



*Fakulta strojní ČVUT v Praze
Ústav procesní a zpracovatelské techniky*



ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

Fakulta strojní

Ústav procesní a zpracovatelské techniky



DIPLOMOVÁ PRÁCE

Bilance děliče vzduchu

Balance of Air Separation Unit

Bc. Ladislav Liebig jr.

Vedoucí diplomové práce: Doc. Ing. Radek Šulc, PhD.

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Liebig** Jméno: **Ladislav** Osobní číslo: **369207**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávající katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**
Studijní program: **Strojní inženýrství**
Studijní obor: **Procesní technika**

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Bilance děliče vzduchu

Název diplomové práce anglicky:

Balance of air separation unit

Pokyny pro vypracování:

Popište výrobní proces a linku na dělení vzduchu. Na základě toho sestavte bilanční model děliče vzduchu a model provozních nákladů. Pomocí vytvořených modelů proveďte výpočty nákladů pro zadané podmínky.

Podrobné cíle práce:

- 1) Popsat výrobní proces a linku na dělení vzduchu. Nakreslit schéma linky.
- 2) Sestavit simulační model popisující hmotovou a entalpickou bilanci děliče vzduchu.
- 3) Potřebné parametry pro model vyhodnotit z dostupných provozních dat.
- 4) Sestavit model provozních nákladů v závislosti na požadované produkci a poměru LOX/LIN.
- 5) Pomocí vytvořených modelů provést výpočty nákladů pro zadané podmínky.

Seznam doporučené literatury:

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: **10.04.2017**

Termín odevzdání diplomové práce: **09.06.2017**

Platnost zadání diplomové práce: _____


Podpis vedoucí(ho) práce


Podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry


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.

19-04-2017

Datum převzetí zadání



Podpis studenta



Prohlášení:

Prohlašuji, že jsem tuto diplomovou práci vypracoval samostatně a k jejímu zpracování jsem použil literaturu uvedenou v závěru práce.

Dodatečné úpravy jsem provedl dle doporučení vedoucího diplomové práce. Výsledky mohou být dále použity podle uvážení vedoucího a zadavatele tématu bakalářské práce.

V Litvínově, dne 24. 7. 2017

.....

Bc. Ladislav Liebig jr.



Anotační List

Jméno autora:	Ladislav
Příjmení autora:	Liebig jr.
Titul autora:	Bc.
Název práce česky:	Bilance děliče vzduchu
Název práce anglicky:	Balance of air separation unit
Rozsah práce:	počet stran 64 počet obrázků 28 počet tabulek 22 počet příloh 5
Akademický rok:	2016/2017
Jazyk práce:	český
Ústav:	Ústav procesní a zpracovatelské techniky
Studijní program:	Strojní inženýrství
Studijní obor:	Procesní technika
Vedoucí práce:	Doc. Ing. Radek Šulc, PhD.
Oponent:	
Konzultant práce:	
Zadavatel:	Ing. Filip Kaltman – Air Products spol. s r.o.

Anotace česky: Práce se zabývá analýzou a ověřením jednotlivých toků vstupujících a vystupujících produktů do a z jednotky dělení vzduchu. Jednotka dělení vzduchu se nachází v areálu Unipetrol RPA v Litvínově - Záluží a slouží jednak k dodávce technických plynů do okolních procesů a dále k výrobě zkapalněných plynů pro dodávku dalším zákazníkům. Hlavními odběrateli jsou provozy výroby amoniaku, jež využívají zejména plynný dusík a provoz zplyňování mazutu (POX) využívající plynný kyslík. Hlavním cílem bylo ověření měření množství vystupujícího kapalného kyslíku LOX z děliče vzduchu na základě celkové bilance a výpočet spotřeby energií.



Anotace anglicky: This thesis focus on analysis and verification of individual flows, which get in and out of air separation unit. Air separation unit is located in area of Unipetrol RPA in Litvínov-Záluží and is designed for supply technical gases to surrounding processes. Main customer are operations of production of ammonia, which use mainly gas nitrogen and operation of gasification of heavy fuel (POX) with usage of gas oxygen. Main goal was verification of measuring amount getting off of liquid oxygen LOX from distillation column on basis of overall results.

Klíčová slova: Destilační jednotka dělení vzduchu, bilanční model procesu, energetická náročnost

Využití: Bilanční model děliče vzduchu pro stanovení množství produktů a energetické náročnosti. Možnost optimalizace děliče vzduchu.



Abstrakt: Hlavním cílem této práce je na základě celkové bilance destilační separační jednotky vzduchu ověřit správnost měření odtahu proudu kapalného kyslíku LOX. Dalším cílem je vytvořit obecný bilanční model jednotky s vyčíslením nákladů pro výrobu jednotlivých produktů s možným využitím i pro jiné jednotky podobného typu.

Klíčová slova: Destilační separační jednotka dělení vzduchu, bilanční model procesu.

Abstract: Main goal of this thesis was verification of measuring amount getting off of liquid oxygen LOX from distillation column on basis of overall balance results of air separation unit. Next goal was create an universal balance model ASU with a quantification of costs of each products. Main motivation of creation of balance model was for next usage in other similar air separation units.

Key words: Air separation unit, balance model of process.



Poděkování:

Děkuji mému vedoucímu diplomové práce Doc. Ing. Radku Šulcovi, PhD. za trpělivost, ochotu a cenné poznatky, které mi předal během konzultací souvisejících se zpracováním diplomové práce.

Dále děkuji Ing. Filipu Kaltmanovi ze společnosti Air Products spol. s r.o., který mi navrhl téma diplomové práce.

Dále bych rád poděkoval mému dlouholetému příteli Ing. Petru Kopřivovi, který mne v prvních dnech mého studia v detašovaném pracovišti ČVUT v Chomutově přemluvil, abych nic nevzdával a dodal mi sílu a odhodlání bojovat.

