní a zpracovatelské techniky

Anotace česky: Diplomová práce je zaměřena na technicko-ekonomickou analýzu linky na výrobu syntetického zemního plynu. V první části práci jsou popsány metody akumulace energie do chemikálií i jiné způsoby ukládání energie. Dále jsou uvedeny kvalitativní parametry syntetického zemního plynu. V další části jsou uvedeny postupy stanovení investičních nákladů, včetně jejich typů, nástrojů používaných při tvorbě odhadů a odhadů řádové velikosti a postupy stanovení provozních nákladů. Tyto postupy jsou následně použity pro odhad investičních nákladů a provozních nákladů celé linky na výrobu SNG. Současně jsou v diplomové práci představena konstrukční řešení některých zařízení.

Anotace anglicky: The master's thesis is focused on technical-economic analysis of the production line of synthetic natural gas (SNG). In the 1st part of the thesis, the methods of accumulating energy into chemicals and other methods of storing energy are described. Qualitative parameters of SNG are also described. Further, the methods of determining investment costs,

including methods used for financial estimates, estimates of size, and methods of determination of production costs are described. These methods were used for estimation of investment and production costs of the entire production line of SNG. Further, some devices and their technical specifications are described in detail.

Obsah

1.	Úvod	9
2.	Metody akumulace energie.....	11
2.1.	Metody uložení energie do plynů (Power to Gas).....	12
2.1.1.	Ukládání vodíku.....	14
2.1.2.	Ukládání SNG.....	18
2.1.3.	Skladování energie ve zkapalněném vzduchu (LAES)	22
2.2.	Metody uložení energie do kapalin (Power to Liquid).....	23
2.2.1.	Kyselina mravenčí	24
2.2.2.	Metanol	25
2.3.	Ostatní metody uložení energie	26
2.3.1.	Setrvačníky	27
2.3.2.	Přečerpávací elektrárny	27
2.3.3.	Akumulátory	28
3.	Metanizace.....	31
3.1.	Kvalitativní parametry zemního plynu a biometanu	31
3.2.	Kvalitativní parametry SNG.....	34
3.3.	Metanizační projekty	34
4.	Postupy stanovení investičních a provozních nákladů	36
4.1.	Postupy stanovení investičních nákladů.....	36
4.1.1.	Typy odhadů investičních nákladů	37
4.1.2.	Nástroje používané při tvorbě odhadů	38
4.1.3.	Odhady řádové velikosti	39
4.2.	Postupy stanovení provozních nákladů	42
5.	Technicko-ekonomická analýza	44
5.1.	Elektrolyzér	44
5.2.	Výměník E-110	45
5.3.	Adiabatický reaktor R-110	50
5.4.	Výměník E-120	51

5.5.	Izotermický reaktor R-120	54
5.6.	Parogenerátor ER-120	55
5.7.	Výměník E-130	56
5.8.	Výměník E-140	58
5.9.	Turbína N-110	61
5.10.	Kondenzátor E-150.....	62
5.11.	Separátory.....	63
5.11.1.	Separátor H-110.....	63
5.11.2.	Separátor H-120.....	63
5.11.3.	Separátor H-130.....	64
6.	Rozšíření modelu.....	65
6.1.	Napájecí čerpadlo P-110	65
6.2.	Výstupní kompresor C-110	65
6.3.	Sušička SNG.....	67
6.4.	Výsledné schéma linky na výrobu SNG.....	68
7.	Investiční a provozní náklady linky na výrobu SNG	70
7.1.	Investiční náklady.....	70
7.2.	Provozní náklady linky na výrobu SNG.....	71
7.3.	Finanční koncepty	74
7.3.1.	Vliv ceny elektrické energie	75
8.	Závěr.....	79
9.	Seznam symbolů.....	81
10.	Seznam zkratk.....	82
11.	Seznam obrázků.....	84
12.	Seznam tabulek.....	85
13.	Seznam grafů	86
14.	Literatura	87

1. Úvod

Potřeba uchovávat energii vyrobenou z obnovitelných zdrojů energie (OZE) se ukazuje jako čím dál významnější. Cyklus, na základě kterého příroda poskytuje energii, se totiž jen částečně pokrývá s potřebami člověka. S plánovaným rostoucím podílem produkce zelené energie v energetickém mixu se očekává, že současné metody uložení energie již nebudou dostačující. Je proto výzvou přiblížit se zapojení ukládání energie do biopaliv čtvrté generace.

Princip Power to Gas je založen na produkci vodíku pomocí elektrolýzy a jeho následném dalším využití. Jako slibná cesta se jeví výroba syntetického zemního plynu (SNG), kvůli možnosti ho vtlačet do existující sítě zemního plynu. Produkce SNG probíhá podle Sabatierovy metanizační reakce lidstvu známé víc sto let. Přesto dosud nebyla nikde v průmyslovém měřítku výroba SNG spuštěna.

Diplomová práce na téma „Technicko-ekonomická analýza výroby SNG“ se věnuje technickým a ekonomickým možnostem ukládání energie do syntetického zemního plynu a také zařízením potřebným pro linku vyrábějící SNG.

Kapitola dvě se zabývá metodami akumulace energie. Konkrétně zkoumá metodu uložení energie do plynů (PtG) se zaměřením na vodík, SNG a LAES. Dále se tato kapitola věnuje metodě uložení energie do kapalin (PtL), která se blíže zabývá kyselinou mravenčí a metanolem. Následně jsou zde popsány ostatní metody uložení energie, jako jsou setrvačníky, přečerpávací vodní elektrárny a akumulátory.

Třetí kapitola se zabývá metanizací, popisuje kvalitativní parametry zemního plynu i biometanu podle české vyhlášky. Dále tato kapitola popisuje kvalitativní parametry SNG a metanizační projekty.

Čtvrtá kapitola se věnuje stanovení investičních a provozních nákladů. Popisuje typy odhadů investičních nákladů, nástroje používané při jejich tvorbě a také odhady jejich řádové velikosti. Poté se kapitola zabývá postupy stanovení provozních nákladů.

Pátá kapitola je zaměřena na technicko-ekonomickou analýzu linky na výrobu SNG termodynamicky navrženou Ing. Půlpánem. Nejprve se zabývá konstrukčním řešením, návrhem materiálu a investičními náklady dílčích zařízení i celé linky.

Šestá kapitola se věnuje návrhům zlepšení, které umožní připojení linky na výrobu SNG k plynovodní síti. Jedná se především o problém tlaku a složení produkovaného SNG. Řeší se zde také problematika tlaku napájecí vody pro výrobu páry na turbínu.

Kapitola sedm se zabývá investičními náklady navržené linky pro produkci syntetického zemního plynu. Dále se tato kapitola věnuje provozním nákladům s cílem vyhodnotit ekonomickou soběstačnost výroby SNG a přináší také srovnání možných finančních konceptů, kterými by se výroba syntetického zemního plynu mohla řídit. Cílem kapitoly je určit: 1) množství elektrické energie spotřebované výrobou vodíku a následnou metanizací 2) množství vyprodukovaného SNG, 3) účinnost, tedy poměr vstupující energie a energie na výstupu v podobě SNG.

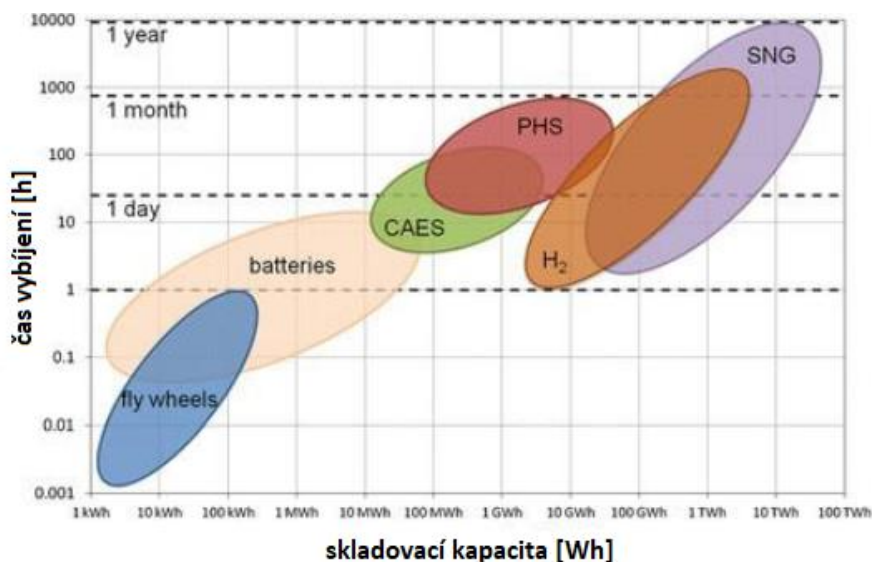
Tato diplomová práce si klade za cíl na základě literární rešerše tohoto tématu a simulace v programu Aspen Plus provést technicko ekonomickou analýzu, dále pak popsat konstrukční řešení vybraných aparátů včetně návrhu materiálu, odhadnout provozní náklady a analyzovat investiční náklady.

2. Metody akumulace energie

Výroba energie z obnovitelných zdrojů zažívá v posledních letech velký rozmach. Obnovitelné zdroje energie (OZE) ale představují pro konvenční systém výroby a dodávky elektřiny řadu problémů. Výkon jimi produkováný je proměnlivý krátkodobě i dlouhodobě, tedy od jedné hodiny po sezónu. S jejich rostoucím zastoupením se zvýší četnost i délka trvání kritických událostí, jako je kombinace nízké nabídky a vysoké poptávky. Výroba elektřiny z obnovitelných zdrojů jako jsou vodní elektrárny, biomasa a geotermální energie, může fungovat podobně jako tradiční elektrárny. Nejdůležitějšími zástupci OZE jsou větrné a solární zdroje, které jsou proměnlivé a méně předvídatelné. Obvykle se označují jako variabilní obnovitelné zdroje energie (v anglické literatuře VRES). Rozvodná síť může bez větších technických problémů absorbovat kolísání z výroby VRES až do 10 % instalovaného výkonu soustavy, aniž by vznikly podstatné dodatečné náklady. V blízké budoucnosti se však očekává rozsáhlá integrace VRES na cestě k energetické transformaci, která způsobí stále častější nesoulad mezi nabídkou a poptávkou. Tím se stane potřeba zajistit větší flexibilitu do energetické sítě naléhavou. Existuje mnoho různých možných řešení pro zvýšení flexibility jako: zlepšení a posílení sítě prostřednictvím modernizace, zvýšení tradiční dispečerské záložní energie, zlepšení předpovědi VRES, opatření pro řízení poptávky, integrace technologií skladování energie, systémové inovace (integrace více trhů s energií a inteligentní řešení). Tato řešení však mají své nevýhody: 1) zlepšení sítě se často odkládá mimo jiné kvůli odporu veřejnosti, 2) tradiční dispečerské záložní zdroje jsou tepelné elektrárny spalující uhlí nebo uhlovodíková paliva, které vypouštějí velké množství skleníkových plynů, 3) zlepšení předpovědi snižuje nejistotu, ale ne variabilitu výkonu VRES a aspekty chování spotřebitelů omezují proveditelný potenciál řízení poptávky. [1], [2], [3]

Skladování energie (ES; energy storage) je slibné, protože může oddělit nabídku od poptávky, časově posunout dodávku energie a tak umožnit vyrovnat dočasný nesoulad mezi nabídkou a poptávkou po elektřině. Tato vlastnost umožňuje využít jinak bezcenné přebytky VRES, snížit omezování výroby a zvýšit podíl obnovitelných zdrojů na celkové výrobě. Existuje mnoho možných technik skladování energie, které se vyskytují prakticky ve všech formách energie, např. mechanické nebo chemické. Technologie skladování, odpovídají specifickým technickým a ekonomickým kritériím, se značně liší v závislosti na aplikacích a potřebách. Těchto technologií je mnoho, jejich vývojový stupeň se ale značně liší. Snížením cyklování a zvýšením průměrného výrobního výkonu systém ukládání energie zlepšuje celkovou účinnost řetězce a zároveň omezuje provoz špičkových elektráren s vysokými náklady a emisemi. Dál může zmírnit přetížení sítě a vyrovnávat výkyvy frekvence a napětí, čímž zajistí spolehlivost a bezpečnost sítě. Například Španělsko se vydalo cestou mixu ukládání energie do akumulátorů a přečerpávacích

vodních elektráren. V případě České republiky se ale ukládání energie do syntetického zemního plynu jeví jako perspektivnější technologie, protože by kromě uložení energie také alespoň částečně mohlo vyřešit nutnost nakupování zemního plynu ze zahraničí. Jeho cena teď navíc prudce vzrostla a dosahuje historicky rekordních hodnot. Srovnání skladovacích kapacit a doby skladování pro různé systémy je ukázáno na obr. 1. [1], [2], [4]



Obr. 1: Skladovací kapacita [5]

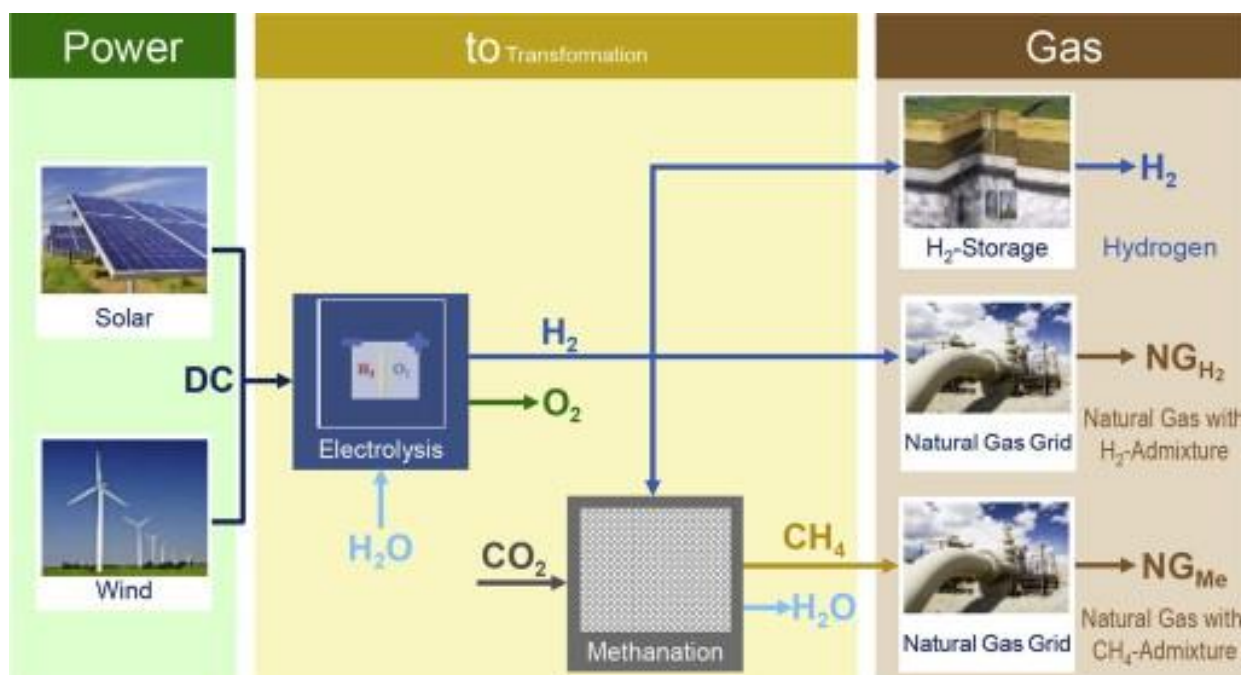
2.1. Metody uložení energie do plynů (Power to Gas)

Technologie Power to gas (PtG) je jednou z metod uložení energie do chemikálií. PtG dokáže řešit dva problémy týkající se uchování energie z obnovitelných zdrojů. Prvním z nich je propojení elektrické a plynovodní sítě, respektive výroba alternativních plynných paliv pro další použití. Druhým je celkově větší stabilita energetické sítě využívající alternativní zdrojů. Takto vyrobený plyn se označuje jako biopalivo čtvrté generace. Plyn se dá mnohem lépe dlouhodobě uchovávat než elektřina. Také jeho přenos je oproti elektřině jednodušší, protože přenos elektrické energie je omezen aktuálními požadavky na straně sítě, které mohou mít za následek časový nadbytek elektrické energie. Úroveň technologické připravenosti (TRL; technology readiness level) uložení energie do plynů se odhaduje jako 5-7. Jednotlivé fáze TRL jsou ukázány na obr. 2. [6], [7], [8]

Phase TRL		Hardware	Software
Research	1	Basic principles	
	2	Concept and application formulation	
	3	Concept validation	
Development	4	Experimental pilot	
	5	Demonstration pilot	
	6	Industrial pilot	
Deployment	7	First implementation	Industrialization detailed scope
	8	A few records of implementation	Release version
	9	Extensive implementation	

Obr. 2: Úroveň technické vyspělosti TRL [9]

V Německu se v současnosti projednávají tři alternativní možnosti Power to Gas, jejichž schéma je ukázáno na obr. 3. První z nich je využití vodíku z obnovitelných zdrojů energie v infrastruktuře pro aplikace využívající vodík, tj. dopravu a průmyslové procesy založené na palivových článcích. Druhou možností jsou přímé dodávky vodíku do sítě zemního plynu s ohledem na jeho maximální přípustnou koncentraci. Poslední možností je metanizace vyrobeného H₂ pomocí CO₂ a následné dodávání metanu z obnovitelných zdrojů do sítě zemního plynu. Touto metodou se diplomová práce dále detailněji zabývá. [10]



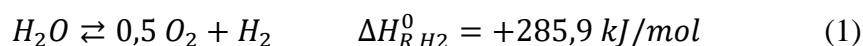
Obr. 3: Schéma technologie power to gas [10]

2.1.1. Ukládání vodíku

Jednou z cest výroby vodíku je elektrolýza vody. Jedná se o elektrochemické štěpení vody na vodík a kyslík a je to nejstarší způsob jeho syntetizování. V případě použití elektrické energie z obnovitelných zdrojů je to jediná technologie získávání vodíku, která není závislá na fosilních zdrojích. Očekává se, že vodík bude hrát klíčovou roli jako sekundární palivo a nosič energie v nových energetických systémech. Přímo se při ní nespotřebovávají žádné uhlíkové suroviny, nezpůsobuje tedy žádné emise skleníkových plynů. Nicméně značný dopad na životní prostředí může mít výroba zařízení, rozvoj infrastruktury a dodavatelské řetězce vody a elektřiny. Elektrolýza vody se v současné době používá v některých malých průmyslových výrobnách vodíku a dodává 4 % celosvětové produkce vodíku. Vodík má nejmenší molekulu ze všech plynů. Proto se vyskytují problémy s těsností vodíkových tlakových nádob. Kromě toho, že se dá ukládat samostatně a pak použít jako přímý zdroj energie pro elektrolyzátor, tak je i výchozí látkou pro zpracování na další chemikálie včetně výroby SNG. Kromě vodíku při elektrolýze vzniká i kyslík, a to v polovičním látkovém množství. Kyslík se nyní obvykle vypouští. Jeho případné využití pomůže zlepšit ekonomiku výroby vodíku i přispět ke snížení ekologické stopy jiných procesů. [11], [12], [13], [14]

Kyslík lze využít při oxyfuel spalování, při zplyňování, v lékařské péči, při výrobě polovodičů, oceli, tavení skla, při zpracování komunálního odpadu a odpadních vod atd. Kromě toho by využití elektrolýzního kyslíku mohlo ušetřit velké množství energie spotřebovávané v současnosti při výrobě kyslíku stávajícími technologiemi separace vzduchu, kryogenní destilací vzduchu nebo adsorpčními procesy. [14]

Základ elektrolýzy vody tvoří elektrolytický článek, který se skládá ze dvou elektrod a iontově vodivého elektrolytu. Při přivedení stejnosměrného napětí na elektrody dochází k elektrodovým reakcím, na anodě vzniká oxidací kyslík O₂, a na katodě redukcí vodík H₂. Následně ionty migrují k druhé elektrodě, přitahovány jejím opačným nábojem. Aby se reakce spustila, je potřeba, aby mezi elektrodami bylo dostatečně vysoké napětí. Elektrody jsou pojmenovány podle iontů, které přitahují. Je to inverzní reakce vodíkového palivového článku. Výrobu vodíku z vody lze použít na širším území bez ohledu na místní zásoby fosilních paliv nebo biomasy. [11], [12], [15]



Elektrolýza vody se provádí v elektrolyzáru. Podle typu elektrolytu se rozlišují tyto typy elektrolýzy: 1) alkalická elektrolýza (AEL), 2) elektrolýza s polymerní kationaktivní membránou (PEM), 3) elektrolýza s alkalickou anionaktivní membránou (AEM), 4) elektrolýza s pevnými oxidy (SOEL) a. Každá z elektrolýzních technologií má své výhody i nevýhody. Detailněji budou popsány v následujících podkapitolách. Obvykle bývá více stejných elektrolýzních článků zapojeno do série a dohromady tvoří jeden jediný elektrolyzáru. [11], [12]

2.1.1.1. Alkalická elektrolýza (AEL)

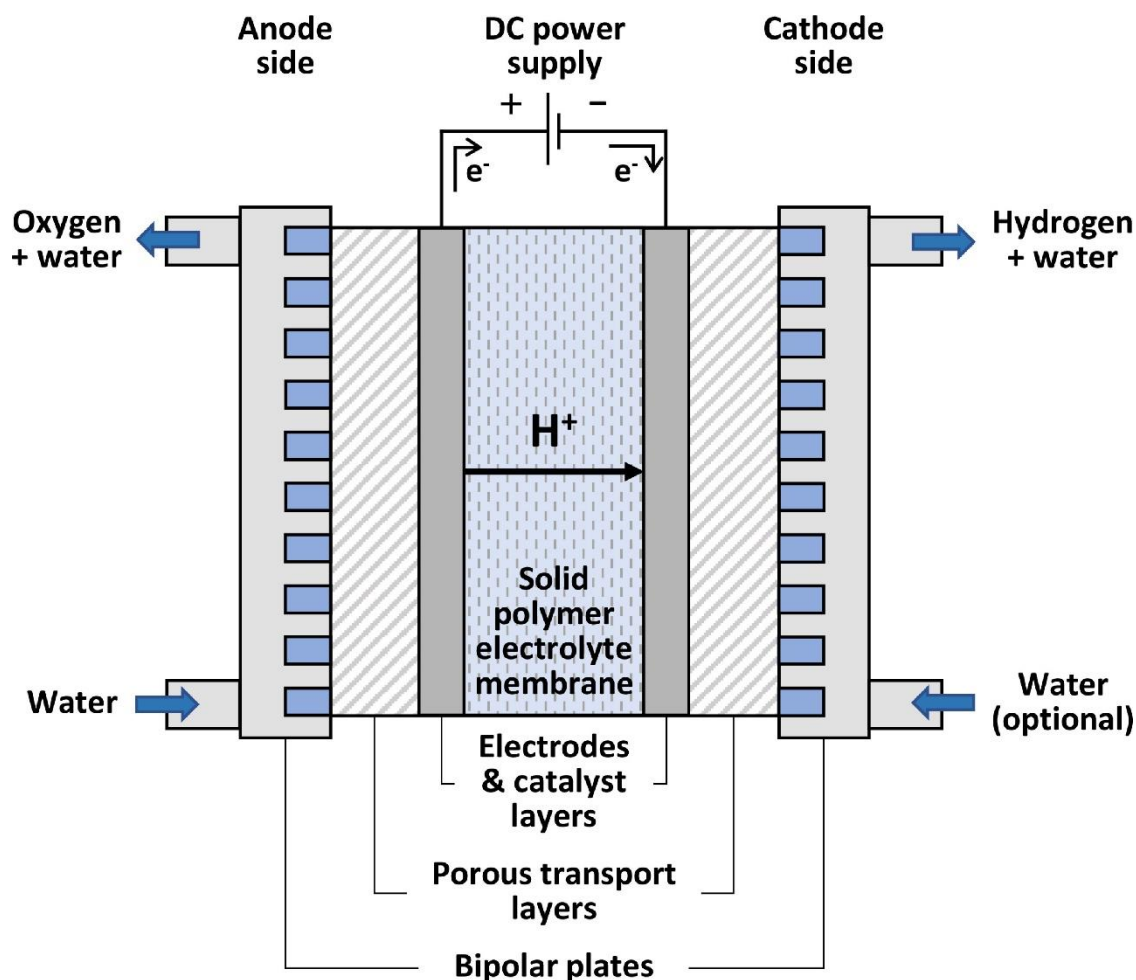
Alkalická elektrolýza (AEL; alkaline water electrolysis) je dnes z hlediska úrovně technologické připravenosti nejrozvinutější a také komerčně nejvýznamnější technologií elektrolýzy. Elektrolyt obsahuje 25-30 % hmotnostních hydroxidu draselného nebo hydroxidu sodného. Mezi anodou a katodou se používá membrána, která zajišťuje oddělení plynů a iontů. Záporně nabitě hydroxidové ionty působí jako nosiče náboje a mohou procházet přes aniontově selektivní porézní membránu. AEL má nižší proudovou hustotu a je z hlediska reakční dynamiky horší technologií než PEM. Také energetická účinnost je horší ve srovnání s PEM. Pro katodu lze použít nízkouhlikovou ocel nebo poniklovanou nízkouhlikovou ocel a pro anodu nikl, platinu, kobalt nebo ocel s povlakem iridia, což jsou levnější materiály ve srovnání s ušlechtilými kovy využívanými technologií PEM. Kromě toho je životnost zařízení pro elektrolýzu PEM kratší než AEL v důsledku degradace jeho elektrolytu během provozu, AEL tedy má výhodu z hlediska hospodárnosti a flexibility. Spotřeba energie zařízení pro alkalickou elektrolýzu se udává 55 kWh/kg H₂. [11], [16], [12]

Alkalická elektrolýza jako průmyslový proces existuje od nástupu komerční energetiky na počátku 20. století, přičemž většina velkých zařízení (až 165 MW) byla postavena mezi 20. a 80. lety 20. století v reakci na poptávku po vodíku pro čpavkový průmysl. S nástupem levného vodíku z parního reformingu metanu od konce 80. let 20. století převládla na trhu elektrolýzy

výroba malých zařízení (kolem 1 MW). V posledních letech se však v reakci na zvýšenou poptávku po ekologickém vodíku a odklon od výroby vodíku z fosilních paliv zvýšil výkon nových zařízení až na 100 MW. [17]

2.1.1.2. *Elektrolýza s polymerní elektrolytovou membránou (PEM)*

Elektrolýze polymerní elektrolytovou membránou (PEM; polymer electrolyte membrane) je v současnosti věnováno mnoho pozornosti kvůli vhodnosti pro dynamický provoz z přerušovaných obnovitelných zdrojů energie. K dalším slibným vlastnostem PEM elektrolýzy patří jednoduchost, kompaktní design, vysoká proudová hustota, kompaktní konstrukce systému, bezpečný vysokotlaký provoz, účinný pohotovostní provoz, krátká doba odezvy, náběhu a vypnutí a široký rozsah částečného zatížení při zachování vysoké čistoty produktu. Membrána je potažena katalyzátory z drahých kovů, běžně na bázi iridia (anoda) a platiny (katoda). Použití těchto vzácných kovů je vyžadováno kvůli jejich odolnosti vůči vysokým potenciálům na anodové straně a korozivnímu kyselému prostředí způsobenému protonově vodivým ionomerem. Užití drahých kovů zapříčiňuje do značné míry vysokou cenu PEM elektrolýzérů. Účinnost PEM elektrolýzy je v rozmezí 67–82 %. Vývoj PEM začal v 60. letech 20. století. Elektrolýzéry PEM jsou zatím komerčně dostupné ve středním a malém měřítku. V roce 2020 byl v kanadském Québecu zahájen komerční provoz největšího světového zařízení na výrobu zeleného vodíku pomocí PEM, založeného na čtyřech 5 MW elektrolýzérech. Závod má celkovou kapacitu 20 MW a vyrábí přibližně 3 000 t vodíku ročně. Vodík i kyslík se vyrábějí PEM elektrolýzéry ve vysoké čistotě a lze je použít přímo bez další úpravy. Výzkum a vývoj v oblasti PEM je zaměřen především na snižování obsahu drahých kovů a zvyšování životnosti. Jak je znázorněno na obr. 4., běžný článek PEM se skládá z (1) pevného polymerního elektrolytu, (2) dvou elektrod, anody a katody, s katalyzátory z drahých kovů, (3) dvou porézních transportních vrstev a (4) dvou bipolárních desek. Základem PEM technologií je pevný elektrolyt, tedy protonově vodivá membrána z vysoce porézního polymerního materiálu. Elektrody jsou nanášeny přímo na membránu, aby se minimalizovaly ohmické odpory. [11], [18]



Obr. 4: Schéma výroby vodíku elektrolyzou pomocí PEM článku [11]

2.1.1.3. Elektrolyza s anionaktivní výměnnou membránou (AEM)

Elektrolyza vody s aniontovou výměnnou membránou (AEM; anion exchange membrane) je považována za nástupce elektrolyzérů s polymerní elektrolytovou membránou (PEM). Tato technologie má ve srovnání s klasickou alkalickou elektrolyzou vody AEL významné výhody, jako je vysoká proudová hustota, nízký ohmický odpor, kompaktní rozměry a možnost provozu za zvýšené teploty a diferenčního tlaku. Technologie elektrolyzy pomocí AEM je stále v počátcích vývoje a vyžaduje další zkoumání. V současné době je zapotřebí koordinovaný výzkum elektrolyzy AEM s cílem zlepšit energetickou účinnost, stabilitu membrán a iontovou vodivost, snížit celkové náklady a integrovat katalyzátory do systémů AEM. [19], [20]