A v poslední řadě patří můj velký dík Prof. Ing. Pavlu Ditlovi, DrSc. za pomoc při tvorbě této práce, obrovskou podporu a zejména entuziasmus předávaný zejména v obdobích, kdy se člověku moc nedařilo.

Obsah

1. Úvodní část.....	14
Úvod.....	14
Cíle práce	15
2. Popis systému	15
2.1 Popis kryogenického dělení vzduchu:	15
2.2 Popis kryogenického dělení vzduchu krok po kroku:.....	18
Sací filtr a základní stlačování vzduchu:	18
Dochlazovač s přímým kontaktem chlazení - Direct contact aftercooler DC/AC :	20
Molekulová síta (molecular sieves):.....	20
Radiální čtyřstupňový dotlačovací Booster kompresor:.....	23
Proces ochlazování zmrazení – Komandér s Expandérem:.....	23
Proces ochlazování v systému dvou výměníků tepla	24
Proces destilace– nízkotlaká a vysokotlaká destilační kolona:.....	24
3. Bilanční model	27
3.1 Schéma I:.....	27
.....	27
3.2 Schéma II:	28
4. Vyhodnocení provozních dat vybraných zařízení	29
4.1 Hlavní vzduchový dvoustupňový axiální turbokompresor:	29
4.1.1 Vyhodnocení turbokompresoru – výpočtová část:.....	30
4.2 Dotlačovací vzduchový čtyřstupňový radiální kompresor	37
4.2.1 Booster kompresor – výpočtová část.....	38
4.3 Dochlazovač komandérů	39
5. Bilance děliče	42
6. Bilance metodou Flowsheeting.....	48
6.1 Formulace projektu:.....	48
6.1.1 Destilace vzduchu (Air separation unit).....	48
6.1.2 Definice problému:.....	48



6.1.3 Proudové schéma procesu:.....	49
6.1.4 Soupis složek v jednotlivých proudech a jejich definice:	49
6.1.5 Základ výpočtu:	50
6.1.6 Referenční proud:.....	50
6.2 Řešení projektu:.....	50
6.2.1 Incidenční matice (IM).....	50
6.2.2 Tabulka dat (TD)	51
6.2.3 Počet neznámých parametrů (nX)	51
6.2.4 Matice bilančních rovnic (BIL)	51
6.2.5 Počet bilančních rovnic (nBEq).....	51
6.2.6 Počet potřebných dodatečných rovnic (nSEq).....	52
6.2.7 Determinant matice koeficientů (detA)	52
6.2.8 Matice koeficientů (A) a vektor pravých stran (B)	52
6.2.9 Vektor neznámých (X):	55
6.3 Popis a vysvětlení postupu:.....	56
7. Závěr	59
POUŽITÁ LITERATURA:.....	60

Seznam zkratek:

<i>ASU</i>	<i>Air separation unit</i>	<i>separační jednotka vzduchu</i>
<i>Back-Up</i>		<i>záloha</i>
<i>Booster</i>	<i>Booster comp.</i>	<i>dotlačovací kompresor</i>
<i>CAR</i>	<i>Crude argon</i>	<i>surový argon</i>
<i>DA</i>	<i>Dry air</i>	<i>suchý vzduch</i>
<i>DC/AC</i>	<i>DC aftercooler</i>	<i>kontaktní vzduchový dochlazovač</i>
<i>DCS</i>	<i>Digital control system</i>	<i>řídící systém</i>
<i>GAN</i>	<i>Gaseous nitrogen</i>	<i>plynný dusík</i>
<i>GOX</i>	<i>Gaseous oxygen</i>	<i>plynný kyslík</i>
<i>HP</i>	<i>High pressure</i>	<i>vysokotlaký</i>
<i>IP</i>	<i>Ideal gas</i>	<i>ideální plyn</i>
<i>kPag</i>	<i>Gauge pressure</i>	<i>přetlak</i>
<i>LAR</i>	<i>Liquid argon</i>	<i>kapalný argon</i>
<i>LIN</i>	<i>Liquid nitrogen</i>	<i>kapalný dusík</i>
<i>LOX</i>	<i>Liquid oxygen</i>	<i>kapalný kyslík</i>
<i>LP</i>	<i>Low pressure</i>	<i>nízkotlaký</i>
<i>MAC</i>	<i>Main air compressor</i>	<i>hlavní vzduchový kompresor</i>
<i>MP</i>	<i>Middle pressure</i>	<i>středotlaký</i>
<i>M.S.</i>	<i>Molecular sieves</i>	<i>molekulová síta</i>
<i>POX</i>	<i>Partial oxydizing</i>	<i>parciální oxidace těžkých ropných olejů</i>
<i>S/A</i>	<i>Side arm</i>	<i>boční proud (odtah)</i>
<i>Stor.</i>	<i>Storage</i>	<i>zásobník</i>
<i>TK</i>	<i>Axial turbocompressor</i>	<i>axiální turbokompresor</i>



*Fakulta strojní ČVUT v Praze
Ústav procesní a zpracovatelské techniky*



<i>TSA</i>	<i>Temperature swing adsorption</i>	<i>teplotní adsorbce</i>
<i>WASTE</i>	<i>Waste nitrogen</i>	<i>odpadní dusík</i>
<i>ZM</i>		<i>zplyňování mazutu</i>

Seznam symbolů:

\dot{m}	hmotnostní průtok	[MT/hod.]
m	hmotnost	[kg]
\dot{n}	tok látkového množství	[kmol/hod.]
n	látkové množství	[kmol]
\dot{V}	objemový tok	[Nm ³ /hod.]
V	objem	[Nm ³]
C_i^n	molární koncentrace	[%]
M	molární hmotnost	[kJ/kmol*K]
R	univerzální plynová konstanta	[kJ/kmol*K]
T	termodynamická teplota	[K]
t	čas	[hod.]
p	tlak	[kPa]
U	napětí	[V]
I	elektrický proud	[A]
$\cos \varphi$	účinník	[-]
P	elektrický výkon	[W]
W	vykonaná el. práce	[kWh]
ρ_N	hustota plynu za normálních podmínek	[kg/Nm ³]
T_N	termodynamická teplota za norm. podmínek	[K]
p_N	tlak za normálních podmínek	[kPa]
P_p''	parciální tlak sytých par	[kPa]
f''	obsah sytých par ve vzduchu	[g/m ³]
n	polytropický exponent	[-]
η_{pol}	polytropická účinnost	[-]



φ	relativní vlhkost	[-]
π_{sk}	skutečný kompresní poměr	

1. Úvodní část

Bilance děliče vzduchu ASU - destilační separační jednotky.