Nejdůležitější výhodou elektrolyzérů vody AEM je to, že na rozdíl od elektrolyzérů PEM může pracovat s neušlechtilými katalyzátory. Prvky jako Ni, Co, Fe, Mo, W a jejich slitiny mají vysokou katalytickou aktivitu pro reakce vývinu vodíku a kyslíku v alkalickém prostředí. Další významnou výhodou AEM je mnohem nižší cena OH^- vodivé membrány ve srovnání s protonově výměnnými membránami (převážně Nafion®). Elektrolyzéry typu AEM se skládají z uhlovodíkové aniontové výměnné membrány a dvou elektrod založených na katalyzátorech z

přechodných kovů. Jako elektrolyt v AEM lze použít destilovanou vodu nebo alkalický roztok o nízké koncentraci. [19], [20]

2.1.1.4. *Elektrolýza na bázi pevných oxidů (SOEL)*

Elektrolýza na bázi pevných oxidů (SOEL; solide oxid electrolysis) má vyšší provozní výkon a energetickou účinnost než AEL i PEM elektrolýza při pokojové teplotě. V elektrolyzáru na bázi pevných oxidů se pro rozklad vody používá společně elektřina a teplo. Teplo přebírá část dodávky energie potřebné pro rozklad vody, takže systém spotřebuje méně elektřiny. SOEL by mohla hrát roli na budoucím trhu s elektrolýzou, ale v současné době je stále ve fázi výzkumu a vývoje. Nicméně již byla naměřena účinnost systému až 80 % a lze ji dokonce zvýšit vhodným zdrojem tepla pro výrobu páry až na 100 % účinnost, pokud článek pracuje s termoneutrálním potenciálem při teplotě 700 až 900 °C. To odpovídá specifické spotřebě energie přibližně 3,1 kWh/Nm³_{H₂}. Vzhledem k nízké spotřebě energie může SOEL nabídnout účinnou cestu pro velkokapacitní výrobu vodíku. Inverzní schopnost elektrolýzy SOEL v podobě palivových článků z pevných oxidů SOFC a nízké odhadované náklady do roku 2050 slibují její budoucí potenciál. Elektrolytem je obvykle ZrO₂ stabilizovaný malým množstvím Y₂O₃. Jako nosič náboje v tomto systému působí O₂⁻ vznikající na katodě, který se přesouvá k anodě a následně oxiduje na kyslík. [12], [21], [22]

2.1.2. Ukládání SNG

Technologie *Power to Gas* pro výrobu syntetického zemního plynu (SNG) se skládá ze dvou částí. První částí je produkce vodíku elektrolýzou vody, druhou částí je přeměna vodíku vnějšími zdroji oxidu uhličitého na metan pomocí metanizace, přičemž produkce vodíku je popsána v předchozí podkapitole. U obou dílčích systému, elektrolýzy a metanizace, se uvažují tři provozní režimy: studený pohotovostní režim (CS), horký pohotovostní režim (HS) a výroba (PR). Ve stavu CS se nevyrábí žádný plyn a necirkuluje žádné médium. Metanizace není připravena zpracovávat CO₂. Elektrolyzátor lze z režimu CS přepnout do režimu PR během několika sekund až minut, zatímco metanizační linka potřebuje k zahřátí několik hodin. Ve stavu HS se nevyrábí žádný plyn, ale všechny jednotky zařízení a média mají provozní teplotu a tlak, metanizace je připravena na příměs CO₂. Teplo pro udržování zařízení ve stavu HS může být dodáváno z externích zdrojů tepla nebo elektricky. Ve stavu PR se elektrolýzou vyrábí H₂ a metanizací SNG. Oba procesy mají dostatek odpadního tepla k pokrytí ztrát a v případě potřeby k odvodu tepla. Všechny okruhy médií a kompresory jsou aktivní. Díky kolísání OZE se může stát, že okamžitá výroba vodíku v elektrolyzáru je menší než okamžitá spotřeba vodíku v metanizaci nebo naopak. V případě silně kolísavé dodávky elektřiny by elektrolyzátor a metanizace měly být provozovány odděleně a jednotka vybavena systémem skladování vodíku nebo elektrické energie. Nezávislý

provoz obou subsystémů může vést ke konstantní a nepřetržité výrobní fázi metanizace. Výhodou SNG je, že má vyšší objemovou hustotu energie než vodík. Další výhodou uložení energie do SNG je využití stávající infrastruktury, protože ho je možné vtlačovat rovnou do potrubní sítě zemního plynu. Pokud by ho bylo potřeba ukládat, tak lze použít aquiferní zásobníky, případně vytěžené podzemní prostory v nepropustných horninách. V okamžiku nedostatku elektrické energie je možné ho spalovat bez větších problémů na soustavě v ČR již v instalovaných kogeneračních jednotkách, paroplynových elektrárnách, nebo v plynových turbínách s elektrickými generátory. Dále SNG může snížit potřebu zemní plyn nakupovat ze zahraničí [6], [22], [23]

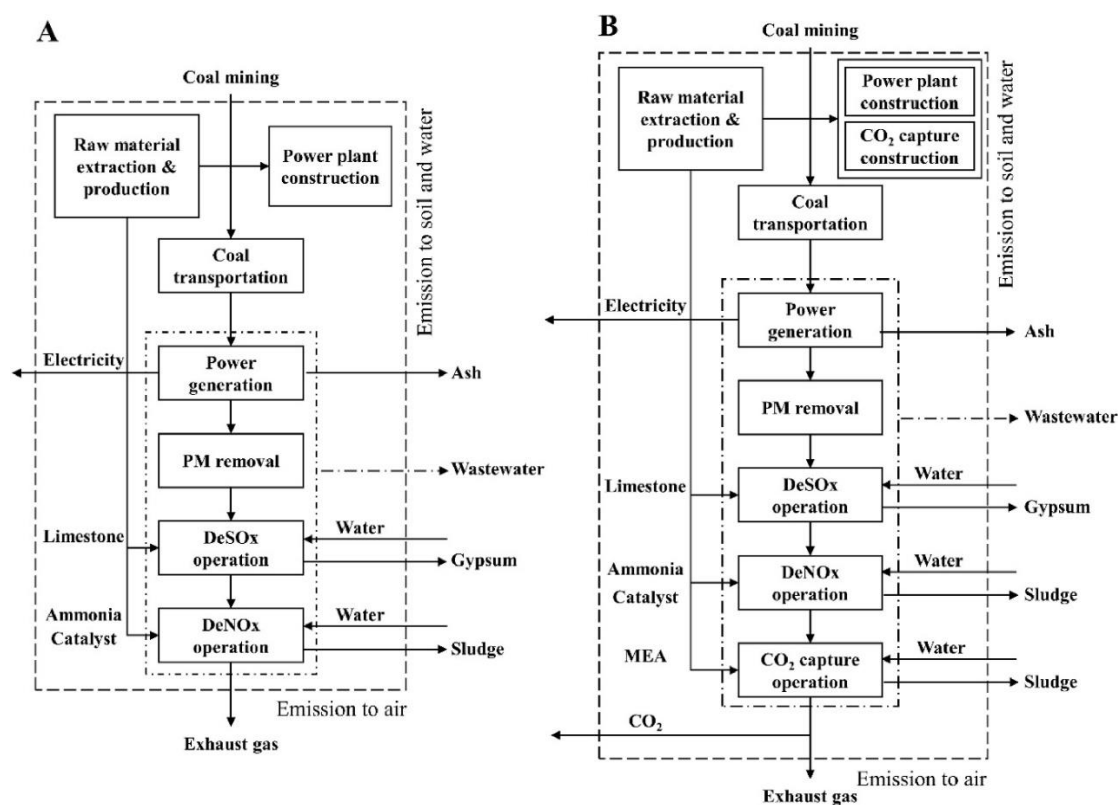
2.1.2.1. Získávání CO₂

Hlavními průmyslovými zdroji znečištění ovzduší oxidem uhličitým jsou elektrárny využívající uhlí, a to ať už ve formě přímého spalování nebo zplynění a následně spalování plynu, poté železářny a ocelárny a dále pak rafinerie a petrochemický průmysl. Odhaduje se, že jen ze železárenského a ocelářského průmyslu bylo celosvětově vyprodukováno 3,6 miliardy tun emisí oxidu uhličitého při intenzitě 2 t CO₂ na 1 t oceli. Deset největších průmyslových zdrojů znečištění CO₂ v České republice je prezentováno v tabulce 1. V České republice by například rafinerie Unipetrol v Litvínově byla ideálním zdrojem CO₂ pro další syntézu, protože její jednotka parciální oxidace (POX) produkuje vyčištěný CO₂. Na jednotce POX probíhá parciální oxidace ropných zbytků. Produktem zplyňování je syntézní plyn a sazová voda. Ze syntézního plynu se získává čistý vodík pro potřeby rafinerie a výrobu amoniaku, ze sazové vody se vyrábějí elektrovedivé saze Chezacarb AC. [24], [25], [26]

Tabulka 1: Deset největších zdrojů znečištění oxidem uhličitým v ČR [24]

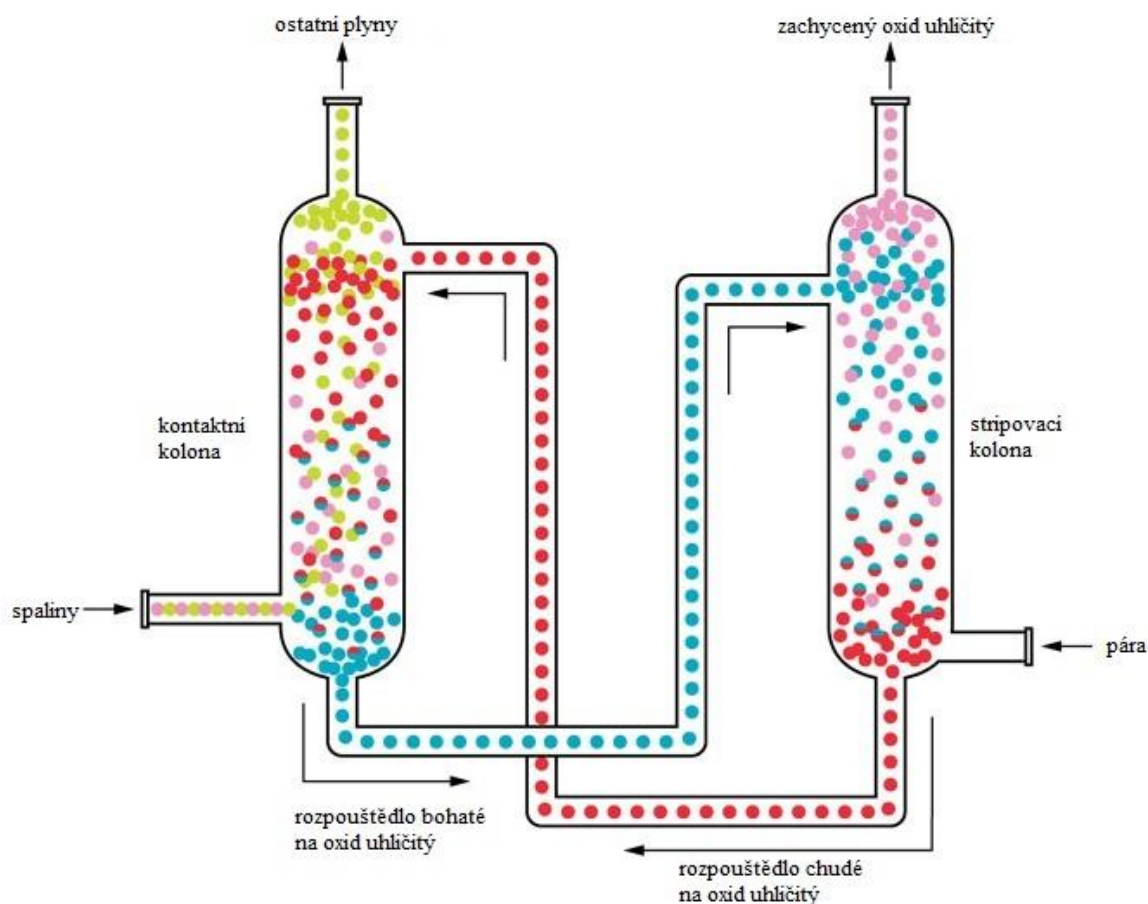
Název	Typ	Emise CO ₂ [t/rok]	
		2020	2021
Počerady	uhelná elektrárna	4 554 400	neuveďeno
Tušimice 2	uhelná elektrárna	3 729 131	neuveďeno
Sokolovská uhelná - Teplárna a PPC Vřesová	elektrárna na plyn z uhlí a zemní plyn	3 264 758	2 237 283
Pruněřov 2	uhelná elektrárna	2 849 359	neuveďeno
Třinecké železářny	železo, ocel	2 843 953	2 532 658
Liberty Ostrava a.s.	železo, ocel	2 341 035	3 083 425
Chvaletice	uhelná elektrárna	2 242 402	3 398 295
Unipetrol Litvínov	petrochemie	2 230 173	2 487 570
Ledvice	uhelná elektrárna	2 209 071	neuveďeno
Kladno	uhelná elektrárna	1 749 714	1 744 353

V důsledku vlivu CO_2 na změnu klimatu a zavedení emisních povolenek se začalo řešit zachytávání oxidu uhličitého a jeho následné využití. Schémata uhelné elektrárny bez zachycování CO_2 a se zachycováním jsou prezentována na obr. 5. V současnosti se uvažují tři základní přístupy k separaci CO_2 z elektrárenských provozů. Zaprvé to je separace CO_2 po procesu spalování (tzv. post-combustion), dále separace CO_2 před procesem spalování (tzv. pre-combustion) a třetí možnost je separace CO_2 po spalování v kyslíkové atmosféře bez přítomnosti dusíku (tzv. OxyFuel combustion) [24], [25], [27]



Obr. 5: Schéma uhelné elektrárny (A) bez modulu zachycování CO_2 , (B) s modulem zachycování CO_2 [28]

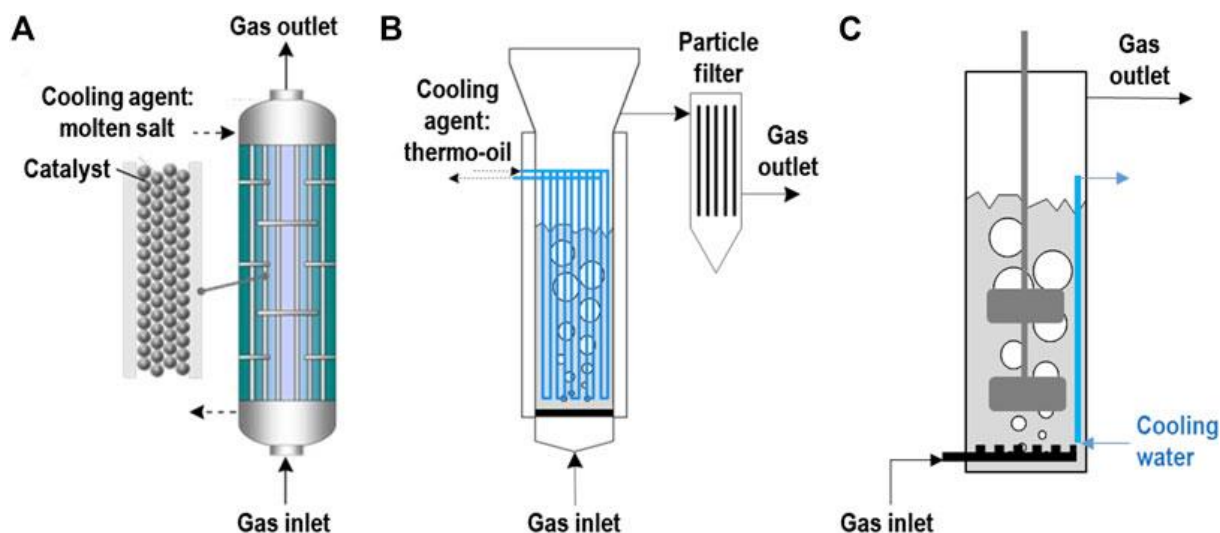
V současnosti se využívá pro zachycování CO_2 ze spalin například chemická a fyzikální absorpce, membránová separace, separace pomocí adsorpce a kryogenní separace. Na obr. 6 je zobrazeno schéma zachycování pomocí absorpce. Spaliny bohaté na oxid uhličitý proudí do kontaktní kolony a mísí se s rozpouštědlem, které stéká dolů. Plyn zbavený CO_2 odchází nahoru, zatímco rozpouštědlo bohaté na CO_2 vychází dole a proudí do horní části stripovací kolony. Tam se rozpouštědlo zahřeje, pak jde do stripovací kolony, která má dole vařák generující páru, která stoupá nahoru a je v kontaktu s regenerovaným roztokem. Rozpouštědlo se vrací do kontaktní věže a poté se znovu vrací do stripovací kolony. Nejvíce se používají aminová rozpouštědla pro separaci CO_2 pomocí chemické absorpce, jelikož mohou být využívána na plyny s nízkou koncentrací CO_2 díky vysoké reakční rychlosti. [27], [29]



Obr. 6: Zachycování CO₂ pomocí rozpouštědel [29]

Sabatier v roce 1902 pozoroval vznik metanu při reakci CO₂ s H₂. Dnes je tato reakce označována jako Sabatierova reakce. Je to silně exotermická reakce a je omezená termodynamickou rovnováhou. To znamená, že reakční teplo musí být odvedeno, aby bylo možné dosáhnout vysoké konverze. V adiabatických reaktorech však lze snadno dosáhnout až 680 °C. Kromě toho musí být metanizační reakce katalyzována chemickými katalyzátory, jako jsou nikl, ruthenium, železo atd. To vyžaduje vhodný kontakt mezi reagujícími plyny a pevnými katalyzátory. Kvůli těmto dvěma výzvám (přenos tepla a hmoty) byla vyvinuta řada různých koncepcí reaktorů viz obr. 7. [30]





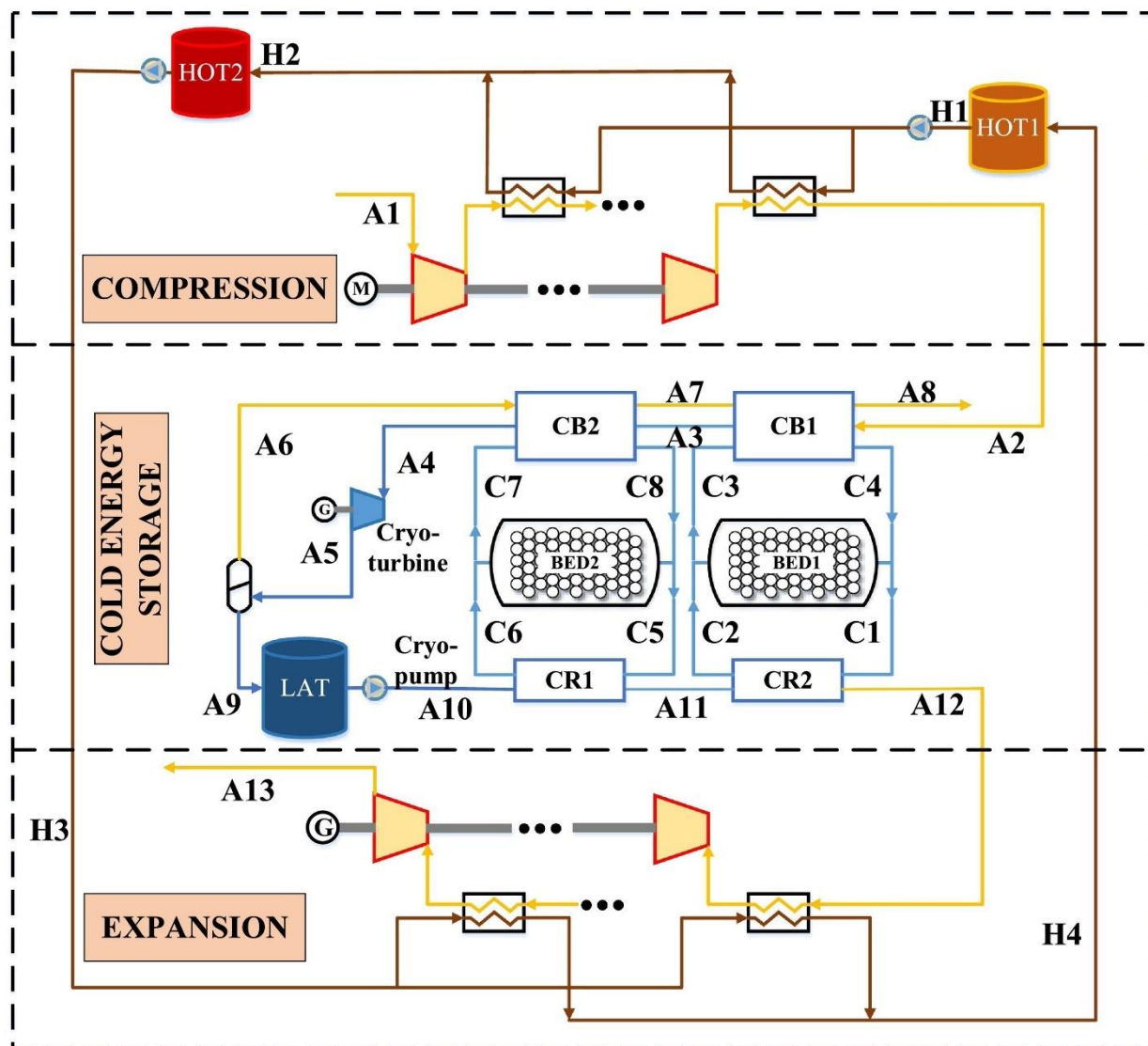
Obr. 7: Základní koncepce metanizačních reaktorů: (A) Chlazená pevná vrstva, (B) Katalytická bublající fluidní vrstva, (C) Míchací bublinková kolona pro biologickou metanizaci. [30]

2.1.3. Skladování energie ve zkapalněném vzduchu (LAES)

Schéma systému skladování energie ve zkapalněném vzduchu (LAES; liquified air energy storage) je znázorněno na obr. 8. Tato technologie skladování energie přitahuje v posledních letech značnou pozornost. Využívá se ~~slouží~~ pro kombinovanou výrobu tepla a elektriny. Mezi významné výhody této technologie patří vysoká hustota energie a schopnost rychlé reakce, které z ní činí praktickou volbu pro zmírnění výkyvů obnovitelných energií. Jako hlavní problém technologie LAES se jeví nízká účinnost. Uvádí se, že kombinace LAES s Kalinovým cyklem a termoelektrickým generátorem by mohla tento problém vyřešit. Podle termodynamické analýzy tato kombinace dosahuje účinnosti 61,6 %, zatímco běžný systém LAES má účinnost za provozních podmínek maximálně 59,46 %. Tato hybridizace by tak mohla pomoci dalšímu rozvoji LAES a také napomoci stabilitě sítě prostřednictvím snižování a přesouvání špiček. Dále je třeba uvést, že účinnost velmi závisí na použitém množství kompresorů a turbín. [31], [32]

System LAES lze rozdělit na tyto dílčí systémy ukázané na obr. 8: kompresní systém, dále systém pro skladování studené energie (CES) a nakonec systém uvolňování energie. Provoz systému LAES zahrnuje periodu nabíjení a vybíjení. Přebytečná elektrická energie se používá ke stlačení vzduchu na požadovaný tlak a teplo vzniklé stlačením se pohltí v zásobníku tepelného oleje 1 (HOT1). Tepelný olej je po pohlcení tepla ze stlačeného vzduchu uložen v zásobníku tepelného oleje 2 (HOT2). Vysokotlaký vzduch (A2) vstupuje do podsystému CES a chladí se ve dvou chladicích boxech (CB1, CB2). Ochlazený vzduch (A4) je v kryogenní turbíně expandován na okolní tlak a poté rozdělen na kapalnou a parní fázi. Kapalný vzduch se skladuje v nádrži na kapalný vzduch (LAT). V okamžiku vybíjení systém LAES produkuje elektrickou energii tak, že kapalný vzduch je stlačen kryogenním čerpadlem a poté kapalný vzduch uvolňuje chladnou energii

a odpařuje se v zařízení pro rekuperaci chladu (CR1, CR2). Vysokotlaký vzduch (A12) je předehříván tepelným olejem (H4) uloženým v HOT2 a posílán do vzduchových turbín k výrobě elektrické energie. Akumulace tepelné energie se může používat k výrobě teplé vody v TUV a k výrobě elektrické energie pomocí termoelektrického generátoru. [32], [33]



Obr. 8: Schéma systému LAES [32]

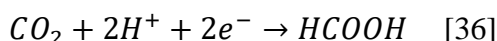
2.2. Metody uložení energie do kapalin (Power to Liquid)

Technologie *Power to liquid* (PtL) je další variantou metody uložení energie do chemikálií. Koncepce přeměny energie na kapalinu je také slibnou strategií přeměny CO₂ z elektráren na kapalná paliva s přidanou hodnotou s využitím obnovitelné energie. Tato technologie by mohla potenciálně snížit globální emise skleníkových plynů a zmírnit environmentální problémy spojené s průmyslem fosilních paliv. Kapalina vyrobená technologií Power to Liquid se označuje jako biopalivo čtvrté generace. Transport a využití kapalného paliva se jeví jako

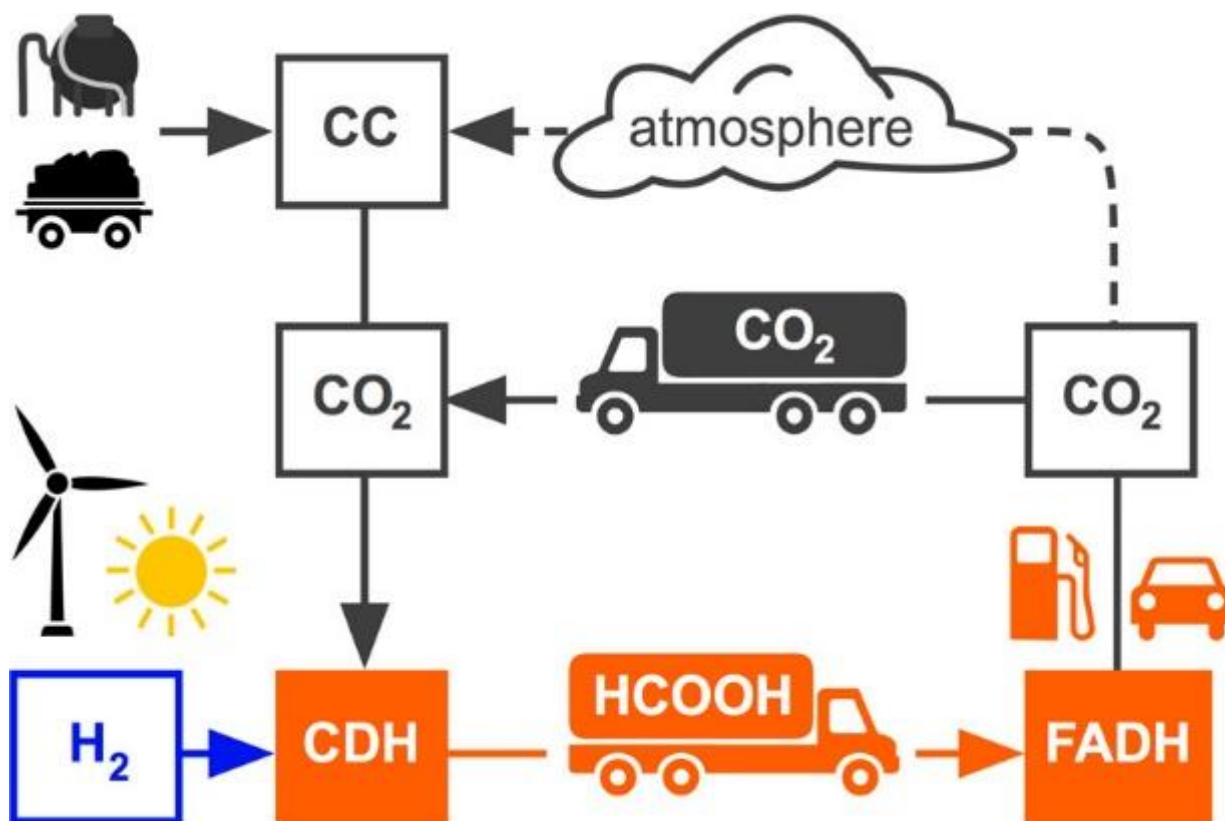
praktičtější v některých oblastech využití, především u silničních dopravních prostředků z důvodu rychlejšího natankování. [13], [31], [34]

2.2.1. Kyselina mravenčí

Vzhledem k nevhodnosti vodíku pro dlouhodobé ukládání z důvodu malé molekuly se nabízí jeho konverze na kyselinu mravenčí. Výhody této konverze spočívají ve vysoké objemové kapacitě (53 g H₂/l) a nízké toxicitě i hořlavosti kyseliny mravenčí za normálních podmínek a také v tom, že je to silný elektrolyt a proces může probíhat reverzně. V posledním desetiletí bylo dosaženo významného pokroku ve vývoji katalyzátorů pro přeměnu kyseliny mravenčí na vodík, který se použije v palivovém článku v automobilu FCV (fuel cell vehicle). Testují se také palivové články s přímým využitím kyseliny mravenčí DFAFC (direct formic acid fuel cells), které se zatím potýkají s problémy. Na druhou stranu se ale ukazuje, že pohonná soustava automobilu na bázi kyseliny mravenčí kombinující elektromotor a palivový článek DFAFC umožňuje dosáhnout lepšího poměru energie k hmotnosti než současné spalovací motory poháněné fosilními palivy. Přestože kyselina mravenčí obsahuje pouze 4,4 % hmot. H₂, tak díky své vysoké hustotě 1,22 g/cm³ dosahuje její objemová kapacita 53 g_{H₂}/dm³. To odpovídá hustotě energie 1,77 kWh/dm³, což převyšuje hodnoty dosahované tlakovými nádržemi ve vodíkových automobilech, kdy např. Toyota Mirai dosahuje při tlaku 70 MPa hustoty energie 1,4 kWh/dm³. Navíc není problematické přeměnit stávající infrastrukturu pro benzinovou dopravu pro distribuci kyseliny mravenčí. Team FAST (Formic Acid Sustainable Transportation) tvořený skupinou 25 studentů z Technické univerzity v Eindhovenu vyvinul a představil ve spolupráci se společností VDL Bus & Coach v lednu 2016 autobus, který jezdí na kyselinu mravenčí. [13], [34], [35]



Kyselina mravenčí se vyrábí procesem kombinujícím elektrochemickou redukcí CO₂ a techniku dvojitaké azeotropické destilace (PSD; pressure swing distillation). [37] Schéma uložení energie do kyseliny mravenčí a její využití je ukázáno na obr. 9.



Obr. 9: Schéma využití kyseliny mravenčí [13]

Pro elektrochemickou redukci oxidu uhličitého na kyselinu mravenčí se využívá konfigurace, která se skládá z katody s plynovou difúzní elektrodou (GDE), anody GDE a středního průtokového oddílu. Hlavní reakce jsou následující. CO₂ reaguje s vodou za vzniku mravenčanových a hydroxidových iontů na katodě, zatímco oxidací H₂O vzniká plynný kyslík a protony (H⁺) na anodě. Mravenčanové i hydroxidové ionty migrují přes aniontovou výměnnou membránu do středního průtokového oddílu a setkávají se s protony vzniklými v anodovém oddílu procházejícím přes kationtovou membránu za vzniku HCOOH a H₂O. [37]

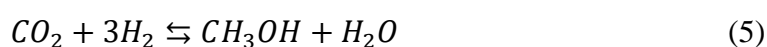
Po elektrochemické redukci CO₂ měla směs HCOOH – H₂O maximálně vroucí azeotrop s křivkami T-x-y při dvou tlacích (1 bar a 4 bar). Při atmosférickém tlaku není úplné oddělení binární směsi vody a kyseliny mravenčí možné z důvodu vzniku maximálního azeotropního bodu. Proto se volí technika dvojtlačé azeotropické destilace (PSD), která se skládá ze dvou destilačních jednotek pracujících při dvou různých tlacích (4 bary, 1 bar). HCOOH se získává v nízkotlačé koloně, zatímco H₂O se získává ve vysokotlačé koloně. [37], [38]

2.2.2. Metanol

Jako kapalný nosič energie je vhodný také metanol. Jeho výhodou je, že se již vyrábí z vodíku a oxidu uhličitého na vysoké úrovni technologické připravenosti (TRL) o hodnotě 9 a jeho skladování a přeprava jsou dokonce jednodušší než u metanu. Metanol lze také využít v dopravě

a chemickém průmyslu. V dopravě je hlavně diskutován jako slibné lodní palivo, od roku 2016 je v provozu sedm zaoceánských plavidel s dvoutaktními motory na dvě různá paliva, které mohou pracovat mimo jiné na metanol. V současné době lze také metanol míchat s benzínem až do výše 3 % podle normy DIN EN 228 a v Číně se částečně používá jako M85 (směs 85 % obj. metanolu a 15 % obj. benzínu) nebo M100 (čistý metanol) v zážehových motorech lehkých vozidel. V současné době je metanol všeobecně vnímán jako nákladově efektivní palivo budoucnosti pro lodní aplikace. Kromě toho studie ilustrují základní kroky při výrobě leteckého paliva z metanolu. Vzhledem k tomu, že se jedná o základní chemickou látku prodávanou po celém světě s roční produkcí přibližně 75 milionů tun, je předpokládaná budoucí poptávka po metanolu z obnovitelných zdrojů pro samotné chemické odvětví značná. Metanol je tedy schopen dodávat vhodné doplňkové produkty pro všechny skupiny v odvětví dopravy. Očekává se, že náklady na výrobu metanolu v příštím desetiletí výrazně klesnou, zejména v regionech, kde jsou příznivé podmínky pro výrobu elektřiny z obnovitelných zdrojů. [39]

Příkladem již existující výroby metanolu z vodíku a oxidu uhličitého je společnost Carbon Recycling International na Islandu. Od roku 2011 se zde komerčně vyrábí metanol z obnovitelných zdrojů za použití oxidu uhličitého získaného z geotermální elektrárny. Závod se jmenuje se George Olah Plant a vyrábí přibližně 4000 t/rok metanolu se spotřebou elektrické energie 6 MW, což zajišťuje roční spotřebu 5500 t zachyceného CO₂. Na výrobu 1 t metanolu je v závodě zapotřebí 0,19 t vodíku získaného alkalickou elektrolýzou a 1,38 t zachyceného CO₂. Vzhledem k tomu, že vodík je vyráběn z OZE a CO₂ je antropogenního původu, snižuje výroba metanolu uhlíkovou stopu životního cyklu přibližně o 90-99 % ve srovnání s benzínem nebo naftou. Dokonce ve srovnání s výrobou metanolu ze zemního plynu umožňuje metanol z obnovitelných zdrojů snížit celkové emise CO₂ o 1,53 t na 1 t vyrobeného metanolu. Přestože nejsou k dispozici přesné údaje o celkové účinnosti zařízení, studie odhaduje účinnost přibližně 61 % pro zařízení na výrobu metanolu s kapacitou výroby přibližně 400 t/den na bázi OZE a zachycování CO₂ po spalování z konvenční uhelné elektrárny. Syntéza metanolu probíhá podle následujících rovnic. [39], [40]



2.3. Ostatní metody uložení energie

Uvažuje se také nad jinými způsoby uložení energie než do chemikálií. Stále ale platí, že zpočátku musí být přeměněna na jinou formu skladovatelné energie a v případě potřeby

přeměněna zpět na elektrickou energii. Tato podkapitola se zabývá mechanickými a elektrochemickými způsoby uložení energie. [4]

2.3.1. Setrvačníky

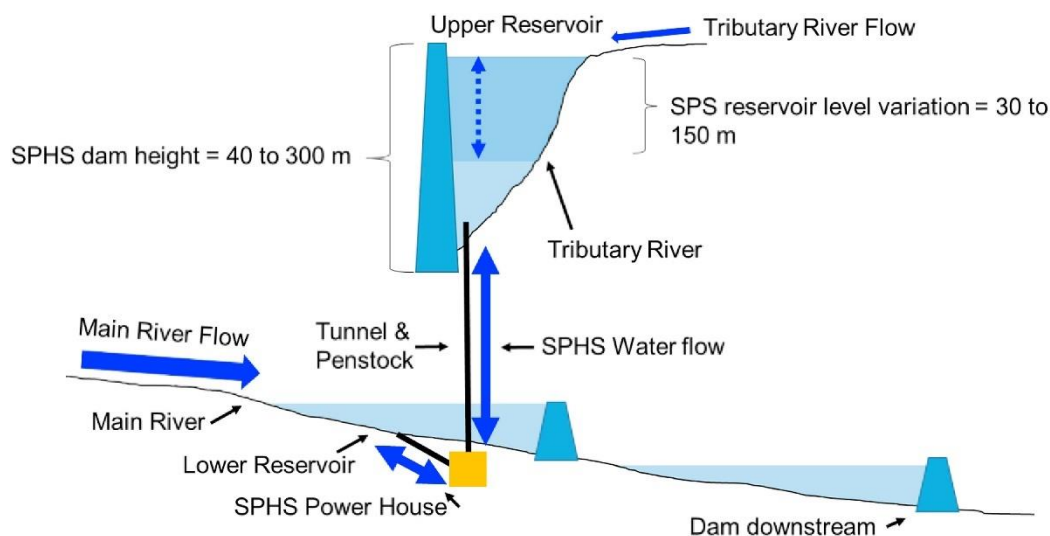
Uložení energie do setrvačnicků má smysl pouze na krátkodobý výkyv maximálně v jednotkách hodin. Setrvačnickové skladování energie má tendenci vykazovat vyšší účinnost a vyšší hustotu výkonu než jiné systémy skladování energie. Jedním z klíčových omezení tohoto typu skladování energie je ale jeho vyšší míra samovybíjení. Setrvačnickové akumulátory energie se skládají z masivního nebo kompozitního setrvačnicku spojeného s motorgenerátorem a často magnetickými speciálními držáky, zasazeného do pouzdra pod velmi nízkým tlakem, aby se snížily ztráty při samovybíjení. Mají velkou cyklickou kapacitu (několik desítek tisíc až několik stovek tisíc cyklů) určenou únavovou konstrukcí. [4], [41]

2.3.2. Přečerpávací elektrárny

Typická přečerpávací vodní elektrárna (PHS; pumped hydro storage) ukládá a vyrábí elektřinu průtokem vody mezi dvěma nádržemi umístěnými v různých nadmořských výškách. Když je přebytek elektrické energie, je energie uložena ve formě hydraulické potenciální energie přečerpáváním vody z dolní nádrže do horní nádrže. Když nastane nedostatek energie, tak se vypouštěním vody uložené v horní nádrži zpětně v turbíně vyrábí elektrická energie. PHS je atraktivní možností skladování se slibnou účinností 70 až 80 %, krátkou dobou odezvy v řádu minut až sekund a dlouhou životností 50 až 100 let. V současné době většina přečerpávacích vodních elektráren (PHS) ukládá energii pouze v denních cyklech, což by však v budoucnu nemuselo být konkurenceschopné vzhledem ke snižování nákladů na akumulátory. Jen v Číně je ve výstavbě nebo ve fázi plánování více než 20 GW přečerpávacích elektráren. Současné trendy ukazují, že konvenční kaskádové vodní elektrárny je často možné dovybavit reverzibilními turbínami a vybavit je tak schopností přečerpávání. [42], [43]

Elektrárny PHS lze rozdělit například podle velikosti zásobníku. Hodinová přečerpávací vodní elektrárna (HPS) se používá především k poskytování pomocných služeb jako vyrovnávání frekvence a poskytování záložního výkonu v případě poruch, přičemž může provést více než 100 reverzací za den. Příkladem takové elektrárny je Kops II v Rakousku. Denní přečerpávací vodní elektrárny (DPHS) jsou dnes nejčastější aplikací přečerpávacích elektráren, decentralizace výroby energie ale pravděpodobně sníží význam tohoto typu. Příkladem DPHS je Goldisthal v Německu. Týdenní přečerpávací vodní elektrárny (WPHS) se obvykle budují pro ukládání energie z obnovitelných zdrojů energie. Tomuto typu skladování se v posledních letech věnuje zvýšená pozornost kvůli stále rostoucímu podílu energie z obnovitelných zdrojů. Příkladem WPHS je La Muela ve Španělsku, ve kterém se počítá s kombinovaným ukládáním energie do

akumulátorů a přečerpávacích vodních elektráren. Sezónní přečerpávací vodní elektrárny (SPHS; seasonal pumped hydro storage) nejsou v současných energetických systémech široce využívány, takže tento typ skladování má do budoucna velký potenciál. Příkladem SPHS je Limberg v Rakousku. Schéma sezónní přečerpávací vodní elektrárny je ukázáno na obr. 10. Ojediněle se objevují i víceleté přečerpávací vodní elektrárny (PAPHS; Pluri annual pumped hydro storage), které jsou budovány pro skladování energie a vody v horizontu delším než jeden rok. Zájem o tento typ PHS poroste v důsledku potřeb energetické a vodní bezpečnosti v některých zemích. Příkladem je Saurdal v Norsku. [2], [42]



Obr. 10: Schéma sezónní přečerpávací vodní elektrárny [42]

2.3.3. Akumulátory

Akumulátorové systémy jsou další možností skladování energie. Elektrickou energii uchovávají v chemické formě. Akumulátory mají kratší nabíjecí cykly a vyšší účinnost při obousměrném provozu než přečerpávací elektrárny. Pro ukládání energie do akumulátorů v kombinaci s novými i stávajícími přečerpávacími elektrárnami se rozhodlo Španělsko. Ve Spojeném království dosáhla bateriová úložiště ve veřejném měřítku více než 20 GW v 800 projektech, v příštích několika letech ještě dojde k výraznému nárůstu využívání skladování energie, protože už nyní mnoho developerů předkládá žádosti o novostavby větrných a solárních elektráren společně s bateriovými úložišti. V roce 2021 byla dokonce podána předběžná žádost na lokalitu ve skotském Lanarkshire s kapacitou 500 MW. Na obr. 11 je úložiště Pivot Power ve Spojeném království využívající akumulátory typu lithium-ion. [2], [41], [44]



Obr. 11: Využití akumulátorů typu lithium-ion v Pivot Power ve Spojeném království [44]

V předchozích letech došlo k významnému pokroku v technologii akumulátorů, zejména v oblasti lithium-iontových. Potřeba akumulátorů pro aplikace v inteligentních sítích a elektrických vozidlech je hlavním motorem komercializace akumulátorů. Celosvětový prodej elektromobilů vzrostl z 0,7 milionu v roce 2015 na 3,2 milionu v roce 2020, přičemž míra rozšíření na trhu se zvýšila z 0,8 % na 4 %. Podle prognózy Mezinárodní agentury pro energii se očekává, že do roku 2030 dosáhnou celosvětové zásoby elektromobilů 140 milionů, což je dvanáctinásobek stavu v roce 2020. [3], [41]

Kromě cenových rozdílů má každý typ akumulátoru své vlastní provozní vlastnosti a charakteristiky. Proto bude pro odvětví skladování energie nesmírně přínosná různorodost akumulátorových systémů. Díky vyšší hustotě energie na jednotku hmotnosti nebo objemu a vynikající účinnosti se lithium-iontové akumulátory nyní hojně využívají v přenosných zařízeních. Nicméně použití lithium-iontových akumulátorů pro stacionární skladování energie je omezené kvůli vyšší ceně akumulátorů (přibližně 1000 USD/kWh). Aby obnovitelná energie nevyžadovala dotační podporu, je nutné udržet cenu ukládání pod 200 USD/kWh. Akumulátory příští generace musí být konstruovány z neškodných a hojných surovin, které mají velký potenciál pro opětovné využití. Zinkové akumulátory jsou považovány za slibnou alternativu lithium-iontových akumulátorů v post-lithiovém věku. Zinek je častým materiálem přítomným v zemské kůře, vyskytuje se na všech kontinentech a je široce produkován po celém světě za rozumnou cenu. Slibným nástrojem pro snížení poptávky po nových akumulátorech a snížení nákladů představuje druhé využití akumulátorů z elektromobilů v systémech skladování energie. Jako vysloužilé se uvádí takové, která mají 20% snížení jmenovité kapacity, takže budou mít stále vysokou využitelnou kapacitu a je neekonomické je přímo vyřazovat k recyklaci. Výsledky ukazují, že do

roku 2050 se očekává vyřazení více než 16 TWh lithium-iontových akumulátorů z elektrických vozidel. Pokud se tyto vyřazené akumulátory začnou používat v systémech pro skladování energie, může potřeba nových akumulátorů snížit o 73 až 100 %. Podle předpovědi agentury Bloomberg New Energy Finance se odhaduje, že kapacita vysloužilých akumulátorů pro elektromobily bude do roku 2025 celosvětově více než 150 GWh. Vysloužilé akumulátory z elektromobilů lze znovu použít po řadě úprav, včetně sběru, testování výkonu, třídění a seskupování a přepracování systému správy akumulátorů. [3], [41]

V roce 2015 spolupracovaly společnosti Bosch, BMW a Vattenfall, které postavily 2 MWh systém pro skladování energie z fotovoltaické elektrárny, což je první projekt battery second use v Evropě. V roce 2016 zahájila společnost Nissan projekt The Mobility House, v rámci kterého použila 280 vysloužilých akumulátorů z vozů Nissan Leaf do systému xStorage Buildings. V roce 2017 zahájila společnost Daimler projekt, v jehož rámci bylo 1000 vysloužilých akumulátorů z vozů Smart Fortwo znovu použito v systému skladování energie. V roce 2020 společnost Connected Energy uskutečnila spolupráci se skupinou Renault, která použila vysloužilé akumulátory z vozů Renault Kangoo Z.E. do svého systému pro skladování energie E-STOR. [3]

3. Metanizace

3.1. Kvalitativní parametry zemního plynu a biometanu

Složení standardně dodávaného přírodního zemního plynu i složení biometanu se řídí v České republice *Vyhláškou o měření plynu a o způsobu stanovení náhrady škody při neoprávněném odběru, neoprávněné dodávce, neoprávněném uskladňování, neoprávněné přepravě nebo neoprávněné distribuci plynu* č. 108/2011 Sb. Tato vyhláška stanovuje mimo jiné následující fyzikální a chemické parametry určující kvalitu plynu zobrazené v tabulkách 2, 3 a 4. Všechny hodnoty jsou uváděné při vztažných podmínkách, tedy teplotě 15 °C a tlaku 101,325 kPa pro suchý plyn (plyn neobsahující vodní páru, relativní vlhkost $j = 0$). Spalné teplo v kWh/m³ a Wobbeho číslo v kWh/m³ se uvádí při vztažné teplotě spalování 15 °C. Fakturace zákazníkovi probíhá podle spalného tepla, v podmínkách ČR zhruba 10,5 kWh/m³. Vyhláška požadavky na složení syntetického zemního plynu neuvádí. V mé práci tedy budu vycházet z požadavků na plyn vtlačovaný do distribuční soustavy. [45]

Tabulka 2: Charakteristické veličiny pro spalování [45]

Veličina	Jednotka	Rozsah
Wobbeho číslo	kWh/m ³	12,7 až 14,5
	MJ/m ³	45,7 až 52,2
Spalné teplo	kWh/m ³	9,4 až 11,8
	MJ/m ³	33,8 až 42,5
Výhřevnost	kWh/m ³	8,4 až 10,6
	MJ/m ³	30,4 až 38,4
Relativní hustota	-	0,56 až 0,7

Tabulka 3: Složení plyných paliv – požadavky na přírodní zemní plyny v přepravní a distribuční soustavě [45]

Parametr	Jednotka	Hodnota	
		Přepravní soustava	Distribuční soustava
Obsah metanu	% mol	min 85,0	
Obsah vody vyjádřený jako teplota rosného bodu vody	°C	max. -7 °C při provozním tlaku 4 MPa	
Obsah uhlovodíků vyjádřený jako teplota rosného bodu uhlovodíků	°C	max. 0 °C při provozním tlaku	nejvýše 2 °C pod teplotou zeminy při provozním tlaku
Obsah ethanu	% mol	max. 7,0	
Obsah propanu	% mol	max. 3,0	max. 4,0
Obsah sumy butanů	% mol	max. 2,0	max. 4,0
Obsah sumy pentanů a vyšších uhlovodíků	% mol	max. 0,5	max. 3,5
Obsah kyslíku	% mol	max. 0,02	max. 0,5
Obsah oxidu uhličitého	% mol	max. 3,0	max. 5,0
Obsah dusíku	% mol	max. 5,0	max. 10,0
Obsah inertů (dusíku a oxidu uhličitého)	% mol	max. 8,0	max. 10,0
Celkový obsah síry (bez odorantů), roční průměrná hodnota	mg/m ³	max. 30	
Obsah merkaptanové síry (bez odorantů)	mg/m ³	max. 5	
Obsah sulfanu (bez odorantů), roční průměrná spotřeba	mg/m ³	max. 6	
Mlha, prach kondenzáty	-	nepřítomny	

Poznámka: pod pojmem nepřítomny se rozumí odstranění mlhy, prachu a kondenzátů do té míry, aby byl zajištěn bezpečný a spolehlivý provoz plynárenských zařízení a odběrných plynových zařízení. [45]

Tabulka 4: Složení plyných paliv – požadavky na kvalitativní parametry biometanu [45]

Parametr	Jednotka	Hodnota	
		Přepravní sou.	Distribuční sou.
Obsah metanu - konkrétní hodnota je uvedena ve smlouvě o připojení	% mol.	≥ 95	
Obsah ethanu	% mol.	≤ 3	
Obsah propanu	% mol.	≤ 3	
Obsah sumy butanů	% mol.	≤ 1	
Obsah sumy pentanů a vyšších uhlovodíků	% mol.	≤ 0,5	
Rosný bod vody - teplota, při které při tlaku 4 MPa dojde ke kondenzaci vody z plynné do kapalné fáze	°C	≤ -7 °C	
Rosný bod uhlovodíků - teplota při které při provozním tlaku dojde ke kondenzaci uhlovodíků z plynné do kapalné fáze	°C	0 °C	
Obsah kyslíku	% mol.	≤ 0,02	≤ 0,05
Obsah oxidu uhličitého	% mol.	≤ 3	≤ 5
Obsah dusíku	% mol.	≤ 3	≤ 3
Obsah vodíku	% mol.	≤ 0,01	≤ 0,1
Celkový obsah síry	mg/m ³	≤ 30	
Obsah sulfanu	mg/m ³	≤ 5	
Obsah amoniaku	mg/m ³	≤ 10	
Obsah halogenů (F, Cl)	mg/m ³	≤ 1,5	
Obsah organických sloučenin křemíku - konkrétní hodnota je uvedena ve smlouvě o připojení	mg/m ³	≤ 0,3-1	
Velikost pevných částic/prach, rez	mikrometry	≤ 3	≤ 5
Obsah škodlivých živých mikroorganismů		nepřítomny	
Teplota	°C	od 0 °C do 40 °C	Od 0 °C do 20 °C pro <0,4 MPa a od 0 °C do 40 °C pro > 0,4 MPa
Obsah vybraných těkavých aromatických uhlovodíků - benzen, toluen, etylbenzen, xylen	mg/m ³	≤ 10	

3.2. Kvalitativní parametry SNG

V České republice stále nejsou kvalitativní parametry pro syntetický zemní plyn definovány. Jelikož se očekává jeho vtlačení do sítě zemního plynu, tak bude nejjednodušší, pokud bude jeho složení co neméně odlišné od zemního plynu. V distribuční soustavě česká vyhláška dovoluje u biometanu obsah 0,1 mol. % vodíku, ve Spojeném království platí stejná hodnota. V současné době se uvažuje také o přimíchávání vodíku do rozváděného zemního plynu. Pokud by se dovolená koncentrace vodíku zvýšila, tak by metanizační linka pracovala levněji, protože by nebylo potřeba metanizovat takové množství vodíku. [45], [46]

Publikovaný výzkum uvádí, že produkovaný SNG má Wobbeho index 47,5 MJ/m³. Celková účinnost metanizačního zařízení se udává je 78,1 %. Nominální výrobní náklady na SNG se odhadují na 132 USD/MWh při 3 USD/kg vodíku. Při cílových nákladech na výrobu vodíku podle amerického ministerstva energetiky (2,2 USD/kg) se náklady na SNG odhadují na 97,6 USD/MWh, respektive 1,46 USD/kg SNG). [23] Oproti tomu současná cena zemního plynu v Evropě je 140 EUR/MWh, což je takřka srovnatelné. Pro dosažení tak nízkých provozních nákladů, uvedených ve zmíněném výzkumu, bude zcela klíčové mít přístup k levné elektrické energii.

3.3. Metanizační projekty

Metanizací se zabývaly či zabývají následující projekty: Helmeth, Store&Go, Jupiter1000, Etogas – Audi e-gas, Comflux, Bi-Gas, ICI/Koppers, Ralph M. Parsons, Hicom, Linde, Tremp a Lurgi a další. V Německu byla provozovaná a testovaná metanizační jednotka v demonstračním místě STORE&GO v obci Falkenhagen (obr. 12). [47]



Obr. 12: Metanizační jednotka v demonstračním místě STORE&GO v obci Falkenhagen v Německu [47]

Ing. Půlpán ve své diplomové práci navrhl následující princip linky, který si kladl za cíl zajistit, že metanizační linka bude maximalizovat využití reakčního tepla. Navržená metanizační linka se skládá ze dvou reaktorů, jednoho adiabatického a jednoho izotermického. Porovnával funkci linky s tlakem 0,1 MPa a 1 MPa a také uspořádání se dvěma a třemi reaktory. Provedl procesní výpočty (hmotové a entalpické bilance). [7]

Cílem této diplomové práce je provést technicko ekonomické posouzení z hlediska konstrukce aparátů, materiálového provedení, nákladů na aparáty, investičních nákladů, provozních nákladů a spotřebu pomocných médií.

4. Postupy stanovení investičních a provozních nákladů

Při přípravě projektů se provádí odhad investičních a provozních nákladů. Pochopení rozdělení výrobních nákladů je kriticky důležité ať se jedná o nový projekt, nebo o modernizaci či rozšíření stávajícího závodu, pro optimalizaci návrhu. Přestože je odhad nákladů specializovaný obor a samostatná profese, musí projektant být schopen provést alespoň hrubý odhad nákladů, aby se mohl rozhodnout mezi alternativami projektu a optimalizovat ho. Existují společnosti zabývající se ekonomickými analýzami chemických výrobních linek. Ačkoli existují drobné rozdíly v metodologii, většina těchto studií odhaduje výrobní náklady na základě podobných předpokladů. [48], [49]

Jedním z přístupů k ověření nákladů na výrobu syntetického zemního plynu je výpočet současné hodnoty celkových nákladů na výstavbu a provoz zařízení po dobu jeho ekonomické životnosti, rozdělených na stejné roční platby. Dalším přístupem je výpočet vyrovnaných nákladů na energii (LCOE; levelized cost of electricity) nebo jako vyrovnané náklady na skladování (LCOS; levelized cost of storage) pro aplikace skladování energie. V případě LCOS se ekonomické hodnocení zaměřuje na náklady na jednotku uložené energie. LCOS zahrnují náklady spojené s energií a náklady spojené s kapacitou. [22]

Při budoucím očekávaném vývoji investičních a provozních nákladů, cen elektřiny, nákladů na plyn a účinnosti je ekonomická výroba syntetického zemního plynu pro rok 2030 a zejména pak pro rok 2050 reálná. Výsledky ukazují, že technologie *Power to Gas* představuje možnost dlouhodobého a rozsáhlého sezónního skladování energie z obnovitelných zdrojů. Zejména případy s vysokým počtem provozních hodin metanizace a nízkými cenami elektřiny vykazují náklady na výrobu plynu nižší než očekávané tržní ceny syntetického plynu a bioplynu. V mnoha projektech PtG se dospělo k závěru, že návrh a dimenzování, strategie řízení a systémová integrace zařízení PtG mají velký vliv na účinnost, spolehlivost a ekonomiku. Provozní strategii zařízení PtG určují tři ekonomické faktory: tržní cena elektřiny a ochota platit za elektřinu, tržní cena SNG a ochota přijmout SNG, tržní cena CO₂ a dostupnost. Dostupnost skladovací kapacity pro CO₂ a H₂ pro nezávislý provoz subsystémů elektrolýzy a metanizace má vliv na dobu setrvání provozních stavů. Doba setrvání v provozních stavech má přímý dopad na náklady na výrobu plynu. [22]

4.1. Postupy stanovení investičních nákladů

Investiční náklady se skládají z fixních kapitálových investic (CAPEX; capital expense) a pracovního kapitálu.

Fixní kapitálové investice představují celkové náklady na projektování, výstavbu a instalaci zařízení a související úpravy potřebné k přípravě místa pro umístění výrobního zařízení, včetně výdajů vynaložených na pořízení dlouhodobého majetku, jako je pozemek. Skládají se z investic uvnitř pracoviště (ISBL; Inside Battery Limits) představujících náklady na samotné zařízení a dále úprav a vylepšení, které je třeba provést v infrastruktuře lokality, známé jako investice mimo pracoviště (OSBL; Outside Battery Limits), poté z nákladů na inženýrskou činnost a výstavbu, a nakonec z nákladů na nepředvídané události. Jako fixní se označují kvůli tomu, že jsou investovány do skutečného vybavení, které nemůže být jednoduše vyměněno za jinou formu kapitálu. [48], [49], [50]

Pracovní kapitál představují zásoby surovin pro výrobu nebo náhradních dílů používaných zařízení, které společnost vlastní a které lze během roku spotřebovat nebo přeměnit na hotovost. [71]

Dnešní kapitálové výdaje na systémy PtG jsou vysoké, ale je patrný klesající trend. Je však třeba zdůraznit, že vývoj technologie PtG podléhá zásadním rozhodnutím v oblasti energetiky a klimatu. Pokud se budou systémy PtG vyrábět ve standardizovaných velikostech a sériích, CAPEX pro systémy PtG se budou dále snižovat. Technologický vývoj navíc povede k vyšší účinnosti. [22]

4.1.1. Typy odhadů investičních nákladů

Odhady investičních nákladů se liší přesností v závislosti na fázi vývoje projektu. Přesnost odhadu závisí na množství dostupných podrobností návrhu, přesnosti dostupných údajů o nákladech a na čase stráveném přípravou odhadu. Od předběžného odhadu založeného na malém množství informací až po podrobný odhad vypracovaný na základě kompletních výkresů a specifikací. Odhady se mohou nazývat různými názvy, avšak většinou se používá pro projektování používá následujících pět kategorií definovaných *Association for the Advancement of Cost Estimating International*. Ta klasifikuje odhady investičních nákladů podle jejich přesnosti a účelu: [48], [51]

Řádový odhad (odhad třídy 5) je založený na nákladech podobných procesů a nevyžaduje v podstatě žádné informace o návrhu. Obvykle je inženýrská činnost dokončena maximálně ze 2 %. Přesnost odhadu je obvykle $\pm (30 \div 50) \%$. Používá se v počátečních studiích proveditelnosti a pro účely screeningu. Nejrychlejším způsobem, jak provést řádový odhad je scaling od známých nákladů dřívějšího závodu používajícího stejnou technologii anebo z publikovaných údajů. [48], [51], [52]

Studijní odhad (odhad třídy 4) je založený pouze na znalosti hlavních položek zařízení. Obvykle je inženýrská činnost dokončena z (1 ÷ 15) %. Údaje o nákladech a podrobnostech návrhu jsou omezené. Pravděpodobná přesnost odhadu je obvykle do ±30 %. Používá se k hrubému výběru mezi alternativami návrhu. [48], [51], [52]

Autorizační odhad (odhad třídy 3) je založený na dostatečných údajích umožňujících stanovení odhadu. Obvykle je inženýrská činnost dokončena z (10 ÷ 40) %. Pravděpodobná přesnost odhadu je obvykle do ±15 %. Používá se pro autorizaci finančních prostředků pro pokračování v projektování až do bodu, kdy je možné provést přesný a podrobný odhad. Autorizace může zahrnovat také finanční prostředky na pokrytí stornopoplatků za jakékoli zařízení s dlouhou dodací lhůtou objednané v této fázi návrhu, aby se zabránilo zpoždění projektu. [48], [51], [52]

Podrobný odhad (odhad třídy 2) je založený na kompletních technických výkresech, specifikacích a průzkumu lokace. Obvykle je inženýrská činnost dokončena z (30 ÷ 70) %. Přesnost odhadu je obvykle v rozmezí ±5 %. Podrobný odhad se používá pro kontrolu nákladů projektu a odhad pevné ceny smlouvy. Odhady v této kvalitě lze provést, jakmile je vypracován předběžný inženýrský návrh včetně kompletního návrhu procesu a závazných cenových nabídek na zařízení. V této fázi může dodavatel obvykle předložit seznam všech položek, které je třeba zakoupit, a může se objednateli pevně zavázat. [48], [51], [52]

Kontrolní odhad (odhad třídy 1) vychází z dokončeném návrhu a ukončených jednáních o nákupu specializovaných položek a položek s dlouhou dodací lhůtou. Obvykle je inženýrská činnost dokončena z (50 ÷ 100) %. Má přesnost ± (5 ÷ 10) %. Odhady třídy 1 se obecně připravují pro části celého projektu, než aby se vytvářely pro celý projekt. Části projektu odhadované na této úrovni podrobností budou obvykle použity subdodavatelem pro nabídky nebo vlastníky pro kontrolní odhady. Ta by měla zahrnovat prakticky veškeré inženýrské a projektové práce, dokumentaci projektu, kompletní projektovou dokumentaci, plány realizace a uvedení do provozu. [48], [52]

4.1.2. Nástroje používané při tvorbě odhadů

V počátečních fázích projektování nebo při provádění předběžných marketingových studií může projektant provést rychlý odhad investičních nákladů (třídy 5), aniž by dokončil návrh zařízení. Bylo vyvinuto několik rychlých metod, které umožňují provést odhady celkových nákladů závodu s přesností ± 50 % pro předběžné studie. Tyto metody lze také použít k hrubé kontrole podrobnějších odhadů vytvořených na základě nákladů na procesní zařízení později v průběhu návrhu procesu. [48]

4.1.3. Odhady řádové velikosti

Odhady řádové velikosti spočívají v odhadnutí nákladů na zařízení, i když nejsou k dispozici údaje o nákladech pro konkrétní zařízení o požadované velikosti nebo kapacity zařízení.