Úvod

Tlak na modernizaci, optimalizaci a zároveň hledání úspor v procesech chemické výroby je vyvolán velkou konkurencí a trvalým růstem cen primárních energetických zdrojů. V oblasti výroby a prodeje technických plynů je trh poměrně značně nasycen a konkurenční boj je tudíž veliký. Firmy, které se nesnaží držet krok s dobou a hledat úspory ve výrobě, jsou předem odsouzeny k zániku.

Nejinak je tomu v oblasti hledání úspor v chemickém procesu výroby a dodávky technických plynů firmy **Air Products** spol. s r.o. na „Nové kyslíkárně“ v chemickém závodě v Záluží u Litvínova patřícího do konsorcia Unipetrol-RPA Orlen.

Nová kyslíkárna byla postavena v roce 1996 pro hlavního odběratele **Chemopetrol Litvínov a.s.** a měla nahradit již dosluhující proces výroby technických plynů firmy **Ferox Děčín** ze sedmdesátých let minulého století.

Hlavním účelem tohoto procesu je výroba technických plynů a to hlavně plynného kyslíku pro zplyňování mazutu a vysokotlakého dusíku pro výrobu amoniaku. Jako přidružená výroba je zde také výroba a skladování kapalného kyslíku, dusíku a argonu s rozvážkou pro externí zákazníky. Během dvacetiletého provozu se podmínky a výtěžnost procesu výroby ovšem radikálně změnily. Toky výstupních proudů a jejich koncentrací již přesně neodpovídají tomu, co bylo vyžadováno a plánováno v roce 1996. Požadavky zákazníků na produkty a jejich kvalitu se také změnily.

Jednou z možností jak zjistit, co je vlastně jmenovaný proces v současnosti schopen vyrobit a za jakých podmínek, je tedy tvorba bilančního modelu děliče vzduchu. Ověřením správnosti výstupních toků jednotlivých produktů je možné dále přistoupit k optimalizaci výroby na základě poptávky zákazníků. Hlavní motivací je konkurence v oblasti výroby technických plynů s její návazností na možné ceny produktu. Další motivací je na základě celkové bilance děliče vzduchu ověřit správnost měřícího elementu toku výstupního proudu kapalného kyslíku LOX z děliče při zadané koncentraci a v poslední řadě ověřit maximální výtěžnost výroby kapalného argonu LAR.

Tématem diplomové práce je tedy posouzení stávajícího stavu systému, vytvoření bilančního modelu děliče vzduchu na základě zadaných vstupních a některých výstupních proudů a jejich koncentrací s možným využitím modelu pro

podobné separační jednotky v jiných externích procesech. Dále také vyčíslení celkových nákladů pro výrobu jednotlivých produktů s možností změny nastavení systému výroby s ohledem na co největší úspory.

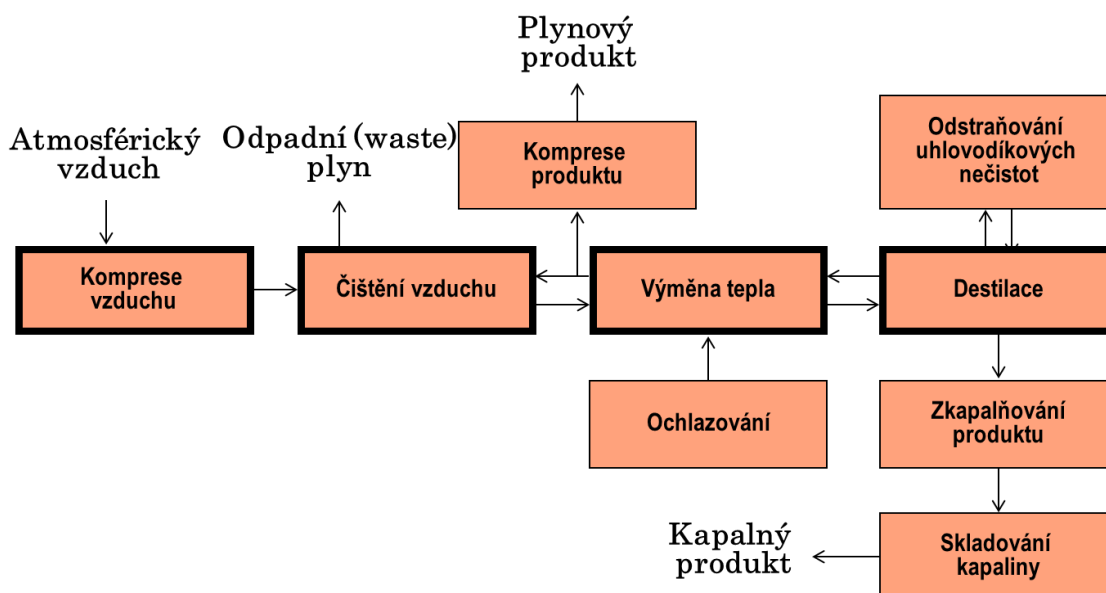
Cíle práce

- Analýza stávajícího provozu - jednotlivých segmentů procesu výroby.
- Sestavení modelu jednotlivých částí procesu dělení vzduchu v programu Excel a jejich vzájemné propojení.
- Sestavení modelu kolony dle systému prof. Ditla
- Vyčíslení celkových nákladů a jejich rozdělení na jednotlivé produkty s možností optimalizace výroby na základě poptávky zákazníků.
- Ověření měření výstupních proudů kapalného kyslíku LOX a argonu LAR s možností následné optimalizace systému dle potřeb zákazníků.

2. Popis systému

Popis systému zkvalňování - kryogenického dělení vzduchu

2.1 Popis kryogenického dělení vzduchu:



Obr. 1: Obecné schéma dělení vzduchu-výroby zkvalněných produktů

Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.

Naší hlavní surovinou je vzduch, ze kterého získáváme všechny naše produkty tj. tlakový vysušený vzduch, dusík, kyslík a argon.

Základní osou všech výrobních postupů tedy je:

- a) nasátí vzduchu z okolní atmosféry,
- b) stlačení-komprese vzduchu,
- c) ochlazení vzduchu,
- d) čištění vzduchu (tj. zbavení vlhkosti, některých uhlovodíků, CO a CO₂),
- e) další komprese s následnou expanzí,
- f) výměna tepla-ochlazování,
- g) destilace a zkapalňování produktů v separační koloně,
- h) distribuce výstupních plyných produktů k zákazníkovi,
- i) skladování s následnou distribucí kapalných produktů.

Schéma jednotky dělení vzduchu ASU uvedené na *obr. 1* prezentuje všechny hlavní části jednotky dělení vzduchu nebo též hlavní provozní jednotky. Na ASU je atmosférický vzduch nasáván kompresorem, v daném případě axiálním turbokompresorem. Po stlačení je vzduch zchlazen a následně čištěn na molekulových sítích. Zde je zbaven vodní vlhkosti, většiny uhlovodíků a oxidu uhličitého. Poté, co jsou znečišťující látky odstraněny, je cca dvoutřetinová část vzduchu opět stlačena ještě na vyšší tlak pomocí dotlačovacího booster turbokompresoru. Následně proudí vzduch do detandéru, což je dvojice kompresor – expandér spojená jedním hřídelem, kde dochází k další kompresi a následně k expanzi. Tato část procesu slouží k výrobě chladu. Vzduch vystupující z expandérů dále proudí tzv. pomocným tepelným výměníkem, kde je ochlazován studenými produkty vystupujícími z destilační kolony.

Zbývá cca třetina vyčištěného vzduchu z molekulových sítí proudí do systému druhého, hlavního tepelného výměníku, kde je vzduch také ochlazován, aby se změnila jeho teplota z běžné, atmosférické teploty, na teplotu kryogenní.

Když je vzduch dostatečně studený, spojí se po výstupu z výměníků opět do jednoho proudu. Následně je přiveden do destilační části, která je skutečným srdcem zařízení. Jedná se o kryogenní destilační kolonu se zatopeným kondenzátorem, kde dochází k oddělování jednotlivých složek vzduchu. Vstupujícím proudem do separační jednotky ASU je tedy podchlazený vysušený vzduch. Vystupujícími proudy jsou zde potom plyné a kapalné produkty. Plyné produkty opouštějí destilační kolonu a procházejí přes odpovídající část tepelného výměníku, a jak již bylo výše řečeno, ochlazují především vstupující vzduch. Tím přebírají zároveň ze vzduchu teplo potřebné k ohřátí z kryogenních teplot. Většinou se dále vystupující plyné produkty prodávají externím zákazníkům a to při vyšším tlaku, nežli je tlak, při kterém je vyrábíme. Z toho důvodu poté, co jsou plyné produkty ohřaty ve své části tepelného výměníku, je jejich tlak zvýšen pomocí produktových kompresorů a následně jsou dodány zákazníkovi.

Plyné produkty, které opouštějí destilační kolonu, jsou především:

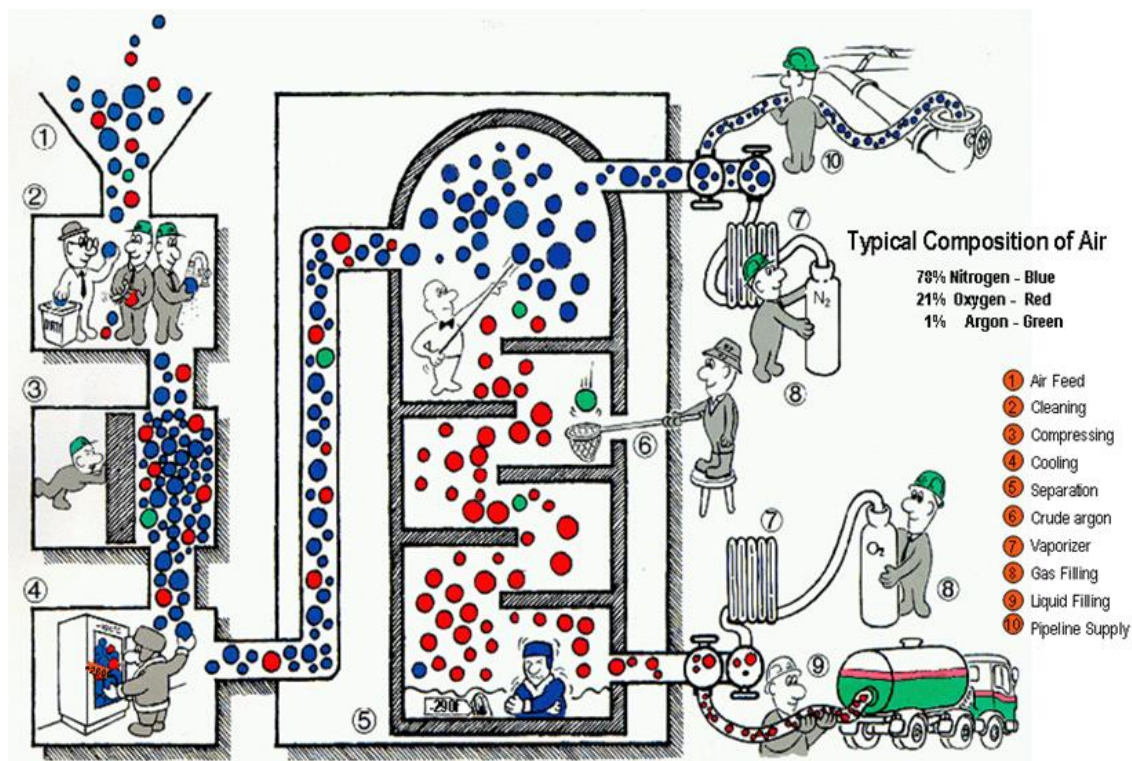
- a) MP GAN – středotlaký plyný dusík
- b) LP GAN – nízkotlaký plyný dusík
- c) LP GOX – nízkotlaký plyný kyslík
- d) WASTE – znečištěný odpadní dusík
- e) S/A – boční proud pro následné dočištění a pro výrobu kapalného argonu