Metoda nákladového přepočtu dle kapacity

Pokud je nové zařízení podobné zařízení s jinou kapacitou, pro které jsou k dispozici údaje o nákladech, tak lze pro odhad využít metodu nákladového přepočtu dle kapacity (scaling). Jedná se o nejrychlejší způsob odhadu. [48], [51]

$$a = b \cdot X^{0,6} \quad (6)$$

Kde: a je neznámá cena zařízení a

b je známá cena zařízení b

X je násobek kapacity, tedy kapacita zařízení a /kapacita zařízení b

Použití hodnoty exponentu 0,6 pro většinu zařízení je přílišným zjednodušením. Hodnota exponentu 0,6 by se měla používat pouze v případě, že nejsou k dispozici jiné informace. Skutečné hodnoty exponentu nákladové kapacity se pohybují v rozsahu $0,17 \div 1,20$ a jsou pro různá zařízení prezentována na obr. 13. Koncept metody nákladového přepočtu dle kapacity se může používat do desetinásobku rozsahu kapacity a pouze u zařízení podobajících se typem konstrukce, konstrukčními materiály, rozsahem provozních teplot a tlaků a další relevantními proměnnými. Nicméně toto pravidlo šesti desetin se široce používá při přibližných odhadech zařízení, a dokonce i celkových nákladů na proces. [51]

Equipment	Size range	Exponent
Blender, double cone rotary, carbon steel (c.s.)	1.4–7.1 m ³ (50–250 ft ³)	0.49
Blower, centrifugal	0.5–4.7 m ³ /s (10 ³ –10 ⁴ ft ³ /min)	0.59
Centrifuge, solid bowl, c.s.	7.5–75 kW (10–10 ² hp) drive	0.67
Crystallizer, vacuum batch, c.s.	15–200 m ³ (500–7000 ft ³)	0.37
Compressor, reciprocating, air-cooled, two-stage, 1035-kPa discharge	0.005–0.19 m ³ (10–400 ft ³ /min)	0.69
Compressor, rotary, single-stage, sliding vane, 1035-kPa discharge	0.05–0.5 m ³ /s (10 ² –10 ³ ft ³ /min)	0.79
Dryer, drum, single vacuum	1–10 m ² (10–10 ² ft ²)	0.76
Dryer, drum, single atmospheric	1–10 m ² (10–10 ² ft ²)	0.40
Evaporator (installed), horizontal tank	10–1000 m ² (10 ² –10 ⁴ ft ²)	0.54
Fan, centrifugal	0.5–5 m ³ /s (10 ³ –10 ⁴ ft ³ /min)	0.44
Fan, centrifugal	10–35 m ³ /s (2×10 ⁴ –7×10 ⁴ ft ³ /min)	1.17
Heat exchanger, shell-and-tube, floating head, c.s.	10–40 m ² (100–400 ft ²)	0.60
Heat exchanger, shell-and-tube, fixed sheet, c.s.	10–40 m ² (100–400 ft ²)	0.44
Kettle, cast-iron, jacketed	1–3 m ³ (250–800 gal)	0.27
Kettle, glass-lined, jacketed	0.8–3 m ³ (200–800 gal)	0.31
Motor, squirrel cage, induction, 440-V, explosion-proof	4–15 kW (5–20 hp)	0.69
Motor, squirrel cage, induction, 440-V, explosion-proof	15–150 kW (20–200 hp)	0.99
Pump, reciprocating, horizontal cast-iron (includes motor)	1×10 ⁻⁴ –6×10 ⁻³ m ³ /s (2–100 gpm)	0.34
Pump, centrifugal, horizontal, cast steel (includes motor)	4–40 m ³ /s·kPa (10 ⁴ –10 ⁵ gpm·psi)	0.33
Reactor, glass-lined, jacketed (without drive)	0.2–2.2 m ³ (50–600 gal)	0.54
Reactor, stainless steel, 2070-kPa	0.4–4.0 m ³ (10 ² –10 ³ gal)	0.56
Separator, centrifugal, c.s.	1.5–7 m ³ (50–250 ft ³)	0.49
Tank, flat head, c.s.	0.4–40 m ³ (10 ² –10 ⁴ gal)	0.57
Tank, c.s., glass-lined	0.4–4.0 m ³ (10 ² –10 ³ gal)	0.49
Tower, c.s.	5×10 ² –10 ⁶ kg (10 ³ –2×10 ⁶ lb)	0.62
Tray, bubble cap, c.s.	1–3 m (3–10 ft) diameter	1.20
Tray, sieve, c.s.	1–3 m (3–10 ft) diameter	0.86

Obr. 13: Typické exponenty nákladů na některá zařízení v závislosti na kapacitě pro některá zařízení [51]

Metoda nákladové křivky

Dalším způsobem odhadu je metoda nákladové křivky na zakoupené vybavení, která popisuje závislost ceny na charakteristickém parametru zařízení S . Pro projektanty, kteří nemají přístup ke spolehlivým údajům o nákladech nebo k odhadovacímu softwaru, lze pro předběžné odhady použít níže uvedený vzorec spolu s koeficienty pro konkrétní zařízení uvedenými na obr. 14. [48]

$$C_e = a + bS^n \quad (7)$$

kde C_e je cena zařízení

S je charakteristický parametr zařízení

a , b , n jsou koeficienty pro dané zařízení

Equipment	Units for Size, S	S_{lower}	S_{upper}	a	b	n
<i>Dryers</i>						
Direct contact Rotary	m ²	11	180	15,000	10,500	0.9
Atmospheric tray batch	area, m ²	3.0	20	10,000	7,900	0.5
Spray dryer	evap rate kg/h	400	4,000	410,000	2,200	0.7
<i>Evaporators</i>						
Vertical tube	area, m ²	11	640	330	36,000	0.55
Agitated falling film	area, m ²	0.5	12	88,000	65,500	0.75
<i>Exchangers</i>						
U-tube shell and tube	area, m ²	10	1,000	28,000	54	1.2
Floating head shell and tube	area, m ²	10	1,000	32,000	70	1.2
Double pipe	area, m ²	1.0	80	1,900	2,500	1.0
Thermosiphon reboiler	area, m ²	10	500	30,400	122	1.1
U-tube Kettle reboiler	area, m ²	10	500	29,000	400	0.9
Plate and frame	area, m ²	1.0	500	1,600	210	0.95
<i>Filters</i>						
Plate and frame	capacity, m ³	0.4	1.4	128,000	89,000	0.5
Vacuum drum	area, m ²	10	180	-73,000	93,000	0.3
<i>Furnaces</i>						
Cylindrical	duty, MW	0.2	60	80,000	109,000	0.8
Box	duty, MW	30	120	43,000	111,000	0.8
<i>Packings</i>						
304 ss Raschig rings	m ³			0	8,000	1.0
Ceramic intalox saddles	m ³			0	2,000	1.0
304 ss Pall rings	m ³			0	8,500	1.0
PVC structured packing	m ³			0	5,500	1.0
304 ss structured packing	m ³			0	7,600	1.0
<i>Pressure vessels</i>						
Vertical, cs	shell mass, kg	160	250,000	11,600	34	0.85
Horizontal, cs	shell mass, kg	160	50,000	10,200	31	0.85

Obr. 14: Přehled koeficientů nákladové křivky pro některá zařízení [48]

Metoda blokového odhadu

Pokud nejsou k dispozici údaje o nákladech na podobný proces, pak lze někdy použít metodu blokového odhadu (anglicky Step Count Method). Provádí se sečtením nákladů na různé části závodu nebo funkční jednotky – bloky. Například u petrochemických procesů tvoří zhruba 20 % investičních nákladů ISBL a 80 % připadá na sekci destilace a čištění produktů. [48]

Metoda reverzního inženýrství

V některých situacích lze velmi hrubý odhad investičních nákladů zpětně odvodit z provozních nákladů, popř. ceny výrobku. Tento způsob odhadu se nazývá metodou reverzního inženýrství. [48]

4.2. Postupy stanovení provozních nákladů

Provozní náklady (OPEX; operating expense) označují náklady, které podnik vynakládá na své provozní činnosti. Zahrnují také náklady na pracovníky a náklady na zařízení, jako je nájem a služby. Provozní náklady jsou zásadní pro analýzu provozní výkonnosti podniku, protože odrážejí provozní činnosti, nikoli investiční nebo finanční činnosti společnosti. Provozní činnosti jsou klíčové komerční aktivity společnosti při vytváření výnosů. Odhad provozních nákladů je nutný pro posouzení životaschopnosti projektu a pro výběr mezi možnými alternativními systémy zpracování. Tyto náklady lze odhadnout z vývojového diagramu, který uvádí požadavky na suroviny a služby a z odhadu kapitálových nákladů. Obvykle je vhodné provádět kalkulaci nákladů na roční bázi. [48], [53], [54]

Provozní náklady zařízení PtG lze rozdělit na fixní a variabilní.

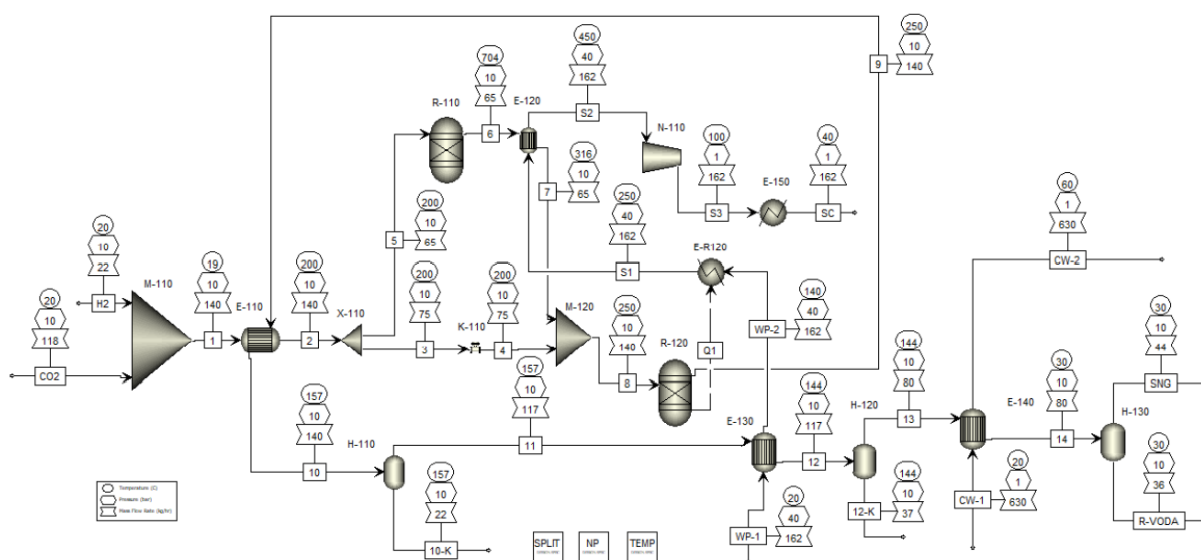
Fixní provozní náklady jsou náklady na zajištění provozní připravenosti včetně personálních nákladů, nákladů na obsazení, poplatků za smlouvy o údržbě a pojištění výrobních zařízení, které jsou nezávislé na provozních hodinách a lze je vyjádřit v €/rok. V závislosti na složitosti se mohou fixní OPEX lišit. Např. v případě metanizačního systému fixní OPEX metanizačního systému zahrnují také náklady na výměnu katalyzátoru. Náklady na pracovní sílu by měly být vypočteny na základě odhadu počtu potřebných pracovníků na směnu, který vychází ze zkušeností s podobným procesem. Chemické závody obvykle nezaměstnávají mnoho lidí a náklady na provozní pracovní sílu obvykle nepřesahují 15 % celkových provozních nákladů. Eurostat uvádí cenu práce v jednotlivých evropských zemích. Roční náklady na laboratorní analýzy potřebné pro sledování procesů a kontrolu kvality jsou ve většině moderních chemických závodů významnou položkou, měly by se vypočítat z odhadu počtu požadovaných analýz a standardního poplatku za každou analýzu na základě zkušeností s podobnými procesy. Dále bude potřeba počítat s náklady na údržbu, vedení, čištění, daněmi, autorskými a licenčními poplatky a režijními náklady závodu. [22], [48]

Variabilní provozní náklady závisí na provozním stavu, ceně a spotřebě energií, surovin a pomocných prostředků. Zahrnují tedy zejména náklady na elektrickou energii pro provoz čerpadel, kompresorů, teplo pro regulaci teploty, dusík, oxid uhličitý a přístrojový vzduch. Kromě toho se do nich počítá také likvidace průběžně produkovaných médií jako je kondenzát a v případě potřeby provoz fléry. Množství surovin lze získat z vývojového diagramu a vynásobit je provozními hodinami za rok, čímž získáme roční potřebu. Cenu každého materiálu je nejlépe zjistit získáním cenových nabídek od potenciálních dodavatelů, ale v předběžné fázi projektu lze ceny převzít z literatury. Časopis *ICIS Chemical Business* [73] zveřejňuje přehled cen většiny

chemických látek. Potřebná množství látek lze zjistit z energetických bilancí a průtokových listů. Ceny by měly být převzaty ze záznamů společnosti, pokud jsou k dispozici. Budou záviset na primárních zdrojích energie a umístění závodu. [22], [48] Ceny energií v jednotlivých evropských zemích zveřejňují *Energostat* [69] a *Eurostat*. [72]

5. Technicko-ekonomická analýza

Technicko-ekonomická analýza si klade za cíl představit konstrukční řešení, návrh materiálu a investiční náklady dílčích zařízení. K tomu využívá literaturu a program *Aspen Plus V10*, což je simulátor chemických procesů. Aspen Plus obsahuje mimo jiné nástroj *Aspen Process Economic Analyzer (APEA)*, který umožňuje uživateli mapovat, dimenzovat a odhadovat náklady na zařízení přímo ze simulátorů procesů. Simulátor uvažuje jak zařízení, tak související provozní celky založené na návrhu. Díky tomuto přístupu mohou uživatelé vytvářet koncepční i podrobné odhady investičních nákladů na procesní modely. Dále obsahuje nástroj *Exchanger Design and Rating*, se kterým je možné navrhovat či simulovat konkrétní výměník tepla. PFD zkoumané linky na výrobu syntetického zemního plynu je ukázáno na obr. 15. [55]



Obr. 15: PFD linky se dvěma reaktory a provozním tlakem 1 MPa [7]

5.1. Elektrolyzér

Vodík potřebný pro metanizační linku je získáván pomocí elektrolýzy s využití elektrické energie z OZE. Volím elektrolyzér HyLYZER – 250 s polymerní membránou od společnosti Cummins, který vyhovuje pro požadovaný hmotnostní tok vodíku na vstupu 21,5 kg/h. Společnost Cummins vyrábí jak alkalické elektrolyzéry, tak PEM elektrolyzéry. Spotřeba elektrické energie na výrobu vodíku je cca $3,6 \div 4,3$ kWh/Nm³ vodíku bez ohledu na typ elektrolýzy a velikost elektrolyzéro. Výrobce udává produkci elektrolyzéro HyLYZER – 250 jako 539 kg_{H₂}/24 h, což odpovídá 22,5 kg_{H₂}/h při měrné spotřebě elektrické energie $40 \div 48$ kWh/kg_{H₂}. Zvolený elektrolyzér umožňuje dodávat vodík až o tlaku 3 MPa bez nutnosti kompresoru, což nabízí zvýšit tlak při reakci a tím také i výtěžek reakce. [56], [57] Elektrolyzéry dodávají také společnosti NEL Hydrogen nebo Hydrogenics. Nabídka elektrolyzéro řady HyLYZER od společnosti Cummins byla proto porovnána s nabídkou elektrolyzéro od norské

společnosti NEL Hydrogen, která také vyrábí elektrolyzéry alkalické (AEL) i s polymerní elektrolytovou membránou (PEM). Společnost NEL Hydrogen u svých elektrolyzérů uváděla hodnoty měrné spotřeby energie v rozsahu $3,8 \div 7,3 \text{ kWh/Nm}^3$ vodíku, což odpovídá zhruba $42 \div 81 \text{ kWh/kg}$ vodíku.

Společnost Cummins ale poskytla jako jediná i cenu, ale pouze pro typ HyLYZER - 500, který se aktuálně prodává za 3,4 mil. EUR, což odpovídá 83,6 mil. Kč. Výrobce udává produkci elektrolyzérů HyLYZER – 500 jako $1080 \text{ kg}_{\text{H}_2}/24 \text{ h}$, což odpovídá $45 \text{ kg}_{\text{H}_2}/\text{h}$. Protože výrobce neposkytl cenu elektrolyzérů HyLYZER 250, proto byla odhadnuta metodou nákladového přepočtu dle kapacity (scaling). [51] Násobek kapacity značený X je 0,5 ($22,5/45$). Výsledná cena je 2 243 163 EUR, tedy 55 mil. Kč nebo 2 280 254 USD.

$$a = b \cdot X^{0,6} \quad (8)$$

$$a = 3\,400\,000 \cdot 0,5^{0,6} = 2\,243\,163 \text{ eur} \quad (9)$$

Kde: a je neznámá cena zařízení a

b je známá cena zařízení b ve výši 3 400 000 EUR

Instalační náklady byly odhadnuty ve výši 5 %. Celková cena zařízení včetně instalačních nákladů je tedy 2 355 321 EUR.

5.2. Výměník E-110

Výměník E-110 přehřívá vstupující směs plynů vodíku a oxidu uhličitého. Jako zdroj tepla je použitý produkční plyn o teplotě $250 \text{ }^\circ\text{C}$ z izotermického reaktoru R-120. Parametry jednotlivých proudů jsou uvedeny v tabulce 5. Pro dosažení tlaku 1 MPa v izotermickém reaktoru R-120 bylo nutné vzhledem ke tlakovým ztrátám zvýšit tlak vstupní tlak H_2 a CO_2 na 1,04 MPa.

Tabulka 5: Výměník E-110: parametry proudů [7]

Proud ¹	hmotn. tok	molový tok	teplota	tlak	H_2	CO_2	CH_4	H_2O	CO
jednot.	[kg/h]	[kmol/h]	[$^\circ\text{C}$]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
1	139,5	13,35	20	1,040	80	20	0	0	0
2	139,5	13,35	200	1,033	80	20	0	0	0
9	139,5	8,06	250	1,027	1,2	0,5	32,8	65,5	1 ppm
10	139,5	8,06	157,3	1,008	1,2	0,5	32,8	65,5	1 ppm

Poznámka ¹ Horká strana: proud 9 vstup, proud 10 výstup, studená strana proud 1 vstup, proud 2 výstup

Výměník byl navržen jako trubkový podle TEMA designu (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Návrh byl proveden s využitím programu *Aspen Plus V10*. Program Aspen Plus v rámci nástroje *Exchanger Design and Rating*, který je určený pro návrh a simulace výměníků tepla, vyžaduje pro výpočet v režimu design (návrh) zadání následujících parametrů: 1) TEMA konfigurace výměníku, 2) umístění horké strany, 3) vnější průměr trubek a jejich rozteč, 4) úhel uspořádání trubek, 5) jestli jsou trubky v přepážkových oknech, 6) typy přepážek, 7) horizontální či vertikální umístění přepážek a 8) výchozí materiál výměníku viz obr. 16.

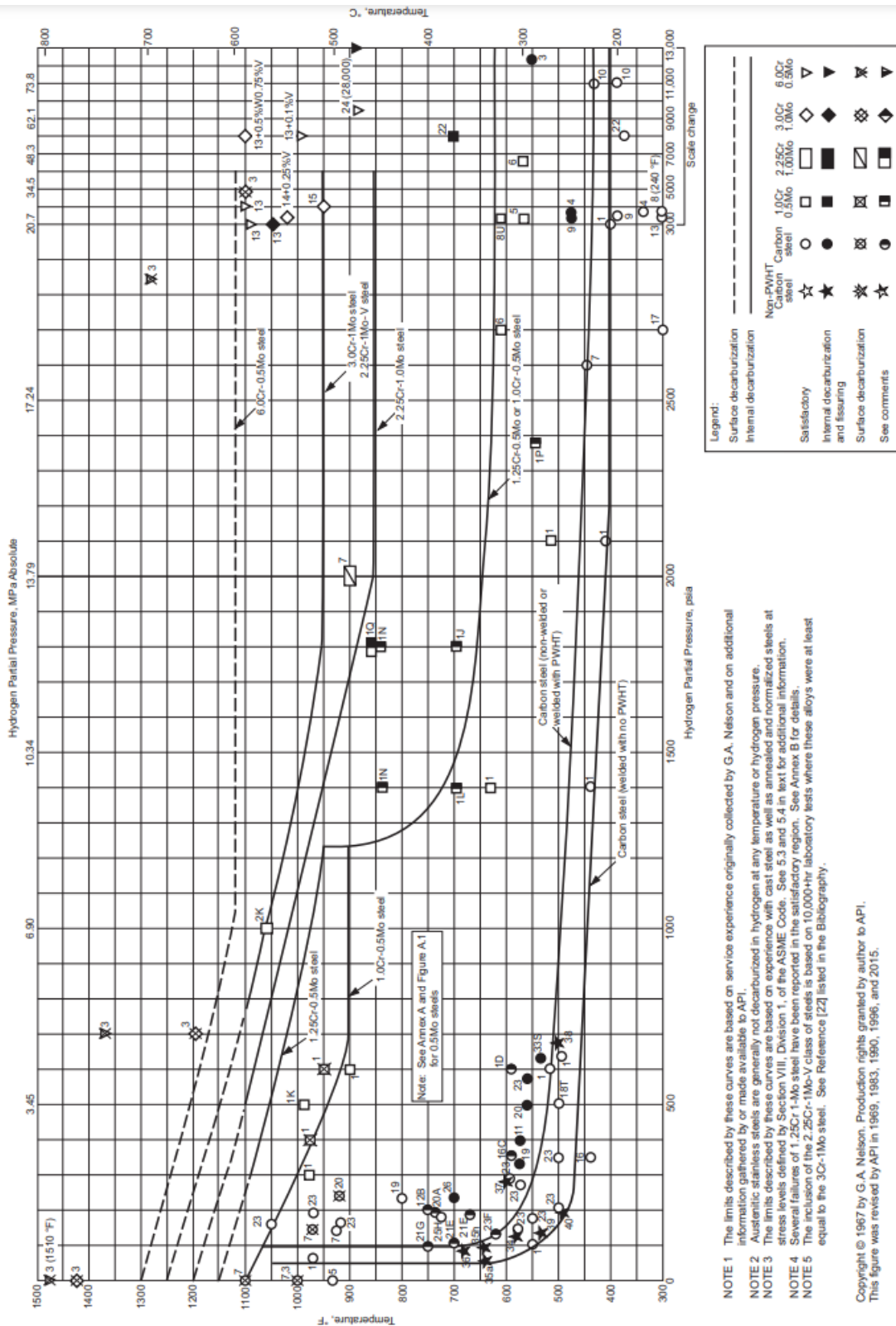
Configuration	
TEMA Type	B - E - M -
Tube layout option	New (optimum) layout
Location of hot fluid	Tube side
Tube OD / Pitch	mm 16 / 22
Tube pattern	90-Square
Tubes are in baffle window	Yes
Baffle type	Single segmental
Baffle cut orientation	Horizontal
Default exchanger material	2.25Cr, 1Mo stee 44

Obr. 16: Program Aspen Plus V10 – údaje zadávané uživatelem při návrhu výměníku

Materiál pro výměník E-110 musí odolávat vysokoteplotnímu vodíkovému napadání (High Temperature Hydrogen Attack, HTHA) a korozi a také mít, pokud možno, velkou tepelnou vodivost a odolnost proti foulingu. Americká norma API 934-A uvádí jako doporučené materiály pro vysokoteplotní vysokotlaký vodíkový provoz 2 1/4Cr-1Mo, 2 1/4Cr-1Mo-1/4V, 3Cr-1Mo a 3Cr-1Mo-1/4V. Byl vybrán první zmíněný materiál 2 1/4Cr-1Mo (1.7380, 10CrMo9-10, 15313). Tento materiál je také uveden v databázi programu Aspen Plus. Výrobce o ni tomto materiálu říká: *Ocel pro vyšší teploty a žárovevná, odolná vůči stlačenému vodíku. Nízkolegovaná žárovevná ocel, dobře tvárná za tepla a dobře obrobitelná. Je odolná proti korozi v prostředí vodní páry do teploty 590 °C. Při tlaku nad 9,8 MPa odolává vodíku do teploty 500 °C. Při nižších tlacích do teploty 600 °C. Vhodná na tlakové součásti energetických a chemických zařízení.* Na obr. 17 je prezentován graf vhodných materiálů v závislosti na parciálním tlaku vodíku a teplotě podle normy API 941. [58], [59], [60], [61] Parciální tlak vodíku se vypočte podle následujícího vztahu, kde n_{H_2} je procento látkového množství vodíku ve směsi, n je látkové množství směsi a p je tlak

směsi ve vstupním proudu (1). Pro simulované podmínky je parciální tlak vodíku 0,8 MPa. Zvolený materiál 1.7830 z hlediska teploty a parciálního tlaku vodíku vyhovuje.

$$p_{H_2} = \frac{n_{H_2}}{n} p = \frac{80}{100} 1 = 0,8 \text{ MPa} \quad (10)$$



Obr. 17: Oceli pro provoz s vodíkem při zvýšených teplotách a tlacích v ropných rafineriích a petrochemických závodech dle API 941 [60]

Pro návrh bylo nejdříve zvoleno nejjednodušší jednochodé uspořádání BEM. Pro toto uspořádání bylo testováno použití trubek od 12 do 16 mm, přičemž při použití jakýchkoliv z nich se nepodařilo dosáhnout doporučeného štíhlostního poměru délky a šířky výměníku (L/D) menší nebo rovno hodnotě 10.

Z tohoto důvodu bylo nakonec zvoleno uspořádání výměníku CFU. Rozměry a počty trubek byly voleny podle normy ČSN EN 10216-2+A1 v rozměru 12x2 mm podle rychlosti tak, aby v trubce bylo turbulentní proudění a zároveň nebyla vysoká tlaková ztráta. Při použití trubek 12x2 bylo možné dosáhnout vyšších rychlostí při snížení jejich počtu a prodloužení délky trubkového svazku přes 1 300 mm, program ale pro tak dlouhé trubky vyhodnotil nebezpečí vibrací. Proto byla použita čtyřchodá geometrie s 40 trubkami.

Při použití 40 trubek v rozměru 12x2 mm ve čtyřchodém výměníku je výsledná hodnota rychlosti 6,17 m/s a Reynoldsovo číslo má hodnotu 48 248.