Kapalné produkty:

- a) LOX – kapalný kyslík
- b) LIN – kapalný dusík

Určité množství složek, které přivádíme do jednotky dělení vzduchu, končí na výstupu jako odpadní (WASTE) produkt. Tento odpadní produkt není prodáván, ale je před vypuštěním do atmosféry po zahřátí používán k regeneraci molekulových sít nebo jednotky čištění vzduchu.

S/A je tzv. boční proud. Je to výstupní plyný produkt z dělicí jednotky, který obsahuje kyslík a argon a následně se zavádí do systému argonových kolon. Zde se dále odseparuje nepotřebný kyslík a vyčištěný kapalný argon následně proudí do zásobníku k uskladnění.

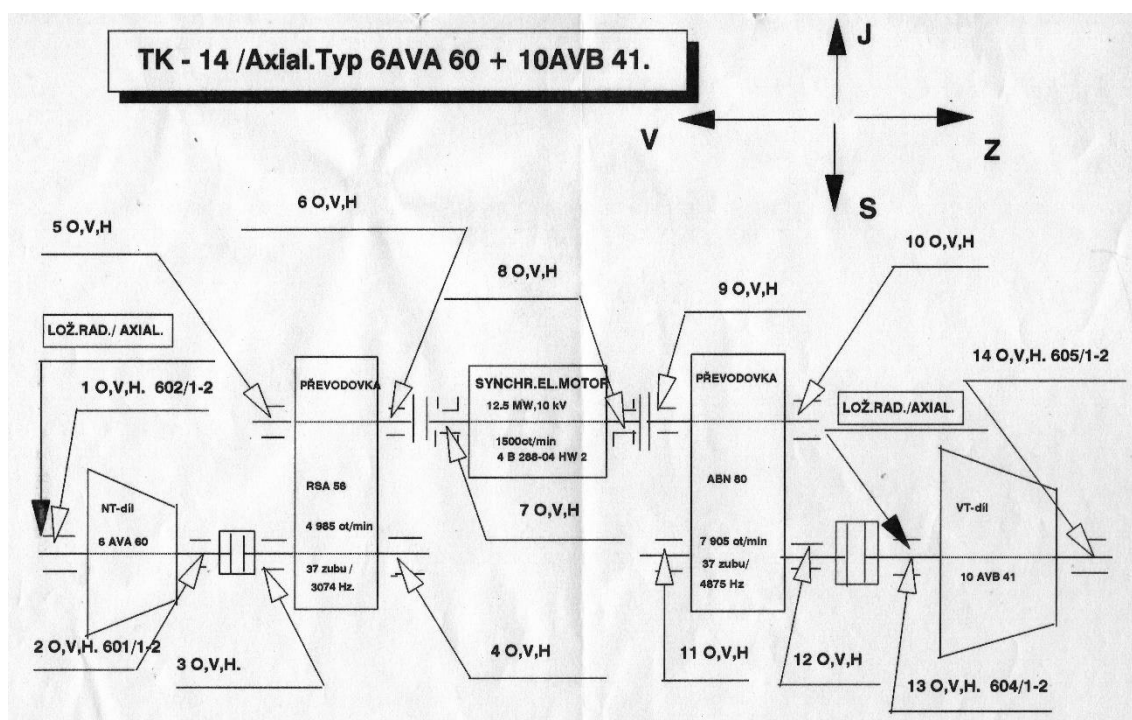


Obr. 2: Odlehčený zjednodušený proces separace vzduchu
Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.

2.2 Popis kryogenického dělení vzduchu krok po kroku:

Sací filtr a základní stlačování vzduchu:

Atmosférický vzduch vstupuje do zařízení přes soustavu vstupních vzduchových filtrů. Zde je zbavován základních hrubých nečistot a to zejména prachových částic. Poté, co projde přes tyto vstupní vzduchové filtry, proudí vzduch do hlavního vzduchového kompresoru – zkráceně MAC (TK), kde se zvýší jeho tlak. V našem provozu se používají turbokompresory firmy ČKD Typ 6AVA60+10AVB41.



Obr. 3: Schéma axiálního turbokompresoru ČKD

Zdroj: Provozní předpisy firmy Air Products spol. s r.o.

Jedná se vlastně o dva rychlostní axiální turbokompresory spojené převodovkou. První nízkotlaká část TK, je vybavena nastavitelnými lopatkami a v ní se vzduch stlačuje zhruba na přetlak 130 kPa_g. Následně se stlačený vzduch ochlazuje v mezichladiči s kondenzátorem. Po ochlazení dále putuje k finálnímu stlačení do druhého stupně, kde se vzduch stlačí na konečný výstupní požadovaný tlak přibližně 650 kPa_g.

Maximální nasávaný objem vzduchu může být až 150 219 Nm³/hod. a maximální příkon 12,5 MW. Teplota vzduchu na výtlaku kompresoru je více jak 150 °C a je tedy třeba jej ochladit na požadovanou nižší teplotu, při které by vzduch nepoškodil následná zařízení, do kterých proudí.

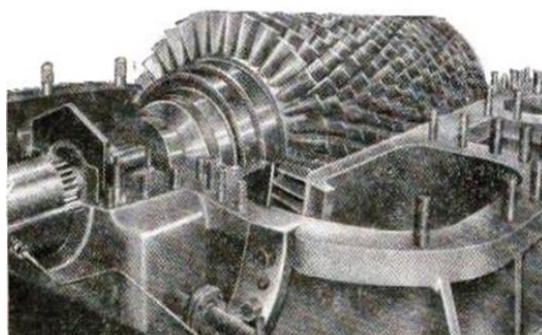


Obr. 4: Axiální turbokompresor ČKD-nízkotlaká část s pohonem lopatek
Zdroj: Vlastní

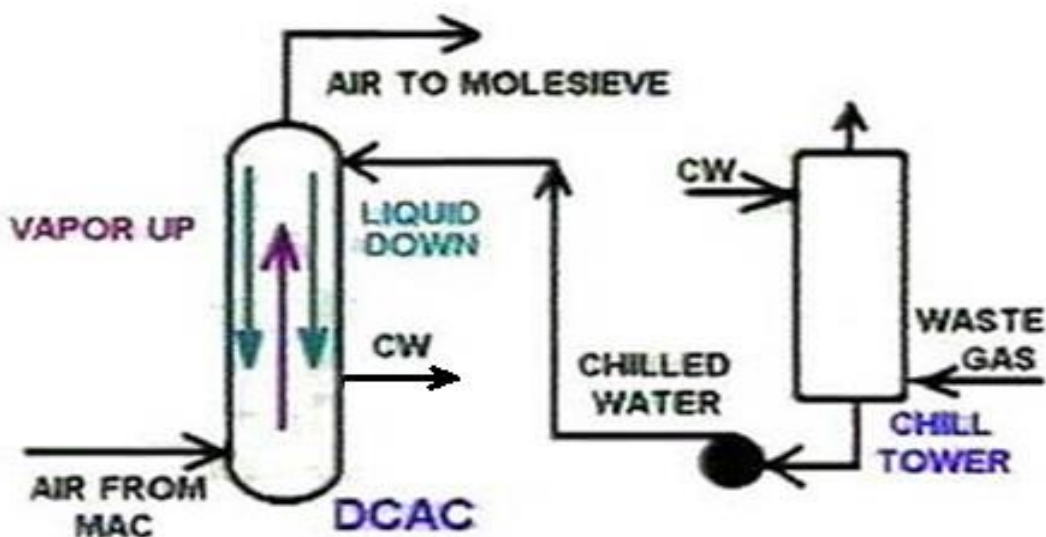


Obr. 5: Axiální turbokompresor ČKD-celkový
pohled
Zdroj: Vlastní

Obr. 6: Pohled na lopatkový rotor a stator
turbokompresoru
Zdroj: Prezentace firmy ČKD



Dochlazovač s přímým kontaktem chlazení - Direct contact aftercooler DC/AC :



Obr. 7: Zjednodušené schéma DC/AC kontaktního dochlazovače vzduchu

Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.

Dochlazovač s přímým kontaktem chlazení slouží k ochlazení vzduchu vystupujícího z turbokompresoru a dále ho také zbavuje přebytečné vlhkosti. Vzduch vstupuje do dochlazovače ve spodní části a horní částí vystupuje. Na výstupu z DC/AC má teplotu kolem 20°C. Ze shora je proudící vzduch skrápěn chladicí vodou, která je na vršek chladiče dopravována čerpadly. Jedná se tedy o protiproudé chlazení. V horní části dochlazovače je umístěn polypropylenový demister sloužící k zachytávání a odlučování kapek vody ze vzduchu.

Molekulová síta (molecular sieves):

Po výstupu ze sprchového chladiče vstupuje ochlazený vzduch na molekulová síta. Zde dochází k separaci nečistot pomocí metody TSA (temperature swing adsorption).

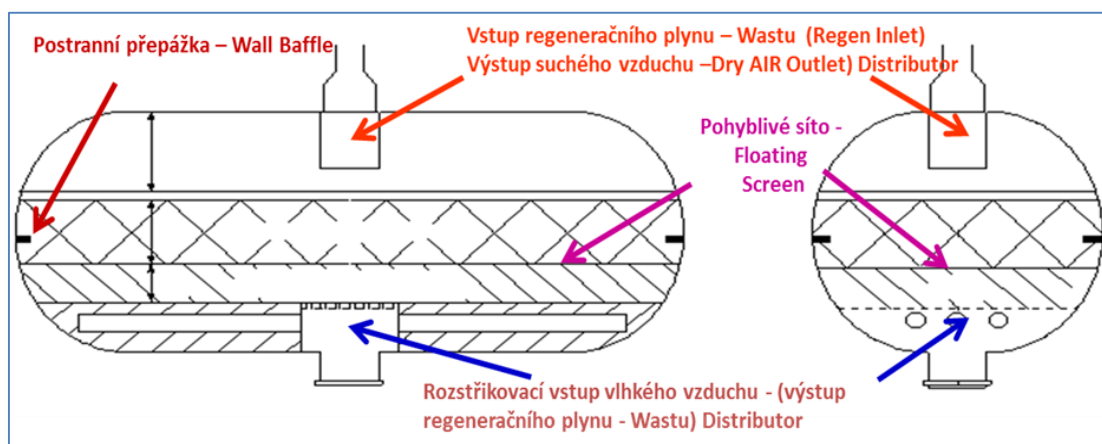
Hlavním účelem adsorbéru je zbavit vzduch vodní vlhkosti, oxidu uhličitého CO₂, většiny uhlovodíků a některých kyselinotvorných par. Adsorbér se regeneruje pomocí změny teplot. Adsorpční jednotku tvoří dvě válcové nádoby horizontálně uložené a paralelně zapojené, které jsou uvnitř vyplněné ložem s adsorbentem. Jako adsorbent se zde používá aktivovaná alumina Al₂O₃ pohlcující zejména vodní vlhkost a molekulární síto typu 13X pohlcující především CO₂. Složení vzduchu vstupujícího do molekulových sít je uvedeno v tabulce č.1.