Výpočet Reynoldsova čísla proběhl podle následujícího vztahu, kde:

\dot{m} je hmotnostní tok na straně trubek, N_P je počet průchodů trubkou, N_T je počet trubek

ρ je hustota na straně trubek, ID je vnitřní průměr trubky

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m} \cdot \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \mu_{celková} \cdot ID} = \frac{4 \cdot \frac{139,5}{3600} \cdot \left(\frac{4}{40}\right)}{\pi \cdot 12,7823 \cdot 10^{-6} \cdot 0,008} = 48\,248 \quad (11)$$

Přičemž viskozita byla vypočtena podle následujícího vztahu:

$$\mu_{H_2} = 8,9369 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad (12)$$

$$\mu_{CO_2} = 15,11 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad (13)$$

$$\mu_{celková} = \frac{\sum_{i=1}^N y_i \mu_i \sqrt{M_{gi}}}{\sum_{i=1}^N y_i \sqrt{M_{gi}}} = 12,7823 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad (14)$$

Rychlost byla vypočtena podle následujícího vztahu:

$$v = \frac{4 \dot{m} \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \rho \cdot ID^2} = \frac{4 \cdot 139,5 \cdot \left(\frac{4}{40}\right)}{\pi \cdot 12,49 \cdot 0,008^2 \cdot 3600} = 6,17 \text{ m/s} \quad (15)$$

Dále bylo porovnáno uspořádání trubek do trojúhelníku a do čtverce. Z důvodu vyšší termodynamické účinnosti bylo zvoleno uspořádání do trojúhelníku. Toto uspořádání nemá trubky v zákrytu, což je výhodnější z hlediska účinnosti, ale je proto horší z hlediska čistitelnosti mezitrubkového prostoru.

U výměníku E-110 se nepočítá s žádným pevným úletem, výměník se tedy nemá čím zanášet. Přesto, horká strana byla umístěna do trubek z hlediska lepší čistitelnosti v případě vzniku a úletu uhlíku uvolněného z katalyzátoru. Výměník v uspořádání CFU stejně není dobře čistitelný i při využití rozložení trubek do čtverce. Fouling resistance byla zvolena 0,0001 m²K/W a nejvyšší dovolená tlaková ztráta byla nastavena na hodnotu 20 kPa. Poté byla spuštěna simulace a provedena kontrola výsledných hodnot. Výsledná požadovaná teplosměnná plocha pro dané podmínky je 1,99 m². Simulace byla provedena pomocí nástrojů *Exchanger Design and Rating* (EDR) a odhad nákupní ceny a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) pomocí nástroje *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) v rámci programu *Aspen Plus V10*. Parametry navrženého výměníku jsou prezentovány v tabulce 6 s výslednou cenou zařízení 11 170 USD. Byla testována i geometrie se dvouchodým uspořádáním trubek, ale z důvodu vyšší rychlosti v trubkách byl zvolen výměník s výše zmíněnou konfigurací.

Tabulka 6: Výměník E-110: navržené parametry

Výměník E-110	jednotka	hodnota
pracovní tlak	[MPa]	1
skutečná teplota výstupního studeného proudu 2	[°C]	200,1
skutečná teplota výstupního teplého proudu 10	[°C]	156,6
střední logaritmický rozdíl teplot	[°C]	33,5
umístění horkého proudu	[-]	trubky
tepelný výkon	[kW]	21,3
vyžadovaná teplosměnná plocha	[m ²]	1,99
skutečná teplosměnná plocha	[m ²]	2
tlaková ztráta na straně pláště	[kPa]	6,64
tlaková ztráta na straně trubek	[kPa]	18,54
uspořádání výměníku	[-]	CFU
uspořádání trubek	[-]	trojúhelník
vnější průměr pláště	[mm]	190
počet přepážek	[1]	20
počet antirezonančních přepážek	[1]	3
materiál výměníku	[-]	1.7380
rozměr trubek	[mm]	12x2
délka trubkového svazku	[mm]	1 300
rozteč trubek	[mm]	18
množství trubek v trubkovnici	[1]	40
počet průchodů trubkami	[1]	4
hmotnost bez náplně	[kg]	203,8
odhadnuté náklady na materiál a práci pomocí EDR	[USD]	9 897
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí APEA	[USD]	11 170
odhadnuté instalační náklady pomocí APEA (vč. z.)	[USD]	63 700

5.3. Adiabatický reaktor R-110

V adiabatickém reaktoru R-110 dochází k metanizaci menší části směsi za adiabatických podmínek, kdy dojde k nárůstu obsahu metanu z 0 % na 12,2 %. Uvolněné reakční teplo se využívá pro výrobu přehřáté páry. Množství a složení vstupujícího proudu (5) i vystupujícího proudu (6) je ukázáno v tabulce 7.

Tabulka 7: Adiabatický reaktor R-110: parametry proudů [7]

Proud ¹	molový tok	teplota	tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
	[kmol/h]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
5	6,21	200	1,034	80	20	0	0	0
6	4,99	704	1	44,4	6,7	12,2	30,6	6,1

Poznámka ¹ studená strana: proud WP-1 vstup, proud WP-2 výstup

Odhad velikosti reaktoru byl proveden pomocí objemového zatížení katalyzátoru (tzv. gas hourly space velocity, GHSV). Sabatierova reakce je katalytickou reakcí, kovový katalyzátor je obvykle rozptýlen na nosném oxidu s velkou plochou, jako je oxid hlinitý. Nosné oxidy se obvykle lisují do pelet. [62] Jaffar a kol. (2019) experimentálně zkoušeli různé poměry objemového toku a hmotnosti katalyzátoru vyrobeného z materiálu Ni-Al₂O₃ s 10% hm. příměsí Fe pro směs H₂ a CO₂ v poměru 4:1. Zjistili, že nejvyšší výtěžnosti metanizační reakce bylo dosaženo pro objemové zatížení $GHSV = 3 \text{ m}^3/(\text{h} \cdot \text{kg}_{\text{kat}})$. [63]

Objemový průtok proudu 5 vstupujícího do reaktoru R-110 je 23,67 m³/h. Z výše zmíněného vztahu pro hodnotu GSHV, při které bylo dosaženo nejvyšší výtěžnosti, lze odhadnout potřebnou hmotnost katalyzátoru podle následujícího výpočtu:

$$m_{\text{katalyzátoru}} = \frac{\dot{V}}{GHSV} = \frac{23,67}{3} = 7,89 \text{ kg} \quad (16)$$

Objem katalyzátoru byl odhadnut pomocí sypané hustoty dle vztahu:

$$V = \frac{m_{\text{katalyzátoru}}}{\rho_s} = \frac{7,89}{1\,000} = 7,89 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 = 7,89 \text{ dm}^3 \quad (17)$$

Kde: $m_{\text{katalyzátoru}}$ je hmotnost katalyzátoru, ρ_s je sypaná hustota náplně do reaktoru s pevným ložem, literatura uvádí 1 až 10 g/cm³ [62]

Pro odhad nákladů na adiabatický reaktor R-110 byl pro takto malé zařízení vztah nalezen následující vztah platný pro ceny z roku 2011. [64]

$$C_{e,2011} = 2\,800 \cdot \left(\frac{V [\text{gal}]}{100}\right)^{0,53} \cdot 4 \cdot \left(\frac{1490}{300}\right) = 7\,150 \text{ USD} \quad (18)$$

Dále byl proveden přepočtení na aktuální ceny. Procentuální nárůst nákladů mezi lety 2011 a 2022 o hodnotě 31,73 % (označený I) byl převzat z inflačního kalkulátoru CPI. [65] Jelikož se jedná o unikátní zařízení, náklady byly odhadnuty ve trojnásobné výši.

$$C_{e,2022} = C_{e,2011} \cdot I \cdot 3 = 7\,150 \cdot 1,3173 \cdot 3 = 28\,256 \text{ USD} \quad (19)$$

Sinnott a Towler (2020) uvádí odhad celkových instalačních nákladů včetně zařízení jako 2,5násobek ceny samotného zařízení. [48] Celkové náklady tedy byly odhadnuty 70 640 USD.

5.4. Výměník E-120

Výměník E-120 přehřívá sytou páru z parogenerátoru ER-120 na přehřátou páru pro turbínu. Jako zdroj tepla je použitý produkční plyn o teplotě 704 °C z adiabatického reaktoru R-110. Parametry jednotlivých proudů jsou uvedeny v tabulce 8.

Tabulka 8: Výměník E-120: parametry proudů [7]

Proud ¹	molový tok	teplota	tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
	[kmol/h]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
6	4,99	704	1,033	44,4	6,7	12,2	30,6	6,1
7	4,99	316	1,028	44,4	6,7	12,2	30,6	6,1
S1	9	250,4	3,999	0	0	0	100	0
S2	9	450	3,988	0	0	0	100	0

Poznámka ¹ Horká strana: proud 6 vstup, proud 7 výstup, studená strana: proud S1 vstup, proud S2 výstup

Výměník byl navržen jako trubkový podle TEMA designu (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Návrh byl proveden s využitím programu *Aspen Plus V10*.

Materiál pro výměník E-120 musí odolávat vysokým teplotám. Měl by také být odolný proti vodíkové korozi a mít velkou tepelnou vodivost a odolnost proti foulingu. Norma API 941 na obr. 17 uvádí podle parciálního tlaku vodíku a teploty doporučené materiály pro vysokoteplotní vysokotlaký vodíkový provoz. Parciální tlak vodíku je vypočten podle následujícího vztahu, kde n_{H_2} je procento látkového množství vodíku ve směsi, n je celkový počet procent látkového množství směsi a p je tlak směsi ve vstupním proudu (6). Pro simulované podmínky je parciální

tlak vodíku 0,444 MPa. Zvolený materiál 1.4828 (AISI SS 309) z hlediska teploty a parciálního tlaku vyhovuje.

$$p_{H_2} = \frac{n_{H_2}}{n} p = \frac{44,4}{100} 1 = 0,444 \text{ MPa} \quad (20)$$

Pro návrh bylo nejdříve zvoleno nejjednodušší jednochodé uspořádání BEM. Pro toto uspořádání bylo testováno použití trubek od 12 do 16 mm, přičemž při použití jakýchkoliv z nich se nepodařilo dosáhnout doporučeného štíhlostního poměru délky a šířky výměníku (L/D) menší nebo rovno hodnotě 10.

Z tohoto důvodu bylo nakonec zvoleno uspořádání výměníku CFU. Rozměry a počty trubek byly voleny podle normy ČSN EN 10216-2+A1 v rozměru 14x2 mm podle rychlosti tak, aby v trubce bylo turbulentní proudění a zároveň nebyla vysoká tlaková ztráta. Při použití trubek 14x2 bylo možné dosáhnout vyšších rychlostí při snížení jejich počtu a prodloužení délky trubkového svazku přes 1 000 mm, program ale pro tak dlouhé trubky vyhodnotil nebezpečí vibrací. Proto byla použita čtyřchodá geometrie s 28 trubkami. Při použití 28 trubek v rozměru 14x2 mm ve čtyřchodém výměníku je výsledná hodnota rychlosti 13,25 m/s a Reynoldsovo číslo má hodnotu 16 470.

Výpočet Reynoldsova čísla proběhl podle následujícího vztahu, kde:

\dot{m} je hmotnostní tok na straně trubek, N_P je počet průchodů trubkou, N_T je počet trubek

ρ je hustota na straně trubek, ID je vnitřní průměr trubky

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m} \cdot \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \mu_{celková} \cdot ID} = \frac{4 \cdot \frac{64,87}{3600} \cdot \left(\frac{4}{28}\right)}{\pi \cdot 19,9 \cdot 10^{-6} \cdot 0,01} = 16\,470 \quad (21)$$

Rychlost byla vypočtena podle následujícího vztahu:

$$v = \frac{4 \dot{m} \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \rho \cdot ID^2} = \frac{4 \cdot \frac{64,87}{3600} \cdot \left(\frac{4}{28}\right)}{\pi \cdot 2,47 \cdot 0,01^2} = 13,25 \text{ m/s} \quad (22)$$

Dále bylo porovnáno uspořádání trubek do trojúhelníku a do čtverce. Z důvodu vyšší termodynamické účinnosti bylo zvoleno uspořádání do trojúhelníku. Toto uspořádání nemá trubky v zákrytu, což je výhodnější z hlediska účinnosti, ale je proto horší z hlediska čistitelnosti mezitrubkového prostoru.

U výměníku E-120 se nepočítá s žádným pevným úletem, výměník se tedy nemá čím zanášet. Přesto, horká strana byla umístěna do trubek z hlediska lepší čistitelnosti v případě vzniku a úletu uhlíku uvolněného z katalyzátoru. Výměník v uspořádání CFU stejně není dobře čistitelný

i při využití rozložení trubek do čtverce. Fouling resistance byla zvolena 0,0001 m²K/W a nejvyšší dovolená tlaková ztráta byla nastavena na hodnotu 20 kPa. Poté byla spuštěna simulace a provedena kontrola výsledných hodnot. Výsledná požadovaná teplosměnná plocha pro dané podmínky je 1,23 m². Simulace byla provedena pomocí nástroje *Exchanger Design and Rating* (EDR) a odhad nákupní ceny a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) pomocí nástroje *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) v rámci programu *Aspen Plus V10*. Parametry navrženého výměníku jsou prezentovány v tabulce 9 s výslednou cenou zařízení 20 500 USD. Byla testována i geometrie se dvouchodým uspořádáním trubek, ale z důvodu vyšší rychlosti v trubkách byl zvolen výměník s výše zmíněnou konfigurací.

Tabulka 9: Výměník E-120: navržené parametry

Výměník E-120	jednotka	hodnota
pracovní tlak	[MPa]	1
skutečná teplota výstupního studeného proudu 7	[°C]	316,1
skutečná teplota výstupního teplého proudu S2	[°C]	452
střední logaritmický rozdíl teplot	[°C]	
umístění horkého proudu	[-]	plášť
tepelný výkon	[kW]	20,5
vyžadovaná teplosměnná plocha	[m ²]	1,23
skutečná teplosměnná plocha	[m ²]	1,23
tlaková ztráta na straně pláště	[kPa]	5,11
tlaková ztráta na straně trubek	[kPa]	10,74
uspořádání výměníku	[-]	CFU
uspořádání trubek	[-]	trojúhelník
vnější průměr pláště	[mm]	205
počet přepážek	[1]	9
počet antirezonančních přepážek	[1]	3
materiál výměníku	[-]	1.4828
rozměr trubek	[mm]	14x2
délka trubkového svazku	[mm]	1 000
rozteč trubek	[mm]	21
množství trubek v trubkovnici	[1]	28
počet průchodů trubkami	[1]	4
hmotnost bez náplně	[kg]	204,5
odhadnuté náklady na materiál a práci pomocí EDR	[USD]	11 729
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí APEA	[USD]	20 500
odhadnuté instalační náklady (vč. z.) pomocí APEA	[USD]	95 000

5.5. Izotermický reaktor R-120

V izotermickém reaktoru probíhá hlavní část samotné metanizace, kdy dojde k nárůstu obsahu metanu z 5 % na 32,8 %. Množství a složení vstupujícího proudu (8) i vystupujícího proudu (9) je ukázáno v tabulce 10.

Tabulka 10: Reaktor R-120: parametry proudů [7]

Proud ¹	molový tok	teplota	tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
	[kmol/h]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
8	12,13	250	1	65,3	14,6	5	12,6	2,5
9	8,06	250	1	1,2	0,5	32,8	65,5	1 ppm

Poznámka ¹ studená strana: proud WP-1 vstup, proud WP-2 výstup

Odhad velikosti reaktoru byl proveden pomocí objemového zatížení katalyzátoru (tzv. gas hourly space velocity, GHSV) pro objemové zatížení 3 m³/(h · kg_{kat}) dle Jaffar a kol. (2019). [63]

Objemový průtok proudu 8 vstupujícího do reaktoru R-120 je 52,95 m³/h. Z výše zmíněného vztahu pro hodnotu GSHV, při které bylo dosaženo nejvyšší výtěžnosti, lze odhadnout potřebnou hmotnost katalyzátoru podle následujícího výpočtu:

$$m_{katalyzátoru} = \frac{\dot{V}}{GHSV} = \frac{52,95}{3} = 17,65 \text{ kg} \quad (23)$$

Objem katalyzátoru byl odhadnut pomocí sypané hustoty dle vztahu:

$$V = \frac{m_{katalyzátoru}}{\rho_s} = \frac{17,65}{1\,000} = 17,65 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 = 17,65 \text{ dm}^3 \quad (24)$$

Kde: $m_{katalyzátoru}$ je hmotnost katalyzátoru, ρ_s je sypaná hustota náplně do reaktoru s pevným ložem, literatura uvádí 1 až 10 g/cm³ [62]

Pro odhad nákladů na izotermický reaktor R-120 byl použit následující vztah pro malá zařízení platný pro ceny z roku 2011. [64]

$$C_{e,2011} = 2\,800 \cdot \left(\frac{V [\text{gal}]}{100}\right)^{0,53} \cdot 4 \cdot \left(\frac{1490}{300}\right) = 10\,957 \text{ USD} \quad (25)$$

Dále byl proveden přepočítání na aktuální ceny. Procentuální nárůst nákladů mezi lety 2011 a 2022 o hodnotě 31,73 % (označený I) byl převzat z inflačního kalkulátoru CPI. [65] Jelikož se jedná o unikátní zařízení, integrované s parogenerátorem ER-120, náklady byly odhadnuty v šestinásobné výši.

$$C_{e;2022} = C_{e;2011} \cdot I \cdot 6 = 10\,957 \cdot 1,3173 \cdot 6 = 86\,602 \text{ USD} \quad (26)$$

Sinnott a Towler (2020) uvádí odhad celkových instalačních nákladů (vč. z.) jako 2,5násobek ceny samotného zařízení. [48] Celkové náklady tedy byly odhadnuty 216 505 USD.

5.6. Parogenerátor ER-120

Parogenerátor ER-120 přeměňuje napájecí vodu z výměníku E-130 na sytou páru. Jako zdroj tepla funguje vodní lázeň, kterou je parogenerátor ER-120 propojený s izotermickým reaktorem R-120. Parametry jednotlivých proudů jsou uvedeny v tabulce 11.

Tabulka 11: Parogenerátor ER-120: parametry proudů [7]

Proud ¹	molový tok	Teplota	tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
	[kmol/h]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
WP-2	9	140	4	0	0	0	100	0
S1	9	250,4	4	0	0	0	100	0

Poznámka ¹ studená strana: proud WP-1 vstup, proud WP-2 výstup

Proběhl výpočet požadovaného výkonu parogenerátoru v programu *Aspen Plus V10* podle zadaných termodynamických dat. Vypočtený tepelný výkon výměníku pomocí programu je 104,43 kW. Odhadnuté parametry jsou ukázány v tabulce 12. Program také odhadl potřebnou teplosměnnou plochu o hodnotě 2,87 m².

Byl proveden odhad ceny pomocí programu *Aspen Process Economic Analyser*, který stanovil náklady na parogenerátor ER-120 v hodnotě 9 100 USD a k němu náležící celkové instalační náklady (vč. zařízení) o hodnotě 70 400 USD.

Tabulka 12: Parogenerátor ER-120: navržené parametry

Výměník ER-120	jednotka	hodnota
konfigurace výměníku	[-]	BEM
pracovní tlak	[MPa]	4
skutečná teplota výstupního studeného proudu S1	[°C]	250,4
tepelný výkon	[kW]	101,4
teplosměnná plocha	[m ²]	2,34
materiál výměníku	[-]	1,4828
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí APEA	[USD]	9 100
odhadnuté instalační (vč. z.) náklady pomocí APEA	[USD]	70 400

5.7. Výměník E-130

Výměník E-130 ohřívá napájecí vodu pro výrobu páry v parogenerátoru ER-120. Zdrojem tepla je produkční plyn o teplotě 157 °C vystupující z výměníku E-110. Zároveň ve výměníku dochází k částečné kondenzaci reakční vody, která je oddělena v separátoru H-120. Parametry jednotlivých proudů jsou uvedeny v tabulce 13.

Tabulka 13: Výměník E-130: parametry proudů [7]

Proud ¹	molový tok	teplota	tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
	[kmol/h]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
WP-1	9	20	4	0	0	0	100	0
WP-2	9	140	3,997	0	0	0	100	0
11	6,83	157,3	1,008	1,4	0,57	38,7	59,3	1,2 ppm
12	6,83	143,9	1,002	1,4	0,57	38,7	59,3	1,2 ppm

Poznámka ¹ Horká strana: proud 11 vstup, proud 12 výstup, studená strana: proud WP-1 vstup, proud WP-2 výstup

Výměník byl navržen jako trubkový podle TEMA designu (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Návrh byl proveden s využitím programu *Aspen Plus V10*.

Materiál pro výměník E-130 musí odolávat korozi a také mít, pokud možno, velkou tepelnou vodivost a odolnost proti foulingu. Přestože je parciální tlak vodíku nízký, byl zvolen materiál 1.7380 odolný vůči vodíkové korozi z důvodu, že při nabíhání a poruchách by se do výměníků vodík mohl dostávat ve větší míře. Materiál 1.7380 byl zvolen dle americké normy API 934-A, která tento materiál doporučuje jako vhodný materiál pro vysokoteplotní vysokotlaký vodíkový provoz. Pro simulované podmínky je parciální tlak vodíku 0,014 MPa. Zvolený materiál 1.7830 z hlediska teploty a parciálního tlaku vodíku dle normy API 941 (obr. 17) vyhovuje. [60], [61]

$$p_{H_2} = \frac{n_{H_2}}{n} p = \frac{1,4}{100} 1 = 0,014 \text{ MPa} \quad (27)$$

Pro návrh bylo zvoleno nejjednodušší jednochodé uspořádání BEM. Rozměry a počty trubek byly voleny podle normy ČSN EN 10216-2+A1 v rozměru 12x2x900 mm podle rychlosti tak, aby v trubce bylo turbulentní proudění a zároveň nebyla vysoká tlaková ztráta. Při použití 10 trubek v rozměru 12x2 mm v jednochodém výměníku je výsledná hodnota rychlosti 14,08 m/s a Reynoldsovo číslo má hodnotu 34 451.

Výpočet Reynoldsova čísla proběhl podle následujícího vztahu, kde:

\dot{m} je hmotnostní tok na straně trubek, N_P je počet průchodů trubkou, N_T je počet trubek

ρ je hustota na straně trubek, ID je vnitřní průměr trubky

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m} \cdot \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \mu_{celková} \cdot ID} = \frac{4 \cdot \frac{117,2}{3600} \cdot \left(\frac{1}{10}\right)}{\pi \cdot 15,04 \cdot 10^{-6} \cdot 0,008} = 34\,451 \quad (28)$$

Rychlost byla vypočtena podle následujícího vztahu:

$$v = \frac{4 \dot{m} \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \rho \cdot ID^2} = \frac{4 \cdot \frac{117,2}{3600} \cdot \left(\frac{1}{10}\right)}{\pi \cdot 4,6 \cdot 0,008^2} = 14,08 \text{ m/s} \quad (29)$$

Dále bylo porovnáno uspořádání trubek do trojúhelníku a do čtverce. Z důvodu lepší čistitelnosti mezitrubkového prostoru, ve kterém proudí voda, bylo zvoleno uspořádání do čtverce. Toto uspořádání má trubky v zákrytu, což je lepší z hlediska čistitelnosti mezitrubkového prostoru, ale je horší z hlediska účinnosti.

U výměníku E-130 se nepočítá s žádným pevným úletem, výměník se tedy nemá čím zanášet. Přesto, horká strana byla umístěna do trubek z hlediska lepší čistitelnosti v případě vzniku a úletu uhlíku uvolněného z katalyzátoru. Výměník v uspořádání CFU stejně není dobře čistitelný i při využití rozložení trubek do čtverce. Fouling resistance byla zvolena 0,0001 m²K/W a nejvyšší dovolená tlaková ztráta byla nastavena na hodnotu 20 kPa. Poté byla spuštěna simulace a provedena kontrola výsledných hodnot. Výsledná požadovaná teplosměnná plocha pro dané podmínky je 0,31 m². Simulace byla provedena pomocí nástrojů *Exchanger Design and Rating* (EDR) a odhad nákupní ceny a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) pomocí nástroje *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) v rámci programu Aspen Plus V10. Parametry navrženého výměníku jsou prezentovány v tabulce 14 s výslednou cenou zařízení 8 500 USD.

Tabulka 14: Výměník E-130: navržené parametry

Výměník E-130	jednotka	hodnota
pracovní tlak	[MPa]	4
skutečná teplota výstupního studeného proudu WP-2	[°C]	141,9
skutečná teplota výstupního teplého proudu 12	[°C]	143,7
střední logaritmičkový rozdíl teplot	[°C]	52,7
umístění horkého proudu	[-]	trubky
tepelný výkon	[kW]	22,8
vyžadovaná teplosměnná plocha	[m ²]	0,31
skutečná teplosměnná plocha	[m ²]	0,31
tlaková ztráta na straně pláště	[kPa]	2,97
tlaková ztráta na straně trubek	[kPa]	5,62
uspořádání výměníku	[-]	BEM
uspořádání trubek	[-]	čtverec
vnější průměr pláště	[mm]	110
počet přepážek	[1]	10
počet antirezonančních přepážek	[1]	0
materiál výměníku	[-]	1.7380
rozměr trubek	[mm]	12x2
délka trubkového svazku	[mm]	900
rozteč trubek	[mm]	18
množství trubek v trubkovnici	[1]	10
počet průchodů trubkami	[1]	1
hmotnost bez náplně	[kg]	102,3
odhadnuté náklady na materiál a práci pomocí EDR	[USD]	5 892
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí APEA	[USD]	8 500
odhadnuté instalační náklady (vč. z.) pomocí APEA	[USD]	46 500

5.8. Výměník E-140

Výměník E-140 ochlazuje vystupující syntetický zemní plyn. Teplo je odváděno chladicí vodou o teplotě 20 °C. Parametry jednotlivých proudů jsou uvedeny v tabulce 15.

Tabulka 15: Výměník E-140: parametry proudů [7]

Proud ¹	molový tok	teplota	tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
	[kmol/h]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
13	4,79	143,9	1,000	2	0,8	55,2	42	1,7 ppm
14	4,79	30	0,988	2	0,8	55,2	42	1,7 ppm
CW-1	34,97	20	0,1	0	0	0	100	0
CW-2	34,97	60	0,1	0	0	0	100	0

Poznámka ¹ Horká strana: proud 13 vstup, proud 14 výstup, studená strana: proud CW-1 vstup, proud CW-2 výstup

Výměník byl navržen jako trubkový podle TEMA designu (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Návrh byl proveden s využitím programu Aspen Plus V10.

Materiál pro výměník E-140 musí odolávat korozi a také mít, pokud možno, velkou tepelnou vodivost a odolnost proti foulingu. Přestože je parciální tlak vodíku nízký, byl opět zvolen materiál 1.7380 odolný vůči vodíkové korozi z důvodu, že při nabíhání a poruchách by se do výměníků vodík mohl dostávat ve větší míře. Americká norma API 934-A uvádí materiál 1.7380 jako doporučený materiál pro vysokoteplotní vysokotlaký vodíkový provoz. Na obr. 17 je prezentován graf vhodných materiálů v závislosti na parciálním tlaku vodíku a teplotě podle normy API 941. [60], [61] Parciální tlak vodíku se vypočte podle následujícího vztahu, kde n_{H_2} je procento látkového množství vodíku ve směsi, n je látkové množství směsi a p je tlak směsi ve vstupním proudu (1). Pro simulované podmínky je parciální tlak vodíku 0,02 MPa. Zvolený materiál 1.7830 z hlediska teploty a parciálního tlaku vodíku dle normy API 934-A vyhovuje. [60], [61]

$$p_{H_2} = \frac{n_{H_2}}{n} p = \frac{2}{100} 1 = 0,02 \text{ MPa} \quad (30)$$

Pro návrh bylo nejdříve zvoleno nejjednodušší jednochodé uspořádání BEM. Pro toto uspořádání bylo testováno použití trubek od 12 do 16 mm, přičemž při použití jakýchkoliv z nich se nepodařilo dosáhnout doporučeného štíhlostního poměru délky a šířky výměníku (L/D) menší nebo rovno hodnotě 10.

Z tohoto důvodu bylo nakonec zvoleno uspořádání výměníku CFU. Rozměry a počty trubek byly voleny podle normy ČSN EN 10216-2+A1 v rozměru 12x2 mm podle rychlosti tak, aby v trubce bylo turbulentní proudění a zároveň nebyla vysoká tlaková ztráta. Při použití trubek

12x2 bylo možné dosáhnout vyšších rychlostí při snížení jejich počtu a prodloužení délky trubkového svazku přes 1 000 mm, program ale pro tak dlouhé trubky vyhodnotil nebezpečí vibrací. Proto byla použita dvouchodá geometrie s 24 trubkami. Při použití 24 trubek v rozměru 12x2 mm ve dvouchodém výměníku je výsledná hodnota rychlosti 7,80 m/s a Reynoldsovo číslo má hodnotu 20 368.

Výpočet Reynoldsova čísla proběhl podle následujícího vztahu, kde:

\dot{m} je hmotnostní tok na straně trubek, N_P je počet průchodů trubkou, N_T je počet trubek

ρ je hustota na straně trubek, ID je vnitřní průměr trubky

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m} \cdot \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \mu_{celková} \cdot ID} = \frac{4 \cdot \frac{80,395}{3600} \cdot \left(\frac{2}{24}\right)}{\pi \cdot 14,56 \cdot 10^{-6} \cdot 0,008} = 20\,368 \quad (31)$$

Rychlost byla vypočtena podle následujícího vztahu:

$$v = \frac{4 \dot{m} \left(\frac{N_P}{N_T}\right)}{\pi \cdot \rho \cdot ID^2} = \frac{4 \cdot \frac{80,395}{3600} \cdot \left(\frac{2}{24}\right)}{\pi \cdot 4,75 \cdot 0,008^2} = 7,80 \text{ m/s} \quad (32)$$

Dále bylo porovnáno uspořádání trubek do trojúhelníku a do čtverce. Z důvodu vyšší termodynamické účinnosti bylo zvoleno uspořádání do trojúhelníku. Toto uspořádání nemá trubky v zákrytu, což je výhodnější z hlediska účinnosti, ale je proto horší z hlediska čistitelnosti mezitrubkového prostoru.

U výměníku E-140 se nepočítá s žádným pevným úletem, výměník se tedy nemá čím zanášet. Přesto, horká strana byla umístěna do trubek z hlediska lepší čistitelnosti v případě vzniku a úletu uhlíku uvolněného z katalyzátoru. Výměník v uspořádání CFU stejně není dobře čistitelný i při využití rozložení trubek do čtverce. Fouling resistance byla zvolena 0,0001 m²K/W a nejvyšší dovolená tlaková ztráta byla nastavena na hodnotu 20 kPa. Poté byla spuštěna simulace a provedena kontrola výsledných hodnot. Výsledná požadovaná teplosměnná plocha pro dané podmínky je 0,91 m². Simulace byla provedena pomocí doplňků *Exchanger Design and Rating* (EDR) a odhad ceny zařízení a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) pomocí doplňku *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) v rámci programu *Aspen Plus V10*. Parametry navrženého výměníku jsou prezentovány v tabulce 16 s výslednou cenou zařízení 9 100 USD.

Tabulka 16: Výměník E-140: navržené parametry

Výměník E-140	jednotka	hodnota
pracovní tlak	[MPa]	1
skutečná teplota výstupního studeného proudu CW-2	[°C]	60
skutečná teplota výstupního teplého proudu 14	[°C]	28,2
střední logaritmický rozdíl teplot	[°C]	57,7
umístění horkého proudu	[-]	trubky
tepelný výkon	[kW]	29,7
vyžadovaná teplosměnná plocha	[m ²]	0,91
skutečná teplosměnná plocha	[m ²]	0,91
tlaková ztráta na straně pláště	[kPa]	6,01
tlaková ztráta na straně trubek	[kPa]	12,18
uspořádání výměníku	[-]	CFU
uspořádání trubek	[-]	trojúhelník
vnější průměr pláště	[mm]	145
počet přepážek	[1]	4
počet antirezonančních přepážek	[1]	0
materiál výměníku	[-]	1.7380
rozměr trubek	[mm]	12x2
délka trubkového svazku	[mm]	1 000
rozteč trubek	[mm]	18
množství trubek v trubkovnici	[1]	24
počet průchodů trubkami	[1]	2
hmotnost bez náplně	[kg]	126,7
odhadnuté náklady na materiál a práci pomocí EDR	[USD]	6 672
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí APEA	[USD]	9 100
odhadnuté instalační náklady (vč. z.) pomocí APEA	[USD]	51 200

5.9. Turbína N-110

Pro turbínu N-110 se uvažuje na vstupu přehřátá pára o teplotě 450 °C a tlaku 40 bar. Výstupní podmínky byly navrženy Ing. Půlpánem o teplotě 100 °C a tlaku 0,1 MPa. Turbína generuje mechanickou energii a v generátoru přeměňovanou na elektrickou energii.

V případě předpokládané expanze na 0,1 MPa je vlhkost mokré páry 0,02 z důvodu částečné kondenzace. Zkondenzovaná vlhkost není vhodná pro turbínu (poškozuje ji); bylo by nutné pořídit speciální kondenzační turbínu. Řešením by bylo zvolit turbínu s opakovanou expanzí s přihříváním, která je drahá, nebo zvýšit expanzní tlak. Proto jsem upravil expanzní tlak na 0,35 MPa, kdy je dosaženo výstupní teploty 177 °C ve stavu přehřáté páry (vlhkost 0) při uvažované izoentropické účinnosti expanze 85 %.

Byla provedena technická simulace pomocí programu *Aspen Plus V10*. Výsledkem simulace je mechanický výkon 22,6 kW při uvažované mechanické účinnosti 93 % a izoentropické účinnosti expanze 85 %, respektive elektrický výkon 21 kW při elektrické účinnosti generátoru 93 %. Parametry turbíny jsou ukázány v tabulce 19.

Bylo zjištěno, že *Aspen Process Economic Analyzer* selhává a neumožňuje odhad nákladů pro turbínu pracující s přehřátou parou. Proto byl zvolen odhad nákladů podle podkladů US DoE (2016), který umožňuje odhadnout náklady na turbínu a generátor v závislosti na jejich výkonu. Pro nejmenší turbíny se udávají náklady na zařízení ve výši 668 USD/kW a celkové instalační náklady (vč. zařízení) o hodnotě 1 136 USD/kW. Náklady na turbínu a generátor byly odhadnuty dle tohoto zdroje na 15 097 USD a celkové instalační náklady včetně zařízení byly odhadnuty na 25 674 USD. [66]

Tabulka 17: Turbína N-110: navržené parametry

Turbína N-110	jednotka	hodnota
mechanický výkon	[kW]	22,6
elektrický výkon	[kW]	21
mechanická účinnost	[1]	0,93
izoentropická účinnost	[1]	0,85
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí US DoE	[USD]	15 097
odhadnuté instalační náklady (vč. z.) pomocí US DoE	[USD]	25 674

5.10. Kondenzátor E-150

Kondenzátor E-150 ochlazuje páru vystupující z turbíny N-110. Pro kondenzaci byl zvolen vzduchový kondenzátor vzhledem k jednoduchosti. Teplo je tak odváděno chladicím vzduchem. Parametry jednotlivých proudů jsou uvedeny v tabulce 17.

Tabulka 18: Kondenzátor E-150: parametry proudů [7]

Proud ¹	molový tok	teplota	tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
	[kmol/h]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
S3	9	140	0,1	0	0	0	100	0
SC	9	250,4	0,1	0	0	0	100	0

Poznámka ¹ studená strana: proud WP-1 vstup, proud WP-2 výstup

Návrh kondenzátoru E-150 byl proveden s využitím programu *Aspen Plus V10*. Pro odhad parametrů kondenzátoru byl použit model AIRCOOLER v programu *Aspen Plus*. Potřebný

tepelný výkon je 110,42 kW. Odhadnuté parametry jsou ukázány v tabulce 18. Chladicí vzduch je uvažován o vstupní teplotě 20 °C.

Materiál pro kondenzátor E-150 musí odolávat korozi a také mít, pokud možno, velkou tepelnou vodivost a odolnost proti foulingu. Byl zvolen materiál 1.4404 odolný vůči korozi odolávající teplotám až 550 °C. Zvolený materiál 1.4404 z hlediska teploty vyhovuje.

Odhad nákupní ceny a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) byl proveden pomocí doplňku *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) v rámci programu *Aspen Plus V10*. Parametry navrženého výměníku jsou prezentovány v tabulce 19 s výslednou cenou zařízení 9 900 USD.

Tabulka 19: Kondenzátor E-150: navržené parametry

Kondenzátor E-150	jednotka	hodnota
pracovní tlak	[MPa]	0,1
tepelný výkon	[kW]	110,4
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí APEA	[USD]	9 900
odhadnuté instalační náklady (vč. z.) pomocí APEA	[USD]	60 200

5.11. Separátory

Metanizační linka pracuje se třemi separátory sloužícími k odstraňování kondenzátu.

5.11.1. Separátor H-110

Separátor H-110 odstraňuje kondenzát vzniklý ve výměníku E-110. Dle simulace v programu *Aspen Plus V10* do separátoru H-110 vstupuje 84,5 mol. % plynné složky.

Odhad nákupní ceny a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) byl proveden pomocí nástroje *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) v rámci programu *Aspen Plus V10*. Výsledná cena separátoru H-110 je 9 900 USD a celkové instalační náklady (vč. zařízení) jsou 98 900 USD.

5.11.2. Separátor H-120

Separátor H-120 odstraňuje kondenzát vzniklý ve výměníku E-130. Dle simulace v programu *Aspen Plus V10* do separátoru H-120 vstupuje 70,0 mol. % plynné složky.

Odhad nákupní ceny a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) byl proveden pomocí nástroje *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) v rámci programu *Aspen Plus V10*. Výsledná cena separátoru H-120 je 16 000 USD a celkové instalační náklady (vč. zařízení) jsou 98 900 USD.

5.11.3. Separátor H-130

Separátor H-130 odstraňuje kondenzát vzniklý ve výměníku E-140. Dle simulace v programu *Aspen Plus V10* do separátoru H-130 vstupuje 58,3 mol. % plynné složky.

Odhad nákupní ceny a celkových instalačních nákladů (vč. zařízení) byl proveden pomocí nástroje *Aspen Process Economic Analyzer (APEA)* v rámci programu *Aspen Plus V10*. Výsledná cena separátoru H-120 je 16 000 USD a celkové instalační náklady (vč. zařízení) jsou 90 700 USD.

6. Rozšíření modelu

Model linky navržený Ing. Půlpánem předpokládá napájecí vodu o vstupním tlaku 4 MPa, výstupní tlak SNG 1 MPa a neřeší vlhkost SNG na výstupu z linky. Pro posouzení investičních a provozních nákladů linky na produkci syntetického zemního plynu bylo potřeba vyřešit: 1) tlakování napájecí vody pro výrobu páry na turbínu, 2) kompresi SNG na tlak pro vtláčení do sítě, 3) úpravu složení SNG pro vtláčení do sítě.

6.1. Napájecí čerpadlo P-110

Napájecí čerpadlo P-110 slouží k natlakování vstupující napájecí vody o tlaku 0,2 MPa a teplotě 20 °C na tlak 4 MPa pro výrobu páry na turbínu WP-1.

Do modelu linky bylo přidáno čerpadlo P-110 s požadavkem na výstupní tlak 4 MPa. Termodynamické, mechanické i ekonomické výsledky simulace jsou prezentovány v tabulce 20. Pro navržené čerpadlo nástroj Aspen Process Economic Analyser odhadl cenu 54 300 USD.

Tabulka 20: Napájecí čerpadlo P-110: navržené parametry

Napájecí čerpadlo P-110	jednotka	hodnota
Vstupní teplota proudu WP-0	[°C]	20
Výstupní teplota proudu WP-1	[°C]	20,4
kapalinový výkon	[kW]	0,25
elektrický výkon	[kW]	0,31
objemový tok	[m ³ /h]	0,212
tlaková změna	[MPa]	3,8
vstupní tlak	[MPa]	0,2
kavitační rezerva	[m]	26,7
Typ čerpadla	-	odstředivé
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí APEA	[USD]	54 300
odhadnuté celkové instalační náklady (vč. z.) pomocí APEA	[USD]	80 500

6.2. Výstupní kompresor C-110

Výstupní tlak SNG v modelu Ing. Půlpána je 1 MPa. Provozní tlak v distribučních vysokotlakých plynovodech bývá od 0,4 do 4 MPa a v tranzitním plynovodu nad 4 MPa. Z toho důvodu byl na výstupu umístěn kompresor pro stlačení produkovaného SNG o tlaku 1 MPa na tlak 4 MPa. Pro kompresi byl navržen dvoustupňový kompresor s mezichladičem.

Navržený kompresor C-110 zároveň pomohl snížit množství vody v SNG z 0,4 mol. % na 0,2 mol. %. Tabulka 21 uvádí složení proudů vstupujících či vystupujících z kompresoru. Bude nutné odvádět kondenzát o průtoku 0,13 kg/h.

Tabulka 21: Kompresor C-110: parametry proudů

veličina	Hmotn. tok	Mol. tok	Teplota	Tlak	H ₂	CO ₂	CH ₄	H ₂ O	CO
jednotka	[kg · hod ⁻¹]	[kmol · hod ⁻¹]	[°C]	[MPa]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]	[mol. %]
SNG	44,34	2,78	28,1	0,990	3,5	1,4	94,8	0,4	3,0 ppm
SNGTLAK	44,21	2,77	30	3,990	3,5	1,4	95,0	0,2	3,0 ppm
KOND	0,13	0,01	30	3,990	0	0,1	0,8	99,1	0

Pomocí nástroje *Aspen Process Economic Analyser* byla odhadnuta cena kompresoru ve výši 806 600 USD a celkové instalační náklady (vč. zařízení) ve výši 919 900 USD. Odhad se zdál příliš vysoký. Z toho důvodu jsem provedl pro srovnání odhad nákladů pomocí literatury. Almasi (2014) uvádí pro zařízení pod 1 MW výkonu náklady ve výši 1,3 až 4 USD/W. Navržený kompresor C-110 je hodně malý, proto bude použit nejvyšší koeficient 4 USD/W. Simulace v programu *Aspen Plus V10* odhadla potřebný výkon kompresoru C-110 5,091 kW. [67]

$$C_e = 4 \cdot 5\,000 = 20\,000 \text{ USD} \quad (33)$$

Luvben (2018) uvádí následující výpočet nákladů na kompresor: [68]

$$C_e = 5\,840 \cdot (kW)^{0,82} = 21\,856 \text{ USD} \quad (34)$$

Oba výpočty podle literatury přinesly srovnatelné výsledky. Lze se proto domnívat, že nástroj *Aspen Process Economic Analyser* se ve svých výpočtech řídí pouze tlakovou změnou a počtem stupňů, bez zohlednění hmotnostního průtoku, ze kterého přímo vyplývá velikost zařízení, a výpočet tak pro malá zařízení nemusí být přesný. Proto bude v dalších výpočtech uvažována hodnota nákladů ve výši 21 856 USD. Sinnott a Towler (2020) uvádí odhad celkových instalačních nákladů vč. kompresoru jako 2,5násobek ceny samotného kompresoru. [48] Přehled parametrů výstupního kompresoru C-110 je uveden v tabulce 21.

Tabulka 22: Výstupní kompresor C-110: navržené parametry

Výstupní kompresor C-110	jednotka	hodnota
vstupní tlak	[MPa]	0,99
meztlak	[MPa]	2
teplota na výstupu z mezichladiče	[°C]	30
tepelný výkon mezichladiče	[kW]	2,16
výstupní tlak	[MPa]	4
teplota na výstupu z kompresoru	[°C]	30
tepelný výkon chladiče 2°	[kW]	2,27
hmotnostní tok	[kg/h]	44,35
počet stupňů kompresoru	[1]	2
výkon kompresoru	[kW]	5,091
mechanická účinnost	[1]	0,93
izoentropická účinnost	[1]	0,85
odhadnutá nákupní cena zařízení pomocí Luvben (2018)	[USD]	22 182
odhadnuté instalační náklady pomocí literatury	[USD]	55 454

6.3. Sušička SNG

Vyhláška vyžaduje rosný bod zemního plynu -7 °C. Tabulka 22 uvádí, že v proudu SNGTLAK na výstupu z kompresoru C-110 je stále 0,2 mol. % vody, což je více než 30násobek dovoleného množství vyhláškou č. 108/2011 Sb. Je tedy nutné za kompresor umístit ještě zařízení pro odstraňování vlhkosti – sušičku plynu. Pro dosažení rezervy v návrhu byla zvolena teplota rosného bodu -10 °C, kterému odpovídá tenze vodních par 259,7 Pa. Maximální molová koncentrace vody v produkovaném SNG o hodnotě 65 ppm odpovídající teplotě rosného bodu -10 °C při tlaku 4 MPa byla stanovena podle následujícího vztahu:

$$c_{H_2O\ out}^n = \frac{p_{H_2O}''}{p} = \frac{259,7}{4\ 000\ 000} = 6,4925 \cdot 10^{-5} \approx 0,0065\ \% = 65\ \text{ppm} \quad (35)$$

Pro zjištění potřebného odstraňovaného množství vody v sušičce plynu byl nejprve spočítán látkový tok suchého plynu podle následujícího vztahu:

$$\dot{n}_{SP} = \dot{n}_{in}(1 - c_{H_2O\ in}^n) = 2,7729(1 - 0,0016) = 2,7684\ \text{kmol/h} \quad (36)$$

Látkový tok vody na výstupu z kompresoru C-110 v proudu SNGTLAK, tj. na vstupu do sušičky, je $\dot{n}_{H_2O\ in} = 45,4 \cdot 10^{-4}\ \text{kmol/h}$, respektive hmotnostní tok vody $\dot{m}_{H_2O\ in} = 0,082\ \text{kg/h}$ na vstupu do sušičky. Množství odstraňované vody při vysoušení plynu bylo zjištěno podle následujících vztahů:

$$\dot{n}_{out} = \dot{n}_{SP}/(1 - c_{H_2O\ out}^n) = 2,7684/(1 - 6,4925 \cdot 10^{-5}) = 2,76858\ \text{kmol/h} \quad (37)$$

$$\dot{n}_{H_2O\ out} = \dot{n}_{out} - \dot{n}_{SP} = 2,76858 - 2,7684 = 1,8 \cdot 10^{-4} \text{ kmol/h} \quad (38)$$

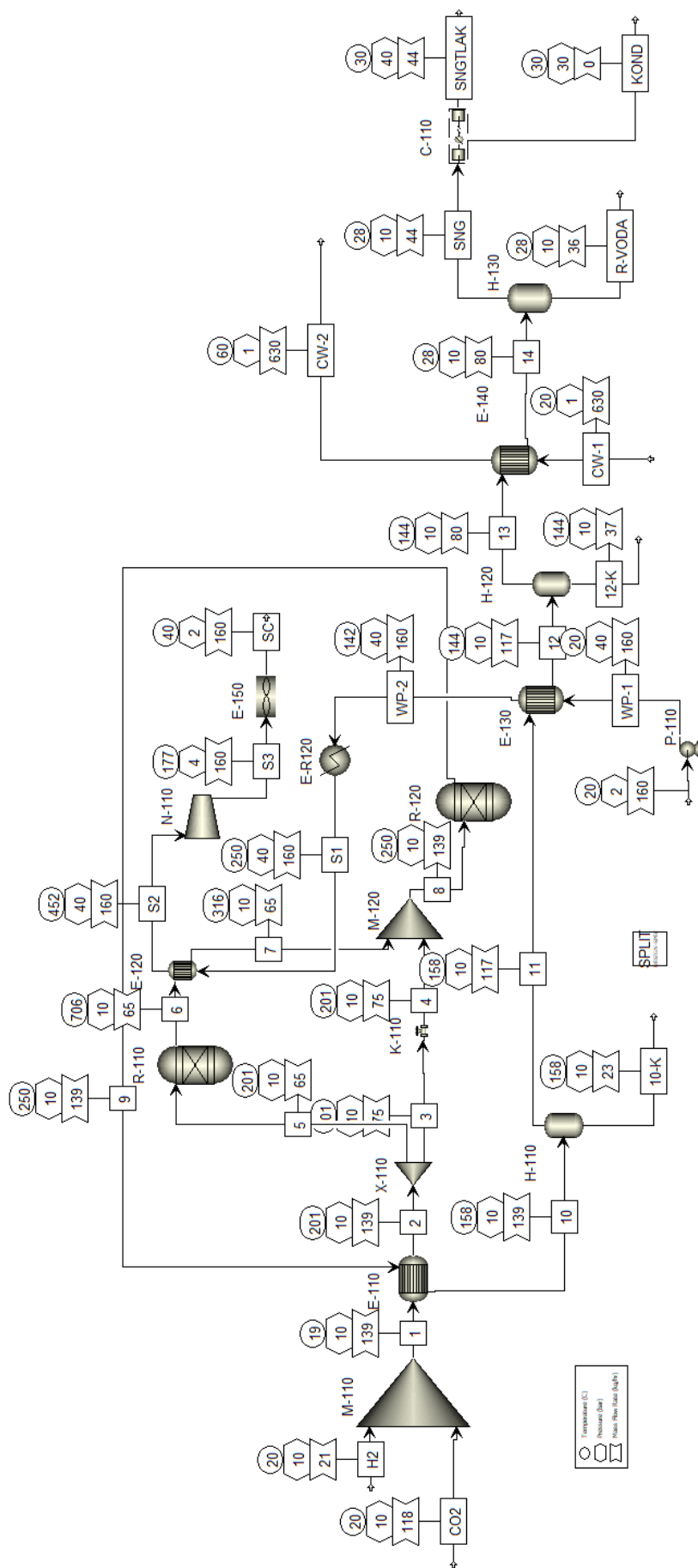
$$\dot{m}_{H_2O\ out} = \dot{n}_{H_2O\ out} \cdot M_{H_2O} = 1,8 \cdot 10^{-4} \cdot 18,015 = 3,24 \cdot 10^{-3} \text{ kg/h} \quad (39)$$

Byla zvolena adsorpční sušička plynů od výrobce Liroon. [75] Výrobce uvádí doporučenou vstupní teplotu do 40 °C a maximální vstupní tlak 5 MPa. Cena této sušičky je 3 600 USD. Jelikož se jedná o adsorpční sušičku vzduchu a ne metanu, byly její cena z důvodu bezpečnosti uvažována čtyřnásobná. Cena zařízení byla tedy odhadnuta na 14 400 USD

Sinnott a Towler (2020) uvádí obecný odhad celkových instalačních nákladů vč. zařízení jako 2,5násobek ceny samotného zařízení. [48] Celkové instalační náklady vč. zařízení tedy byly odhadnuty 18 000 USD.

6.4. Výsledné schéma linky na výrobu SNG

Výsledné PFD schéma navržené linky na výrobu SNG včetně návrhů rozšíření je ukázáno na obr. 18.



Obr. 18: Výsledné schéma navržené linky na výrobu SNG

7. Investiční a provozní náklady linky na výrobu SNG

7.1. Investiční náklady

Investiční náklady linky se skládají z nákladů na jednotlivá zařízení a instalačních nákladů. Jejich přehled uvádí tabulka 23. Vzhledem k tomu, že celkové náklady na turbínu jsou odhadnuty na více než 600 tis. Kč a turbína má výkon pouze 21 kW a zároveň počítám s umístěním linky na výrobu SNG v areálu chemického závodu, jsem se rozhodl turbínu nerealizovat a produkovanou páru odvádět do parního rozvodu závodu.

Celkový odhad investičních nákladů hlavních zařízení a jejich instalačních nákladů (ISBL) je cca 86 mil. Kč. Nejvyšší odhadované náklady ze všech zařízení jsou na elektrolyzátor HyLYZER-250 a to ve výši 58 mil. Kč, tj. cca 67 %..

Tabulka 23: Přehled odhadovaných investičních nákladů hlavních zařízení a jejich instalačních nákladů

název	náklady na zařízení [USD]	samotné instalační náklady [USD]	celkové náklady [USD]
Elektrolyzátor HyLYZER-250	2 280 254	114 013	2 394 267
Výměník E-110	10 500	52 900	63 400
Adiabatický reaktor R-110	28 257	42 386	70 643
Výměník E-120	20 500	74 500	95 000
Izotermický reaktor R-120	86 602	129 903	216 505
Parogenerátor E-R120	9 100	61 300	70 400
Výměník E-130	8 500	37 700	46 200
Výměník E-140	9 100	42 100	51 200
Kondenzátor E-150	9 900	50 300	60 200
Separátor H-110	16 000	82 900	98 900
Separátor H-120	16 000	82 900	98 900
Separátor H-130	16 000	74 700	90 700
Napájecí čerpadlo P-110	54 300	24 500	78 800
Výstupní kompresor C-110	22 182	33 272	55 454
Sušička plynu	14 400	21 600	36 000
investiční náklady ISBL celkem	2 601 595	924 973	3 526 568

V tabulce 24 jsou prezentovány celkové kapitálové náklady, tj. náklady na zařízení (OSBL), , náklady mimo stanoviště (OSBL – offsite costs), inženýrské náklady (IC-EC Engineering costs) a náklady na nepředvídatelné události (IC-CoC Contingency charges). Celkové kapitálové investice (CAPEX) byly odhadnuty na 99 mil. Kč.

Tabulka 24: Náklady ISBL+OSBL

	náklady [USD]	náklady [Kč]
ISBL celkem	3 526 568	85 660 337
OSBL - offsite costs (5 % x ISBL)	176 328	4 283 007
IC-EC Engineering costs (5% x (ISBL +OSBL))	185 145	4 497 172
IC-CoC Contingency charges(5% x (ISBL +OSBL))	185 145	4 497 172
Investiční náklady celkem (CAPEX)	4 073 186	98 937 688

Pozn. [USD->Kč] (17.07.2022): 24,29 Kč/USD

Pozn. [EUR->Kč] (17.07.2022): 24,57 Kč/EUR

Pozn. [EUR->USD] (17.07.2022): 1,01 USD/EUR

7.2. Provozní náklady linky na výrobu SNG

Provozní náklady navržené linky na výrobu syntetického zemního plynu se skládají z nákladů na elektrickou energii pro: 1) elektrolyzér produkující vodík, 2) napájecí čerpadlo P-110, 3) chladič E-150, 4) čerpání chladicí vody do výměníku E-140. Pro navržený hmotnostní tok vodíku 21,5 kg/h vynásobený účinností 45 kWh/kg vodíku (výrobce udává účinnost přeměny energie 40 ÷ 48 kWh/kg vodíku) odpovídá elektrickému příkonu elektrolyzérovi 968 kW.. Další náklady jsou za ostatní suroviny pro výrobní linku, v tomto případě za: 1) oxid uhličitý, 2) vodu. Oxid uhličitý je uvažovaný za nulovou cenu, neboť se počítá s využitím jinak nevyužitelného CO₂ z fosilního zdroje znečištění. Vyčištění CO₂ na čistotu potřebou pro metanizační linku sice stojí dodatečné náklady, předpokládá se však, že tyto náklady se vykrátí s cenou za nepotřebné emisní povolenky. Náklady na napájecí vodu pro tvorbu páry jsou také uvažovány nulové, protože se počítá s její recirkulací. Elektrolyzér bude napájen DEMI vodou. Rozklad vody na vodík a kyslík probíhá podle následující rovnice:



Vodík z elektrolyzérovi má molový tok 10,67 kmol/h. [7] Elektrolyzér tedy spotřebovává 10,67 kmol/h DEMI vody, což odpovídá 192,22 kg/h DEMI vody. Tento hmotnostní tok odpovídá objemovému toku 192,8 dm³/h. Aby byla ve výpočtech nějaká rezerva, bude uvažována spotřeba DEMI vody 200 dm³/h, což odpovídá spotřebě 4 800 dm³/den. Cena prodávané DEMI vody je 2,10 Kč/dm³ bez DPH (2,541 Kč/dm³ vč. DPH) při odběru nad 10 000 dm³. [74]

Přehled spotřebovávaného množství energie jednotlivými zařízeními za hodinu provozu výrobní linky uvádí tabulka 24. Lze očekávat i další spotřebovanou elektrickou energii například pro čerpání chladicí vody nebo pro provoz sušičky SNG. Spotřeba byla odhadnuta na 5 kW.

Tabulka 25: Hodinová spotřeba energie linky na výrobu SNG

zařízení	spotřeba elektrické energie [kWh]
elektrolyzér	968
napájecí čerpadlo P-110	0,3
stlačení vyrobeného SNG v kompresoru C-110	4,5
odhadnutá spotřeba ostatních zařízení	5
celková spotřeba energie za hodinu provozu	977,8

Účinnost přeměny elektrické energie na SNG

Za hodinu se vyprodukuje 44,19 kg SNG, co odpovídá celkovému spalnému teple 686,7 kWh při uvažování standardního spalného tepla 15,54 kWh/kg a celkové výhřevnosti 617,7 kWh při uvažování standardní výhřevnosti SNG 13,98 kWh/kg. Spalné teplo produkovaného SNG je vypočteno následujícím způsobem:

$$H_{ST} = \frac{\sum_{i=1}^n c_i^m H_i^m}{\sum_{i=1}^n c_i^m} = \frac{0,0044 \cdot 141\,900 + 0,9529 \cdot 55\,530}{0,0044 + 0,9529} = 55\,926 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 15,54 \frac{\text{kWh}}{\text{kg}} \quad (41)$$

Výhřevnost produkovaného SNG je vypočtena následujícím způsobem:

$$H_V = \frac{\sum_{i=1}^n c_i^m H_i^m}{\sum_{i=1}^n c_i^m} = \frac{0,0044 \cdot 119\,550 + 0,9529 \cdot 50\,009}{0,0044 + 0,9529} = 50\,329 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 13,98 \frac{\text{kWh}}{\text{kg}} \quad (42)$$

Celková účinnost přeměny elektrické energie na SNG je 70,6 % při uvažování spalného tepla a 63,5 % při uvažování výhřevnosti. Účinnosti byly vypočteny dle vztahů:

$$\eta_{ST} = \frac{\text{vyprodukovaná energie v SNG}}{\text{spotřebovaná energie}} = \frac{687}{977,8} = 70,2 \% \quad (43)$$

$$\eta_V = \frac{\text{vyprodukovaná energie v SNG}}{\text{spotřebovaná energie}} = \frac{617,8}{977,8} = 63,2 \% \quad (44)$$

Provozní náklady a náklady na skladování

Tabulka 25 ukazuje ekonomickou bilanci provozních nákladů pro současné tržní ceny elektřiny a zemního plynu. Dále byla využita metoda výpočtu vyrovnaných nákladů na skladování (LCOS), kdy se ekonomické hodnocení zaměřuje na náklady na jednotku uložené energie. [22]. Tržní cena elektrické energie 200 EUR/MWh byla převzata od *Energostat*. Tato hodnota odpovídá 4,914 Kč/kWh pro kurz 24,57 Kč/EUR. Časový průběh ceny elektřiny na denním trhu v České republice v roce 2022 je ukázán na obr. 19. [69]. Pro srovnání současného dynamického vývoje je na obr. 20 ukázán vývoj ceny elektrické energie od 1. 1. 2021. Uvažovaná cena zemního plynu je 140 EUR/MWh. Tato hodnota odpovídá 3,44 Kč/kWh při kurzu 24,57 Kč/EUR. [70] Každá

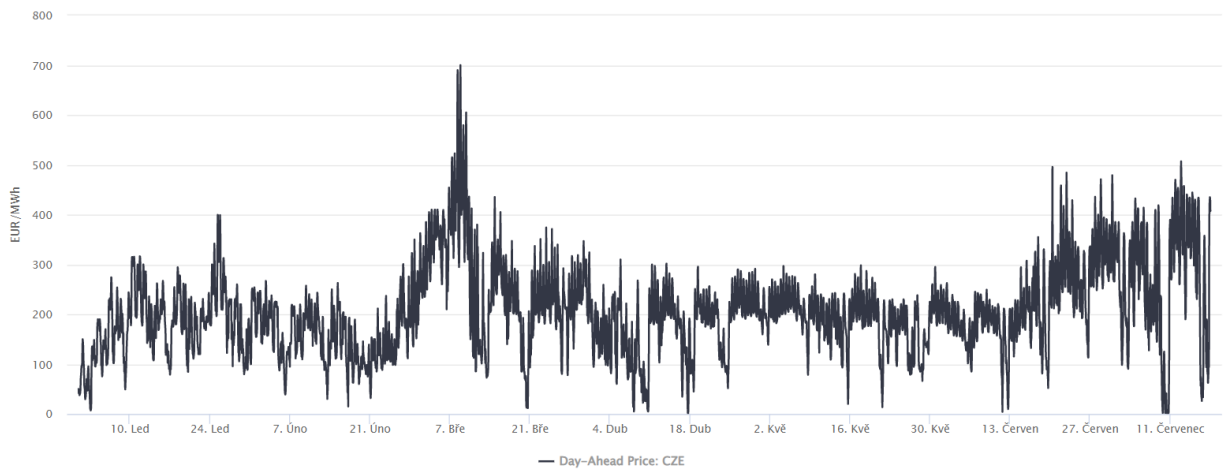
hodina produkce tedy vychází na finanční ztrátu 4 680 Kč, za rok nepřetržitého provozu bez pěti dnů na odstávku a revize (8 640 h) to odpovídá více než 40 mil. Kč.