Tab. č.1 : Složení vzduchu vstupujícího do molekulových sít

		[%]	Bod varu [°C]
DUSÍK	N ₂	78.09	-195.8
KYSLÍK	O ₂	20.95	-182.8
ARGON	Ar	0.93	-185.5
VODÍK	H ₂	0.5 x 10 ⁻⁴ (0,5 ppm)	-252.8
NEON	Ne	18.0 x 10 ⁻⁴ (18.18 ppm)	-246.1
HELIUM	He	5.24 x 10 ⁻⁴ (5,24 ppm)	-268.9
METAN	CH ₄	2.0 x 10 ⁻⁴ (2 ppm)	-161.5
OXID UHLIČITÝ	CO ₂	3.34 x 10 ⁻² (334 ppm)	

Adsorbéry jsou provozovány periodicky. Zatímco jedním adsorbérem proudí tlakový vzduch, který se čistí na náplni, v druhém adsorbéru se náplň regeneruje suchým odpadním dusíkem (Wastem), ohřátým v parním ohříváči na teplotu 200°C. Ohřátá, zregenerovaná náplň se následně ochlazuje opět suchým odpadním dusíkem.

Adsorbéry jsou střídavě přepínány v pravidelných intervalech. Křivka průniku je zde monitorována nepřetržitým měřením koncentrací vlhkosti a CO₂ v suchém vzduchu na výstupu z molekulového síta.



Obr. 8: Zjednodušené schéma nádoby molekulového síta
Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.



Obr. 11: Bílá nádoba-sprchový DC/AC chladič
Zdroj: Vlastní



Obr. 12: Ležatá nádoba-TSA molekulové síť
Zdroj: Vlastní



Obr. 9-10: Ukázka adsorbentu-kuliček aluminu a molekulárního síť
Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.

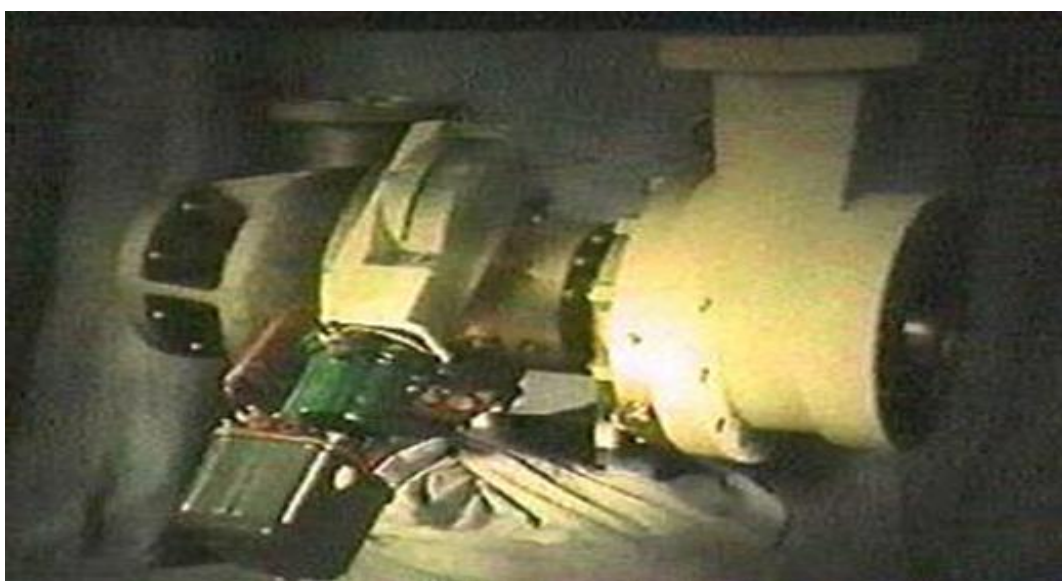
Radiální čtyřstupňový dotlačovací Booster kompresor:

Z výstupu z molekulových sít proudí zhruba dvě třetiny vzduchu do procesu následného dotlačení s expanzí, zbylá jedna třetina proudí přímo do procesu tepelného ochlazování.

Následné dotlačení probíhá v převodové kompresorové jednotce se 4 jednostupňovými radiálními kompresory. Jedná se o dotlačovací booster kompresor typ: RTC 40-4 SULZER Turbo. Ze vstupního tlaku přibližně 640 kPa_g je vzduch stlačen na výstupní tlak cca 2 944 kPa_g. Jmenovitý příkon na motoru je 5 MW a otáčky 1493 min⁻¹. Po výstupním ochlazení postupuje dále vzduch do procesu zmrazování - zkapalňování . Zde je využito Claudeho způsobu adiabatické expanze s konáním práce. Práce je konána na úkor vnitřní energie s poklesem teploty. Výhodou je využití expanzní práce na kompresi plynu. Toto ochlazení probíhá na jednotce zvané detandér. Vlastní zkapalnění potom probíhá pomocí izoentalpické expanze s využitím Joule-Thomsonova efektu.