Tabulka 26: Bilance provozních nákladů

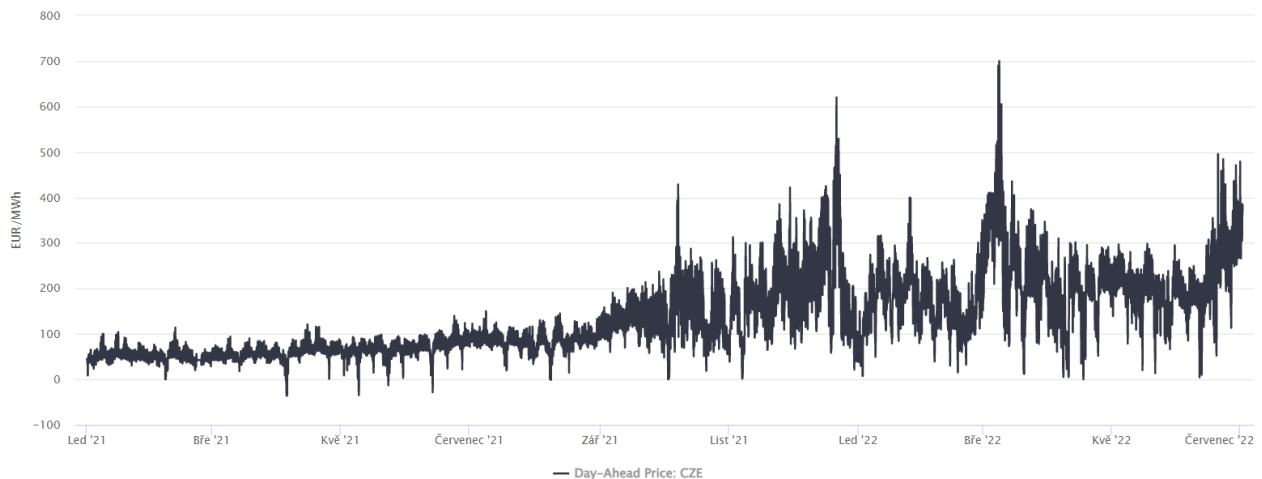
parametr	jednotka	hodnota
a) vstupy		
a1) elektrická energie		
spotřeba energie za hodinu provozu	[kWh]	977,8
cena elektřiny na denním trhu v České republice	[Kč/kWh]	4,918
celkové náklady na energii za hodinu provozu	[Kč/h]	4809
a2) voda		
spotřeba DEMI vody za hodinu provozu	[dm ³ /h]	200
cena DEMI vody	[Kč/dm ³]	2,541
cena DEMI vody za hodinu provozu	[Kč/h]	508,2
a3) oxid uhličitý		
spotřeba CO ₂ za hodinu provozu	[kg/h]	118
cena CO ₂	[Kč/kg]	0
cena oxidu uhličitého na hodinu provozu*	[Kč/h]	0
a4) náklady na pracovní sílu		
náklady na pracovní sílu (nepřetržitě je přítomen 1 kvalifikovaný pracovník)	[Kč/h]	600
a5) odpisy		
roční odpisy (doba odepisování 10 let)	[Kč/rok]	9893769
hodinové odpisy (doba odepisování 10 let)	[Kč/h]	1129
b) výstupy		
b1) SNG		
účinnost přeměny elektrické energie na SNG (ze spalného tepla)	[1]	0,702
spalné teplo SNG	[kWh/kg]	15,54
hmotnost vyprodukovaného SNG za hodinu provozu	[kg/h]	44,19
hmotnost vyprodukovaného SNG za rok nepřetržitého provozu (8640 h)	[kg/rok]	381802
energie vyprodukovaného SNG za hodinu provozu (spalné teplo)	[kWh]	687
c) náklady		
celkové provozní náklady (OPEX) za hodinu provozu	[Kč/h]	7046
celkové provozní náklady (OPEX) za rok nepřetržitého provozu (8640 h)	[Kč/rok]	60877440
náklady na kilogram SNG	[Kč/kg]	159,45
náklady na kWh SNG	[Kč/kWh]	10,26
d) výnosy		
cena zemního plynu na evropském trhu	[Kč/kWh]	3,44
hodnota vyprodukovaného SNG za hodinu provozu	[Kč/h]	2363
celková bilance za hodinu provozu včetně odpisů	[Kč/h]	-4683

celková bilance za rok nepřetržitého provozu vč. odpisů (8640 h)	[Kč/rok]	-40461120
--	----------	-----------

*cena CO₂ je uvažována nulová z důvodu nízké spotřeby, více viz následující podkapitola



Obr. 19: Cena elektřiny na denním trhu v České republice v roce 2022 [69]



Obr. 20: Cena elektřiny na denním trhu v České republice od 1. 1. 2021 [69]

7.3. Finanční koncepty

Otázkou samozřejmě zůstává, jak se dívat na náklady na energii a suroviny. Náklady na energii jsou vynaloženy především za elektrickou energii, pomocí které vzniká vodík. Surovinové náklady obnášejí především problematiku získávání oxidu uhličitého. Níže je představeno šest možných finančních konceptů metanizační linky:

- 1) Elektrická energie je zdarma (je to přebytek z obnovitelného zdroje), za odběr CO₂ provozovatel metanizační linky dostává zaplacenou provozovatelem fosilního zdroje znečištění, který ušetří na emisních povolenkách.
- 2) Elektrická energie je zdarma (je to přebytek z obnovitelného zdroje), CO₂ je zdarma (provozovatel fosilního zdroje znečištění se ho rád zbaví a ušetří na emisních

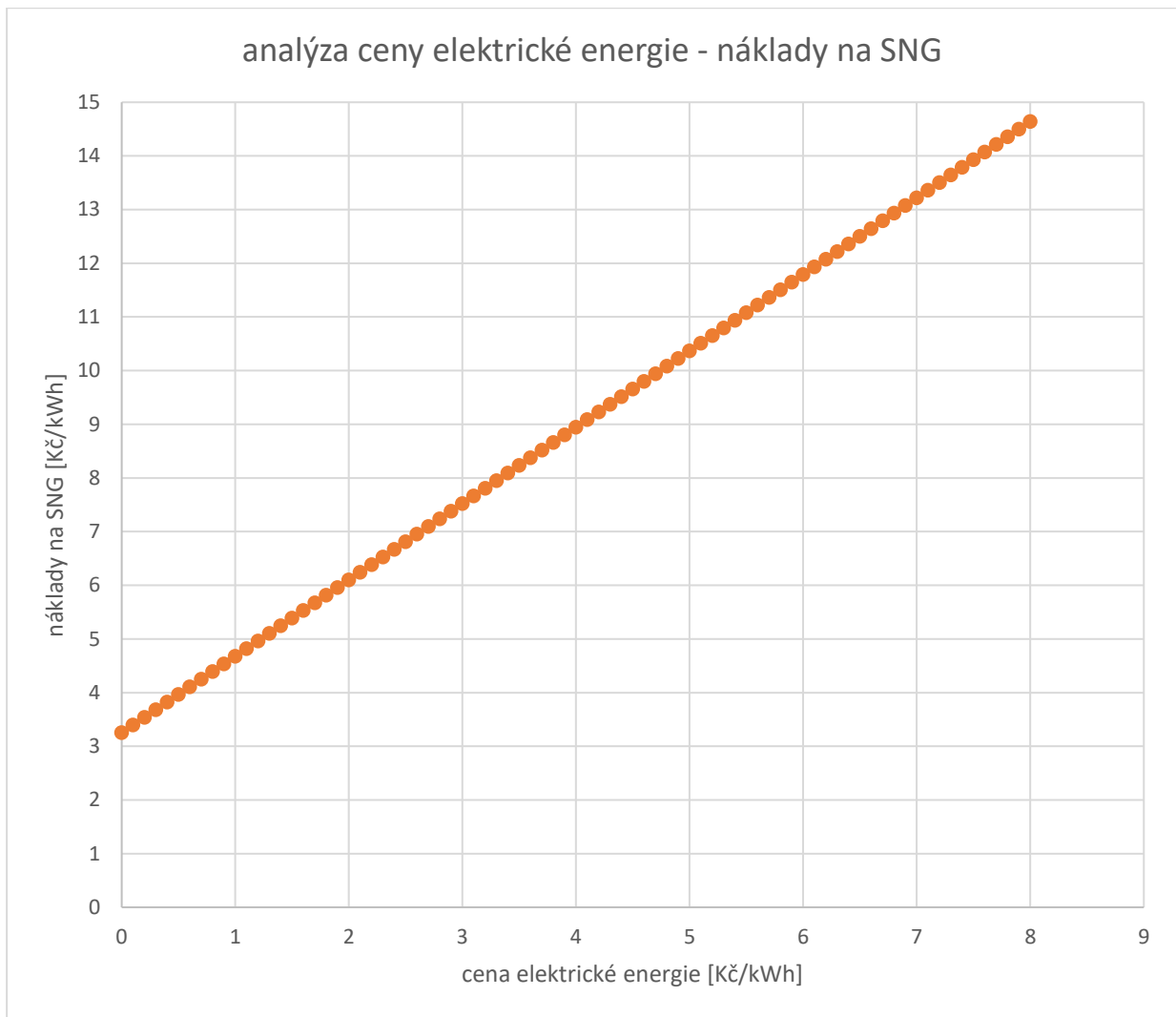
povolenkách, zároveň náklady na vyčištění CO₂ od všech nežádoucích příměsí ze spalin vyšly zhruba na stejné náklady, jako kolik bylo ušetřeno na emisních povolenkách).

- 3) Elektrická energie je zdarma (je to přebytek z obnovitelného zdroje), za odběr CO₂ je třeba zaplatit (je to surovina, která musela být nákladně čištěna).
- 4) Za elektrickou energii je třeba zaplatit (mohla být využita jinak), za odběr CO₂ provozovatel metanizační linky dostává zapláceno provozovatelem fosilního zdroje znečištění, který ušetří na emisních povolenkách.
- 5) Za elektrickou energii je třeba zaplatit (mohla být využita jinak), CO₂ je zdarma (provozovatel fosilního zdroje znečištění se ho rád zbaví a ušetří na emisních povolenkách, zároveň náklady na vyčištění CO₂ od všech nežádoucích příměsí ze spalin vyšly zhruba na stejné náklady, jako kolik bylo ušetřeno na emisních povolenkách).
- 6) Za elektrickou energii je třeba zaplatit, za CO₂ je třeba zaplatit (je to surovina, která musela být nákladně čištěna).

V tabulce 25 prezentující bilanci provozních nákladů byl zvolený pátý koncept obsahující nutnost platit za elektrickou energii a bezplatný oxid uhličitý, z důvodu jednodušší představy o celkové možné ekonomické soběstačnosti linky na výrobu SNG. Do budoucna se počítá s využitím přebytečné elektrické energie z obnovitelných zdrojů v součinnosti s odběrem CO₂, za který provozovatel této linky dostane zapláceno (koncept 1). Ostatně se od začátku o metanizačních konceptech hovoří jako o možnostech uložení přebytečné energie. Otázkou zůstává, kdy se tohoto stavu v České republice dočkáme, současná energetická krize totiž vytváří prostředí pro přesně opačný trend, tedy delší setrvání u způsobů výroby energie z fosilních zdrojů a odsunutí lhůt pro přechod na zelenou energii do co možná nejvzdálenější budoucnosti.

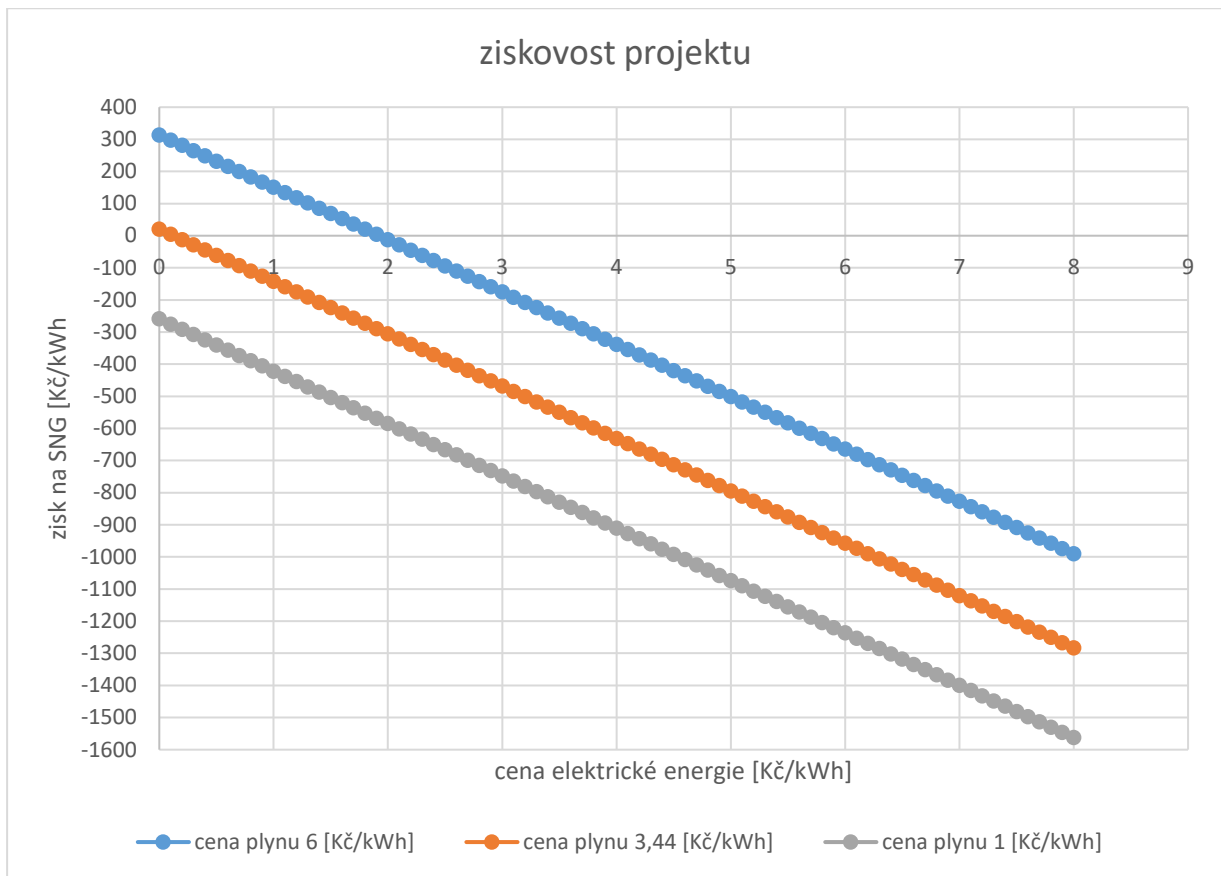
7.3.1. Vliv ceny elektrické energie

Byla provedena analýza vlivu ceny elektrické energie na výrobní náklady SNG.. Závislost ceny elektrické energie a nákladů na SNG prezentuje graf 1. V některých dnech v minulosti byla okamžitá cena elektřiny nulová. Náklady na výrobu SNG při nulové ceně elektřiny vyšly 3,26 Kč/kWh, což odpovídá ceně plynu zhruba 134 EUR/MWh. V roce 2020 byla cena na začátku roku cca 40 EUR/MWh a v jarním období cca 25 EUR/MWh. Při ceně 0,6 Kč/kWh činí náklady na výrobu SNG 4,11 Kč/kWh (tj. cca 167 EUR/MWh) a při ceně elektřiny 1 Kč/kWh jsou náklady na výrobu SNG 4,82 Kč/kWh (tj. cca 196 EUR/MWh).



Graf 1: Analýza ceny elektrické energie

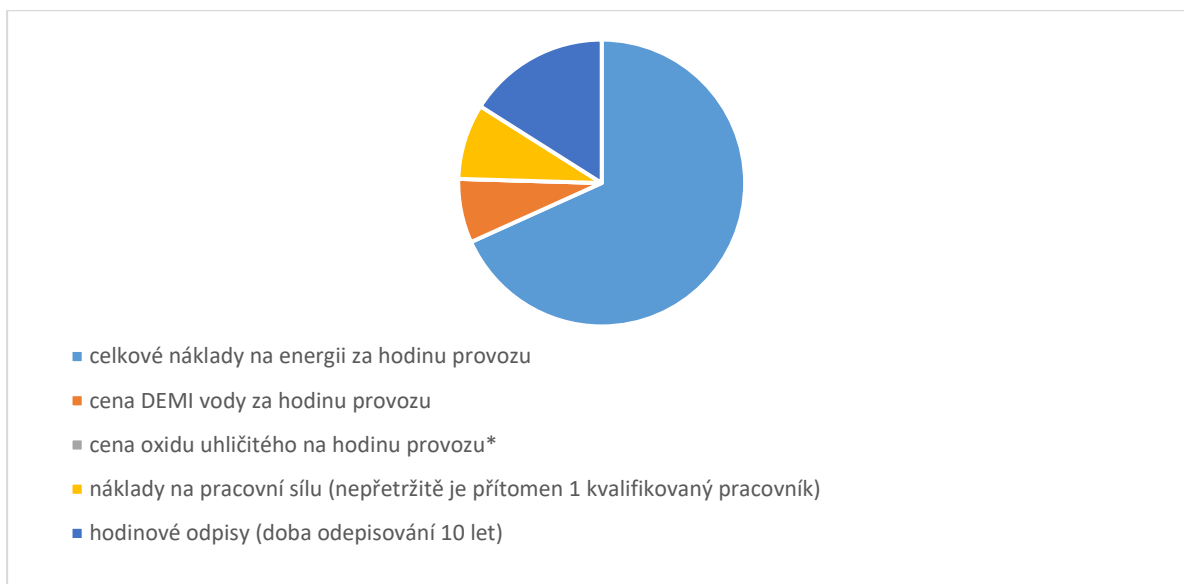
Ziskovost projektu linky na výrobu SNG je prezentována v grafu 2. Na ekonomické rentabilitě linky na výrobu SNG se podílí především cena elektrické energie, výše odpisů a tržní cena zemního plynu. Proto jsou zde ukázány ziskovosti projektu pro tři rozdílné tržní ceny zemního plynu, 1 Kč/kWh (tj. cca 41 EUR/MWh), 3,44 Kč/kWh (tj. cca 140 EUR/MWh) a 6 Kč/kWh (tj. cca 244 EUR/MWh).



Graf 2: Ziskovost projektu linky na výrobu SNG

V případě ceny zemního plynu 1 Kč/kWh není projekt SNG ziskový. Pro cenu plynu 3,44 Kč/kWh je projekt ziskový do ceny elektrické energie 0,1 Kč/kWh a do ceny 1,9 Kč/kWh pro cenu plynu 6 Kč/kWh.

Strukturu provozních nákladů prezentuje graf 3. Největší položkou jsou náklady na elektrickou energii, které představují 68,3 %. Odpisy jsou druhým nejvyšším nákladem ve výši 16,0 %. Třetí největší položku představují náklady na pracovní sílu ve výši 8,5 %. DEMI voda se na provozních nákladech podílí ze 7,2 %. Jelikož je uvažovaná nulová cena oxidu uhličitého, tak i náklady na CO₂ představují 0 %.



Graf 3: Struktura provozních nákladů linky na výrobu SNG

Becker a kol. (2016) uvádí, náklady na výrobu SNG ve výši 132 USD/MWh, což odpovídá 3,18 Kč/kWh, při ceně vodíku 3 USD/kg. [23] Provedl jsem proto výpočet s cílem zjistit požadovanou cenu elektrické energie, pro kterou by bylo možné dosažení takových nákladů na výrobu vodíku. Při ceně vodíku 3USD/kg je cena elektřiny za předpokladu spotřeby elektrické energie 45 kWh/kg H₂ bez započtení odpisu elektrolyzérů a ceny demi vody 1,6 Kč/kWh a 0,43 Kč/kWh při započtení ceny odpisu (1,20 USD/kgH₂ pro 10 let a 8760 hodin) a ceny demivody (1 USD/kgH₂). Pro cenu elektřiny 0,43 Kč/kWh jsou v případě naší linky náklady na SNG 3,868 Kč/kWh, což je více než uvádí Becker a kol. (2016).

Pro zlepšení ekonomické bilance se také nabízí zvýšení pracovního tlaku linky. Elektrolyzér HyLYZER – 500 od společnosti Cummins poskytuje vodík o tlaku 3 MPa. Použití vyššího tlaku by vedlo ke zvýšení výtěžnosti, a tedy i ke zvýšení účinnosti přeměny elektrické energie na syntetický zemní plyn.

8. Závěr

V důsledku snahy o ochranu životního prostředí zažívá výroba energie z obnovitelných zdrojů v současnosti výrazný růst a v následujících letech se očekává ještě výraznější posílení tohoto trendu. Obnovitelné zdroje energie ale představují pro konvenční systém výroby a dodávky elektrické energie řadu problémů, protože výkon nimi produkováný, je v čase proměnlivý. S jejich rostoucím zastoupením se zvyšuje četnost i délka trvání kritických situací, kdy dochází k výraznému nesouladu mezi nabídkou a poptávkou. Proto je potřeba hledat možnosti uložení energie v krátkodobém i dlouhodobém časovém horizontu.

Princip *Power to Gas* se zdá být jednou z nejspokladnějších cest dlouhodobé akumulace energie. Je tomu tak obzvláště v případě výroby syntetického zemního plynu (SNG), který by bylo možné vtlačet do již existující rozsáhlé infrastruktury pro distribuci zemního plynu. Snížila by se tak navíc i potřeba nakupovaného množství zemního plynu ze zahraničí. Je proto výzvou pokusit se o zapojení metanizace do energetického mixu v České republice a také v dalších zemích. Princip výroby SNG přitom probíhá podle Sabatierovy reakce známé již roku 1902.

V první části diplomové práce jsou popsány kromě metody *Power to Gas* i další možné metody akumulace energie. Tyto metody jsou rozděleny podle způsobu uložení, na uložení energie do chemikálií, tedy plynů či kapalin. Kromě toho jsou popsány také ostatní metody uložení energie představované akumulátory a mechanickými způsoby. V práci jsou také uvedeny kvalitativní údaje zemního plynu, bioplynu a SNG. Jsou zde popsány i v minulosti realizované metanizační projekty.

V další části jsou uvedeny postupy stanovení investičních nákladů, včetně jejich typů, nástrojů používaných při tvorbě odhadů a odhadů řádové velikosti a postupy stanovení provozních nákladů. Provozní náklady jsou zásadní pro analýzu provozní výkonnosti podniku. Odhad provozních nákladů je nutný pro posouzení životaschopnosti projektu a pro výběr mezi možnými alternativními systémy zpracování. Tyto postupy jsou následně použity pro odhad investičních nákladů a provozních nákladů celé linky na výrobu SNG dle konceptu navrženého Ing. Půlpánem. Současně jsou v diplomové práci představena konstrukční řešení některých zařízení.

Pro technické i ekonomické simulace byl využíván nástroj programu *Aspen Plus V10* včetně jeho doplňků *Exchanger Design and Rating* (EDR) a *Aspen Process Economic Analyser* (APEA). Bylo zjištěno, že potřebný tepelný výkon výměníků je na spodní hraně odhadových algoritmů programu. Režim design (návrh) doplňku EDR se ukázal u takto malých výměníků jako zcela nevyhovující. Všechny návrhy bylo tedy třeba zkontrolovat a upravit. Taktéž odhad nákladů

pomocí *Aspen Process Economic Analyser* (APEA) v některých případech udával výsledky, které se výrazně rozcházejí s literaturou. Například náklady na kompresor vycházely pomocí APEA více než dvacetkrát vyšší ve srovnání s odhadem dle literatury. Příčinnou je pravděpodobně velikost zařízení mimo rozsah odhadových algoritmů APEA.

Nedílnou součástí práce jsou také představené návrhy zlepšení oproti schématu představeném Ing. Půlpánem. Jedná se především o napájecí čerpadlo pro natlakování vody pro výrobu páry a výstupní kompresor pro navýšení tlaku SNG na úroveň, která umožní jeho vtláčení do plynovodní soustavy v ČR a sušička SNG pro zajištění požadovaného obsahu vody pro vtláčení. Vodíku je více než připouští současná norma, uvažuje se ale o zvýšení dovoleného množství až na 10 mol. %. [76] Pro uvažované podmínky účinnost přeměny elektrické energie na syntetický zemní plyn vztažená na standardní spalné teplo je 70,2 %.

Celkové kapitálové investice (CAPEX) byly odhadnuty na 99 mil. Kč. Nejvyšší odhadované náklady ze všech zařízení jsou na elektrolyzátor a to ve výši 58 mil. Kč

Vliv na ekonomiku provozu výrobní linky na SNG má hlavně cena elektrické energie, cena vody a CO₂, výše odpisů a cena zemního plynu. Lze se řídit různými scénáři, v tomto případě byly uvažovány nulové náklady na CO₂ (zpracování odpadu; vyčištění a doprava hrazeny z hodnoty emisní povolenky). Největší položkou provozních nákladů pak byla elektrická energie pro výrobu vodíku, která představuje 68,3 %.

Byla provedena analýza vlivu ceny elektrické energie na výrobní náklady SNG. Náklady na výrobu SNG při nulové ceně elektřiny vyšly 3,26 Kč/kWh, což odpovídá ceně plynu zhruba 200 EUR/MWh, při ceně 0,6 Kč/kWh činí náklady na výrobu SNG 4,11 Kč/kWh (tj. cca 167 EUR/MWh), a při ceně elektřiny 1 Kč/kWh jsou náklady na výrobu SNG 4,82 Kč/kWh (tj. cca 196 EUR/MWh).

Byla analyzována i prostá ziskovost projektu pro tři rozdílné tržní ceny zemního plynu, 1 Kč/kWh (tj. cca 41 EUR/MWh), 3,44 Kč/kWh (tj. cca 140 EUR/MWh) a 6 Kč/kWh (tj. cca 244 EUR/MWh). V případě ceny zemního plynu 1 Kč/kWh není projekt SNG ziskový. Pro cenu plynu 3,44 Kč/kWh je projekt ziskový do ceny elektrické energie 0,1 Kč/kWh a do ceny 1,9 Kč/kWh pro cenu plynu 6 Kč/kWh.

Otázkou zůstává, jak bude nastavena legislativa výroby SNG v České republice, jehož výrobu vyhláška zatím vůbec neuvažuje. Především náklady na elektrickou energii, do kterých budou zasahovat variabilní obnovitelné zdroje, které mohou v okamžiku přebytku poskytovat energii s výrazně nižšími i nulovými náklady.

9. Seznam symbolů

GHSV	objemové zatížení katalyzátoru
$c_{H_2O}^{n\ out}$	molová koncentrace vody vystupující ze sušičky SNG
p_{H_2O}''	tlak sytých par vody při -10 °C
p	celkový tlak směsi vstupující do sušičky SNG
\dot{n}_{SP}	hmotnostní tok suchého plynu
\dot{n}_{in}	celkový látkový tok na vstupu do sušičky SNG
$c_{H_2O}^{n\ in}$	molová koncentrace vody vstupující do sušičky SNG
$\dot{n}_{H_2O\ in}$	látkový tok vody na vstupu do sušičky SNG
$\dot{m}_{H_2O\ in}$	hmotnostní tok vody na vstupu do sušičky SNG
$\dot{n}_{H_2O\ out}$	látkový tok odstraňované vody při vysoušení plynu v sušičce SNG
$\dot{m}_{H_2O\ out}$	hmotnostní tok odstraňované vody při vysoušení plynu v sušičce SNG
ΔH_R^0	reakční teplo
H_{ST}	spalné teplo
H_V	výhřevnost
η	účinnost přeměny elektrické energie na SNG
j	relativní vlhkost
a	hledaná cena zařízení a
b	známá cena zařízení b
X	násobek kapacity zařízení, tedy kapacita zařízení a/kapacita zařízení b
$\Delta H_R^0\ H_2$	reakční teplo rovnice produkující vodík
$\Delta H_R^0\ CH_4$	reakční teplo rovnice produkující metan
p_{H_2}	parciální tlak vodíku
n_{H_2}	látkové množství vodíku ve směsi
n	celkové látkové množství směsi

10. Seznam zkratek

AEL	Alkaline Water Electrolysis
AEM	Anion Exchange Membrane
APEA	Aspen Process Economic Analyser
CAPEX	Capital Expense
CS	Cold Standby
DFAFC	Direct Formic Acid Fuel Cells
DPHS	Daily Pumped Hydro Storage
EDR	Exchanger Design and Rating
ES	Energy Storage
FAST	Formic Acid Sustainable Transportation
FCV	Fuel Cell Vehicle
GDE	Gas Diffusion Electrode
HPHS	Hourly Pumped Hydro Storage
HS	Hot Standby
HTHA	High Temperature Hydrogen Attack
ISBL	Inside Battery Limits
LAES	Liquified Air Energy Storage
LCOE	Levelized Cost Of Elektricity
LCOS	Levelized Cost Of Storage
OPEX	Operating Expense
OSBL	Outside Battery Limits
OZE	Obnovitelné Zdroje Energie
PAPHS	Pluri Annual Pumped Hydro Storage
PEM	Polymer Electrolyte Membrane

PFD	Process Flow Diagram
PHS	Pumped Hydro Storage
POX	jednotka parciální oxidace
PR	Production
PSD	Pressure Swing Distillation
PtG	Power to Gas
PtL	Power to Liquid
SNG	Synthetic Natural Gas
SOEL	Solid Oxide Electrolyzer Cell
SPHS	Seasonal Pumped Hydro Storage
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association
TRL	Technology Readiness Level
vč. z.	včetně zařízení
VRES	Variable Renewable Energy Sources
WPHS	Weekly Pumped Hydro Storage

11. Seznam obrázků

Obr. 1: Skladovací kapacita [5].....	12
Obr. 2: Úroveň technické vyspělosti TRL [9].....	13
Obr. 3: Schéma technologie power to gas [10]	14
Obr. 4: Schéma výroby vodíku elektrolyzou pomocí PEM článku [11]	17
Obr. 5: Schéma uhelné elektrárny (A) bez modulu zachycování CO ₂ , (B) s modulem zachycování CO ₂ [28]	20
Obr. 6: Zachycování CO ₂ pomocí rozpouštědel [29]	21
Obr. 7: Základní koncepce metanizačních reaktorů: (A) Chlazená pevná vrstva, (B) Katalytická bublající fluidní vrstva, (C) Míchací bublinková kolona pro biologickou metanizaci. [30].....	22
Obr. 8: Schéma systému LAES [32]	23
Obr. 9: Schéma využití kyseliny mravenčí [13].....	25
Obr. 10: Schéma sezónní přečerpávací vodní elektrárny [42]	28
Obr. 11: Využití akumulátorů typu lithium-ion v Pivot Power ve Spojeném království [44]	29
Obr. 12: Metanizační jednotka v demonstračním místě STORE&GO v obci Falkenhagen v Německu [47].....	35
Obr. 13: Typické exponenty nákladů na některá zařízení v závislosti na kapacitě pro některá zařízení [51].....	40
Obr. 14: Přehled koeficientů nákladové křivky pro některá zařízení [48]	41
Obr. 15: PFD linky se dvěma reaktory a provozním tlakem 1 MPa [7]	44
Obr. 16: Program Aspen Plus V10 – údaje zadávané uživatelem při návrhu výměníku	46
Obr. 17: Oceli pro provoz s vodíkem při zvýšených teplotách a tlacích v ropných rafineriích a petrochemických závodech dle API 941 [60]	47
Obr. 18: Výsledné schéma navržené linky na výrobu SNG.....	69
Obr. 19: Cena elektřiny na denním trhu v České republice v roce 2022 [69].....	74
Obr. 20: Cena elektřiny na denním trhu v České republice od 1. 1. 2021 [69].....	74

12. Seznam tabulek

Tabulka 1: Deset největších zdrojů znečištění oxidem uhličitým v ČR [24].....	19
Tabulka 2: Charakteristické veličiny pro spalování [45]	31
Tabulka 3: Složení plyných paliv – požadavky na přírodní zemní plyny v přepravní a distribuční soustavě [45]	32
Tabulka 4: Složení plyných paliv – požadavky na kvalitativní parametry biometanu [45].....	33
Tabulka 5: Výměník E-110: parametry proudů [7].....	45
Tabulka 6: Výměník E-110: navržené parametry	49
Tabulka 7: Adiabatický reaktor R-110: parametry proudů [7]	50
Tabulka 8: Výměník E-120: parametry proudů [7].....	51
Tabulka 9: Výměník E-120: navržené parametry	53
Tabulka 10: Reaktor R-120: parametry proudů [7].....	54
Tabulka 11: Parogenerátor ER-120: parametry proudů [7]	55
Tabulka 12: Parogenerátor ER-120: navržené parametry	55
Tabulka 13: Výměník E-130: parametry proudů [7].....	56
Tabulka 14: Výměník E-130: navržené parametry	58
Tabulka 15: Výměník E-140: parametry proudů [7].....	59
Tabulka 16: Výměník E-140: navržené parametry	61
Tabulka 17: Turbína N-110: navržené parametry	62
Tabulka 18: Kondenzátor E-150: parametry proudů [7].....	62
Tabulka 19: Kondenzátor E-150: navržené parametry	63
Tabulka 20: Napájecí čerpadlo P-110: navržené parametry	65
Tabulka 21: Kompresor C-110: parametry proudů	66
Tabulka 22: Výstupní kompresor C-110: navržené parametry	67
Tabulka 23: Přehled odhadovaných investičních nákladů hlavních zařízení a jejich instalačních nákladů	70
Tabulka 24: Náklady ISBL+OSBL	71
Tabulka 25: Hodinová spotřeba energie linky na výrobu SNG	72
Tabulka 26: Bilance provozních nákladů.....	73

13. Seznam grafů

Graf 1: Analýza ceny elektrické energie	76
Graf 2: Ziskovost projektu linky na výrobu SNG	77
Graf 3: Struktura provozních nákladů linky na výrobu SNG.....	78

14. Literatura

- [1] GALLO, A.B., J.R. SIMÕES-MOREIRA, H.K.M. COSTA, M.M. SANTOS a E. MOUTINHO DOS SANTOS. Energy storage in the energy transition context: A technology review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [online]. 2016, **65**, 800-822 [cit. 2022-04-27]. ISSN 13640321. Dostupné z: doi:10.1016/j.rser.2016.07.028
- [2] HUCLIN, Sébastien, José Pablo CHAVES, Andrés RAMOS, Michel RIVIER, Teresa FREIRE-BARCELÓ, Francisco MARTÍN-MARTÍNEZ, Tomás Gómez San ROMÁN a Álvaro Sánchez MIRALLES. Exploring the roles of storage technologies in the Spanish electricity system with high share of renewable energy. *Energy Reports* [online]. 2022, **8**, 4041-4057 [cit. 2022-05-02]. ISSN 23524847. Dostupné z: doi:10.1016/j.egyr.2022.03.032
- [3] GENG, Jingxuan, Suofen GAO, Xin SUN, Zongwei LIU, Fuquan ZHAO a Han HAO. Potential of electric vehicle batteries second use in energy storage systems: The case of China. *Energy* [online]. 2022, **253** [cit. 2022-06-21]. ISSN 03605442. Dostupné z: doi:10.1016/j.energy.2022.124159
- [4] IBRAHIM, H, A ILINCA a J PERRON. Energy storage systems—Characteristics and comparisons. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [online]. 2008, **12**(5), 1221-1250 [cit. 2022-06-24]. ISSN 13640321. Dostupné z: doi:10.1016/j.rser.2007.01.023
- [5] SCHAAF, Tanja, Jochen GRÜNIG, Markus SCHUSTER, Tobias ROTHENFLUH a Andreas ORTH. Methanation of CO₂ - storage of renewable energy in a gas distribution system. *Energy, Sustainability and Society* [online]. 2014, **4**(1) [cit. 2021-04-10]. ISSN 2192-0567. Dostupné z: doi:10.1186/s13705-014-0029-1
- [6] ŠNAJDROVÁ, Veronika, Erlisa BARAJ a Tomáš HLINČÍK. Power-to-Gas. *Plyn: Odborný měsíčník pro plynárenství*. Praha: Český plynárenský svaz, 2016, **XCVI**(2), 35-39. ISSN 0032-1761.
- [7] PŮLPÁN, Petr. *Návrh metanizační linky*. Praha, 2020. Diplomová práce. České vysoké učení technické v Praze. Vedoucí práce Radek Šulc.
- [8] BÖHM, Hans, Andreas ZAUNER, Daniel C. ROSENFELD a Robert TICHLER. Projecting cost development for future large-scale power-to-gas implementations by scaling effects. *Applied Energy* [online]. 2020, **264** [cit. 2022-05-05]. ISSN 03062619. Dostupné z: doi:10.1016/j.apenergy.2020.114780

- [9] BLANC, P., B. DUCASTEL, J. CAZIN, et al. First-Time Implementation of Innovative In situ Biotechnology on an Offshore Platform in Arabian Gulf for Continuous Water Quality Monitoring and Early Leak Detection. In: *Day 1 Mon, November 13, 2017* [online]. SPE, 2017, 2017-11-13, s. - [cit. 2022-05-05]. Dostupné z: doi:10.2118/188821-MS
- [10] SCHIEBAHN, Sebastian, Thomas GRUBE, Martin ROBINIUS, Vanessa TIETZE, Bhunesh KUMAR a Detlef STOLTEN. Power to gas: Technological overview, systems analysis and economic assessment for a case study in Germany. *International Journal of Hydrogen Energy* [online]. 2015, **40**(12), 4285-4294 [cit. 2021-12-14]. ISSN 03603199. Dostupné z: doi:10.1016/j.ijhydene.2015.01.123
- [11] HERMESMANN, M. a T.E. MÜLLER. Green, Turquoise, Blue, or Grey? Environmentally friendly Hydrogen Production in Transforming Energy Systems. *Progress in Energy and Combustion Science* [online]. 2022, **90** [cit. 2022-03-09]. ISSN 03601285. Dostupné z: doi:10.1016/j.peccs.2022.100996
- [12] JI, Mengdi a Jianlong WANG. Review and comparison of various hydrogen production methods based on costs and life cycle impact assessment indicators. *International Journal of Hydrogen Energy* [online]. 2021, **46**(78), 38612-38635 [cit. 2022-03-09]. ISSN 03603199. Dostupné z: doi:10.1016/j.ijhydene.2021.09.142
- [13] EPPINGER, Jörg a Kuo-Wei HUANG. Formic Acid as a Hydrogen Energy Carrier. *ACS Energy Letters* [online]. 2017, **2**(1), 188-195 [cit. 2022-06-13]. ISSN 2380-8195. Dostupné z: doi:10.1021/acsenergylett.6b00574
- [14] KATO, Takeyoshi, Mitsuhiro KUBOTA, Noriyuki KOBAYASHI a Yasuo SUZUOKI. Effective utilization of by-product oxygen from electrolysis hydrogen production. *Energy* [online]. 2005, **30**(14), 2580-2595 [cit. 2022-07-04]. ISSN 03605442. Dostupné z: doi:10.1016/j.energy.2004.07.004
- [15] HERMESMANN, M., K. GRÜBEL, L. SCHEROTZKI a T.E. MÜLLER. Promising pathways: The geographic and energetic potential of power-to-x technologies based on regeneratively obtained hydrogen. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [online]. 2021, **138** [cit. 2022-07-04]. ISSN 13640321. Dostupné z: doi:10.1016/j.rser.2020.110644
- [16] AYDIN, Muhammed Iberia a Ibrahim DINCER. An assessment study on various clean hydrogen production methods. *Energy* [online]. 2022, **245** [cit. 2022-03-09]. ISSN 03605442. Dostupné z: doi:10.1016/j.energy.2021.123090

- [17] KRISHNAN, Subramani, Matthew FAIRLIE, Philipp ANDRES, Thijs DE GROOT a Gert JAN KRAMER. Power to gas (H₂): alkaline electrolysis. *Technological Learning in the Transition to a Low-Carbon Energy System* [online]. Elsevier, 2020, 2020, s. 165-187 [cit. 2022-03-09]. ISBN 9780128187623. Dostupné z: doi:10.1016/B978-0-12-818762-3.00010-8
- [18] TOCHÁČKOVÁ, Anna a Martin ŠILHAN. Využití vodíkových technologií v energetice. *All for power* [online]. 2020, **2020** [cit. 2022-06-19]. Dostupné z: <https://allforpower.cz/technologie-a-materialy/vyuziti-vodikovych-technologie-v-energetice-228>
- [19] BORISOV, G., V. BACHVAROV, H. PENCHEV, R. RASHKOV a E. SLAVCHEVA. Multi-metallic electrodeposited catalysts applicable for oxygen evolution reaction in AEM water electrolysis. *Materials Letters* [online]. 2021, **286** [cit. 2022-03-15]. ISSN 0167577X. Dostupné z: doi:10.1016/j.matlet.2020.129248
- [20] LI, Changqing a Jong-Beom BAEK. The promise of hydrogen production from alkaline anion exchange membrane electrolyzers. *Nano Energy* [online]. 2021, **87** [cit. 2022-03-15]. ISSN 22112855. Dostupné z: doi:10.1016/j.nanoen.2021.106162
- [21] NGUYEN, T., Z. ABDIN, T. HOLM a W. MÉRIDA. Grid-connected hydrogen production via large-scale water electrolysis. *Energy Conversion and Management* [online]. 2019, **200** [cit. 2022-06-24]. ISSN 01968904. Dostupné z: doi:10.1016/j.enconman.2019.112108
- [22] GORRE, Jachin, Felix ORTLOFF a Charlotte VAN LEEUWEN. Production costs for synthetic methane in 2030 and 2050 of an optimized Power-to-Gas plant with intermediate hydrogen storage. *Applied Energy* [online]. 2019, **253** [cit. 2022-07-02]. ISSN 03062619. Dostupné z: doi:10.1016/j.apenergy.2019.113594
- [23] BECKER, William L., Michael PENEV a Robert J. BRAUN. Production of Synthetic Natural Gas From Carbon Dioxide and Renewably Generated Hydrogen: A Techno-Economic Analysis of a Power-to-Gas Strategy. *Journal of Energy Resources Technology* [online]. 2019, **141**(2) [cit. 2021-12-14]. ISSN 0195-0738. Dostupné z: doi:10.1115/1.4041381
- [24] Allocation Table Installation Information. *European Commission* [online]. 2022, 2022 [cit. 2022-06-19]. Dostupné z: <https://ec.europa.eu/clima/ets/napInstallationInformation.do?commitmentPeriodCode=2&napId=19776&commitmentPeriodDesc=Phase+3+%282013-2020%29&allowancesForOperators=275794006&action=napHistoryParams&allowancesForReserve=2801524@istryName=Czech+Republic>

- [25] FENG, Chao, Rong ZHU, Guangsheng WEI, Kai DONG a Jianfeng DONG. Typical case of carbon capture and utilization in Chinese iron and steel enterprises: CO₂ emission analysis. *Journal of Cleaner Production* [online]. 2022, **363** [cit. 2022-06-08]. ISSN 09596526. Dostupné z: doi:10.1016/j.jclepro.2022.132528
- [26] Agrochemie v Litvínově. *Orlen Unipetrol* [online]. 2019 [cit. 2022-06-19]. Dostupné z: https://www.orlenunipetrol.cz/cs/Media/Documents/Unipetrol_A3_infografika_2019_05.pdf
- [ZG=27] VIKTORKA, Stanislav. *Způsoby separace CO₂*. Praha, 2019. Diplomová práce. České vysoké učení technické v Praze. Vedoucí práce Radek Šulc.
- [28] JUNG, Han Sol, Seung Gul RYOO a Yong Tae KANG. Life cycle environmental impact assessment of Taean coal power plant with CO₂ capture module. *Journal of Cleaner Production* [online]. 2022, **357** [cit. 2022-06-09]. ISSN 09596526. Dostupné z: doi:10.1016/j.jclepro.2022.131663
- [29] BETTENHAUSEN, Craig. The life-or-death race to improve carbon capture. *Chemical&Engineering News* [online]. 2021 [cit. 2022-05-05]. Dostupné z: <https://cen.acs.org/environment/greenhouse-gases/capture-flue-gas-co2-emissions/99/i26>
- [30] CALBRY-MUZYKA, Adelaide S. a Tilman J. SCHILDHAUER. Direct Methanation of Biogas—Technical Challenges and Recent Progress. *Frontiers in Energy Research* [online]. 2020, **8** [cit. 2022-04-19]. ISSN 2296-598X. Dostupné z: doi:10.3389/fenrg.2020.570887
- [31] NABAT, Mohammad Hossein, Shakiba SHARIFI a Amir Reza RAZMI. Thermodynamic and economic analyses of a novel liquid air energy storage (LAES) coupled with thermoelectric generator and Kalina cycle. *Journal of Energy Storage* [online]. 2022, **45** [cit. 2022-06-13]. ISSN 2352152X. Dostupné z: doi:10.1016/j.est.2021.103711
- [32] YANG, Ming, Liqiang DUAN, Yongjing TONG a Yue JIANG. Study on design optimization of new liquified air energy storage (LAES) system coupled with solar energy. *Journal of Energy Storage* [online]. 2022, **51** [cit. 2022-06-13]. ISSN 2352152X. Dostupné z: doi:10.1016/j.est.2022.104365
- [33] CAO, Yan, Shadi BASHIRI MOUSAVI a Pouria AHMADI. Techno-economic assessment of a biomass-driven liquid air energy storage (LAES) system for optimal operation with wind turbines. *Fuel* [online]. 2022, **324** [cit. 2022-06-13]. ISSN 00162361. Dostupné z: doi:10.1016/j.fuel.2022.124495

- [34] VDL Bus & Coach and Team FAST build world's first formic acid-powered city bus. *Avtobusi* [online]. 2016 [cit. 2022-06-19]. Dostupné z: <https://www.avtobusi.com/en/vdl-bus-coach-and-team-fast-build-worlds-first-formic-acid-powered-city-bus/>
- [35] ASLAM, N.M., M.S. MASDAR, S.K. KAMARUDIN a W.R.W. DAUD. Overview on Direct Formic Acid Fuel Cells (DFAFCs) as an Energy Sources. *APCBEE Procedia* [online]. 2012, **3**, 33-39 [cit. 2022-06-20]. ISSN 22126708. Dostupné z: doi:10.1016/j.apcbee.2012.06.042
- [36] LONG, Chang, Xiang LI, Jun GUO, Yanan SHI, Shaoqin LIU a Zhiyong TANG. Electrochemical Reduction of CO₂ over Heterogeneous Catalysts in Aqueous Solution: Recent Progress and Perspectives. *Small Methods* [online]. 2018 [cit. 2022-07-06]. ISSN 2366-9608. Dostupné z: doi:10.1002/smtd.201800369
- [37] KANG, Dongseong, Jaewon BYUN a Jeehoon HAN. Electrochemical production of formic acid from carbon dioxide: A life cycle assessment study. *Journal of Environmental Chemical Engineering* [online]. 2021, **9**(5) [cit. 2022-07-05]. ISSN 22133437. Dostupné z: doi:10.1016/j.jece.2021.106130
- [38] BAHNAMIRI, Fazele Karimian, Masoud KHALILI, Pouria PAKZAD a Mehdi MEHRPOOYA. Techno-economic assessment of a novel power-to-liquid system for synthesis of formic acid and ammonia, based on CO₂ electroreduction and alkaline water electrolysis cells. *Renewable Energy* [online]. 2022, **187**, 1224-1240 [cit. 2022-06-13]. ISSN 09601481. Dostupné z: doi:10.1016/j.renene.2022.01.085
- [39] KOTOWICZ, Janusz, Daniel WĘCEL, Aleksy KWILINSKI a Mateusz BRZĘCZEK. Efficiency of the power-to-gas-to-liquid-to-power system based on green methanol. *Applied Energy* [online]. 2022, **314** [cit. 2022-06-13]. ISSN 03062619. Dostupné z: doi:10.1016/j.apenergy.2022.118933
- [40] LONIS, Francesco, Vittorio TOLA a Giorgio CAU. Assessment of integrated energy systems for the production and use of renewable methanol by water electrolysis and CO₂ hydrogenation. *Fuel* [online]. 2021, **285** [cit. 2022-06-10]. ISSN 00162361. Dostupné z: doi:10.1016/j.fuel.2020.119160
- [41] OLABI, A.G., Tabbi WILBERFORCE, Enas Taha SAYED, Ahmed G. ABO-KHALIL, Hussein M. MAGHRABIE, Khaled ELSAID a Mohammad Ali ABDELKAREEM. Battery energy storage systems and SWOT (strengths, weakness, opportunities, and threats) analysis of batteries in power transmission. *Energy* [online]. 2022, **254** [cit. 2022-06-21]. ISSN 03605442. Dostupné z: doi:10.1016/j.energy.2022.123987

- [42] HUNT, Julian David, Behnam ZAKERI, Rafael LOPES, et al. Existing and new arrangements of pumped-hydro storage plants. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [online]. 2020, **129** [cit. 2022-06-21]. ISSN 13640321. Dostupné z: doi:10.1016/j.rser.2020.109914
- [43] TOUFANI, Parinaz, Emre NADAR a Ayse Selin KOCAMAN. Operational benefit of transforming cascade hydropower stations into pumped hydro energy storage systems. *Journal of Energy Storage* [online]. 2022, **51** [cit. 2022-06-21]. ISSN 2352152X. Dostupné z: doi:10.1016/j.est.2022.104444
- [44] UK sees record-breaking submitted battery storage capacity under planning in Q2 2021. Energy Storage News [online]. Energy Storage News, 2021 [cit. 2022-07-23]. Dostupné z: <https://www.energy-storage.news/uk-sees-record-breaking-submitted-battery-storage-capacity-under-planning-in-q2-2021/>
- [45] Vyhláška č. 108/2011 Sb. Ministerstva průmyslu a obchodu o měření plynu a o způsobu stanovení náhrady škody při neoprávněném odběru, neoprávněné dodávce, neoprávněném uskladňování, neoprávněné přepravě nebo neoprávněné distribuci plynu. *Ministerstvo vnitra České republiky* [online]. [cit. 2022-03-06]. Dostupné z: <https://aplikace.mvcr.cz/sbirka-zakonu/SearchResult.aspx?q=108/2011&typeLaw=zakon&what=Cislo zakona smlouvy>
- [46] *Evidence: Material comparators for end-of-waste decisions* [online]. Bristol: Environment Agency –, 2016 [cit. 2022-07-24]. ISBN 978-1-84911-379-3. Dostupné z: https://assets.publishing.service.gov.uk/government/uploads/system/uploads/attachment_data/file/545567/Material_comparators_for_fuels_-_natural_gas.pdf
- [47] The STORE&GO demonstration site at Falkenhagen, Germany. *STORE&GO* [online]. Falkenhagen, 2019 [cit. 2022-05-04]. Dostupné z: <https://www.storeandgo.info/demonstration-sites/germany/>
- [48] SINNOTT, R. K. a Gavin P. TOWLER. Chemical engineering design: Ray Sinnott, Gavin Towler [online]. Sixth edition. Kidlington, Oxford, United Kingdom: Elsevier-Butterworth Heinemann, [2020] [cit. 2022-07-23]. Coulson and Richardson's chemical engineering series. ISBN 978-008-1025-994.
- [49] UHL, Vincent W. A guide to chemical engineering process design and economics, by Gail D. Ulrich, John Wiley & Sons, New York, Chichester, Brisbane, Toronto, Singapore“1984” 472 pages.\$35.95. *AIChE Journal* [online]. 1984, **30**(6), 1036-1036 [cit. 2022-07-24]. ISSN 0001-1541. Dostupné z: doi:10.1002/aic.690300636

- [50] What is capital expenditure. *Business Standard* [online]. 2022 [cit. 2022-07-24]. Dostupné z: <https://www.business-standard.com/about/what-is-capital-expenditure>
- [51] PETERS, Max Stone, Klaus D. TIMMERHAUS a Ronald E. WEST. *Plant design and economics for chemical engineers*. 5th ed. New York: McGraw-Hill, c2003. ISBN 978-0072392661.
- [52] CHRISTENSEN, Peter. Cost estimate classification system – as applied in engineering, procurement, and construction for the process industries. *Cost Engineering* [online]. 2005 [cit. 2022-06-19]. Dostupné z: https://www.costengineering.eu/Downloads/articles/AACE_CLASSIFICATION_SYSTEM.pdf
- [53] Harry I. Wolk, James L. Dodd, Michael G. Tearney. *Accounting Theory: Conceptual Issues in a Political and Economic Environment* (2004). ISBN 0-324-18623-1.
- [54] Operating Expenses. *Corporate Finance Institute* [online]. 2022 [cit. 2022-07-24]. Dostupné z: <https://corporatefinanceinstitute.com/resources/knowledge/accounting/operating-expenses/>
- [55] Learn and Apply. *AspenTech* [online]. Bedford (Massachusetts): AspenTech, 2021 [cit. 2021-12-14]. Dostupné z: <https://www.aspentech.com/en/products/pages/aspens-economic-evaluation>
- [56] NEL Hydrogen [online]. Oslo: NEL ASA, 2022 [cit. 2022-07-23]. Dostupné z: <https://nelhydrogen.com/>
- [57] *Cummins* [online]. Columbus: Cummins, 2022 [cit. 2022-07-23]. Dostupné z: <https://www.cummins.com/new-power/applications/about-hydrogen/electrolysis>
- [58] P. Rodriguez. Selection of Materials for Heat Exchangers. *Indira Gandhi Center for Atomic Research Kalpakkam. India* https://inis.iaea.org/collection/NCLCollectionStore/_Public/29/000/29000411.pdf
- [59] 10CrMo9-10, 1.7380, 15313 – Chromová žáropevná ocel. *Boden Matte* [online]. Liptál, 2022 [cit. 2022-07-23]. Dostupné z: <https://www.boden.cz/cs/sortiment/dodavany-sortiment/10crmo9-10-17380-15313-2/>
- [60] *API 934-A: Materials and Fabrication of 2-1/4Cr-1Mo, 2 1/4Cr-1Mo-1/4V, 3Cr-1Mo, and 3Cr-1Mo-1/4V Steel Heavy Wall Pressure Vessels for High-temperature, High Pressure Hydrogen Service*. Third Edition. Washington: American Petroleum Institute, 2019.
- [61] *API 941: Steels for Hydrogen Service at Elevated Temperatures*. 8th Edition. Washington: American Petroleum Institute, 2016.

- [62] RAWLINGS, James Blake a John G EKERDT. *Chemical reactor analysis and design fundamentals*. 2nd edition. Santa Barbara: Nob Hill Publishing, 2020. ISBN 978-0-9759377-4-7.
- [63] JAFFAR, Mohammad M., Mohamad A. NAHIL a Paul T. WILLIAMS. Parametric Study of CO₂ Methanation for Synthetic Natural Gas Production. *Energy Technology* [online]. 2019, 7(11) [cit. 2022-07-22]. ISSN 2194-4288. Dostupné z: doi:10.1002/ente.201900795
- [64] Introduction to Reactor Design [online]. Hamilton: McMaster University, 2013 [cit. 2022-07-23]. Dostupné z: https://learnche.org/wiki_3K4/images/3/31/3K4-2013-Assignment-2-Solutions.pdf
- [65] *CPI Inflation Calculator* [online]. Atlanta: Alioth LLC., 2022 [cit. 2022-07-23]. Dostupné z: <https://www.in2013dollars.com/us/inflation/2011?amount=1>
- [66] Combined Heat and Power Technology Fact Sheet Series: Steam Turbines. *U. S. Department of Energy* [online]. USA, 2016 [cit. 2022-07-21]. Dostupné z: <https://www.energy.gov/sites/prod/files/2016/09/f33/CHP-Steam%20Turbine.pdf>
- [67] How Much Will Your Compressor Installation Cost. *Chemical Processing* [online]. Schaumburg: Chemical Processing, 2014 [cit. 2022-07-23]. Dostupné z: <https://www.chemicalprocessing.com/articles/2014/how-much-will-your-compressor-installation-cost/>
- [68] LUYBEN, William L. Capital cost of compressors for conceptual design. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification* [online]. 2018, 126, 206-209 [cit. 2022-07-21]. ISSN 02552701. Dostupné z: doi:10.1016/j.cep.2018.01.020
- [69] Energostat. *O energetice* [online]. Praha, 2022 [cit. 2022-07-17]. Dostupné z: <https://oenergetice.cz/energostat>
- [70] Ceny a grafy PXE zemního plynu, vývoj ceny PXE zemního plynu 1 MWh - 3 měsíce. *Kurzy.cz* [online]. 2022 [cit. 2022-07-26]. Dostupné z: <https://www.kurzy.cz/komodity/pxe-zemni-plyn-graf-vyvoje-ceny/1MWh-czk-3-mesice>
- [71] Working Capital Formula. *Corporate Finance Institute* [online]. Vancouver, 2022 [cit. 2022-07-26]. Dostupné z: <https://corporatefinanceinstitute.com/resources/knowledge/modeling/working-capital-formula/>
- [72] *Eurostat* [online]. Lucemburk: Evropská unie, 2022 [cit. 2022-07-26]. Dostupné z: <https://ec.europa.eu/eurostat>

- [73] *ICIS Chemical Business* [online]. LexisNexis® Risk Solutions Group, 2022 [cit. 2022-07-26]. Dostupné z: <https://www.icis.com/subscriber/icb#> =
- [74] Demineralizovaná voda. *Elektrárny Opatovice* [online]. Opatovice nad Labem, 2022 [cit. 2022-07-27]. Dostupné z: <https://www.eop.cz/demineralizovana-voda>
- [75] 50 bar Heatless Adsorption Air Dryer Desiccant Dryer. *Alibaba* [online]. 2022 [cit. 2022-07-29]. Dostupné z: https://www.alibaba.com/product-detail/50-bar-Heatless-Adsorption-Air-Dryer_1600467950848.html?spm=a2700.shop_plser.41413.36.3d4c6358MXhUO1
- [76] FÍK, Josef, Libor ČAPLA a Jiří ŽAHOUREK. Spalování směsí zemního plynu s vodíkem v domácích plynových spotřebičích 2. část. *Plyn*. Český plynárenský svaz, 2020, **2020**(4).