Proces ochlazování zmrazení – Kompondér s Expandérem:

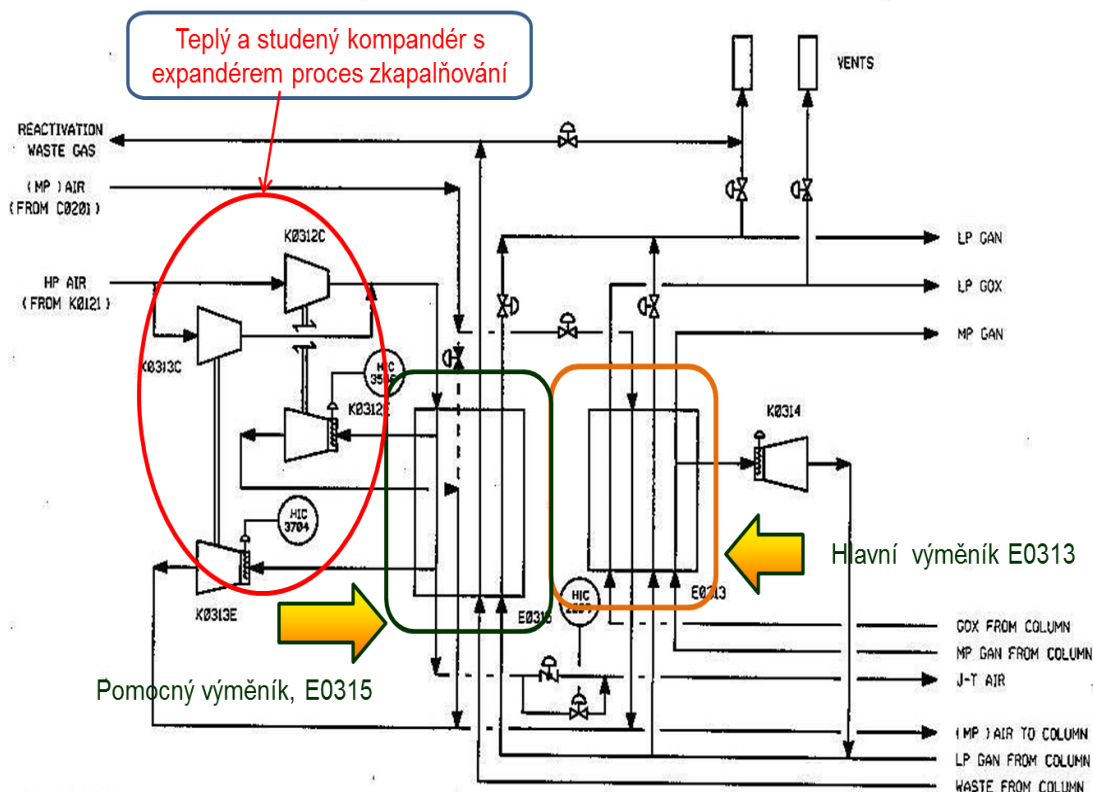
Hlavní částí tohoto procesu je tzv. teplý a studený kompondér. Kompondér je turbokompresor spojený na hřídeli s expandérem. Energie expandujícího plynu je hřídelí přenášena na druhou stranu a využívána ke stlačení vzduchu. Slouží k vytvoření ještě většího tlaku a k následné prudké expanzi, čímž se plyn značně ochladí na teploty blízké se bodu zkapalnění. Vzduch dále proudí přes pomocný výměník, kde je také ještě více schlazován proudy vystupujícími z destilační kolony.



Obr. 13: Kompondér s Expandérem

Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.

LITVINOV COMPANDER AND J-T FLOW CONTROL



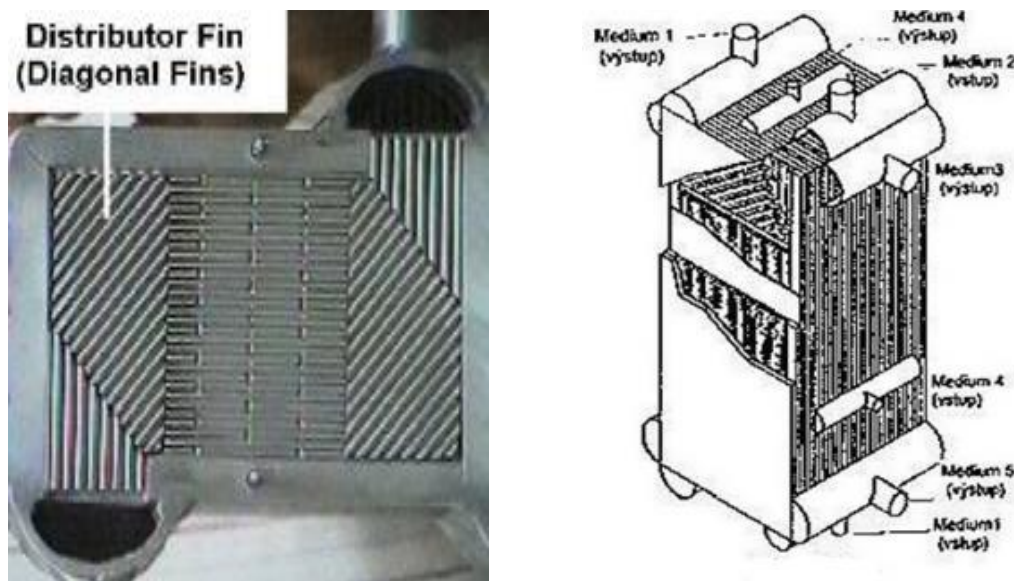
Obr. 14: Schéma rozdělení a proudění vzduchu přes systém výměníků a komandérů
Zdroj: Provozní předpis firmy Air Products spol. s r.o.

Proces ochlazování v systému dvou výměníků tepla

Hlavním účelem výměníku je ochlazování vzduchu na kryogenní teploty. Tepelná výměna probíhá ve dvou deskožebrových výměnících, které se označují jako tzv. hlavní a pomocný tepelný výměník. V nich chladné produkty vystupující z destilační kolony ochlazují vstupující teplý stlačený vzduch. Dva proudy ochlazeného vzduchu vystupujícího z obou výměníků se před vstupem do separační destilační kolony opět spojí do jednoho. Jeho teplota se již blíží teplotě zkvalňování.

Proces destilace- nízkotlaká a vysokotlaká destilační kolona:

Hlavním srdcem děliče vzduchu je destilační kolona. V našem případě se jedná o dvě síťové kolony propojené zatopeným kondenzátorem. Zatopený kondenzátor spodní kolony tvoří zároveň vařák horní kolony (viz obr. 18). Spodní vysokotlaká kolona (HP kolona) má 44 pater a horní nízkotlaká kolona (LP kolona) má pater 96.



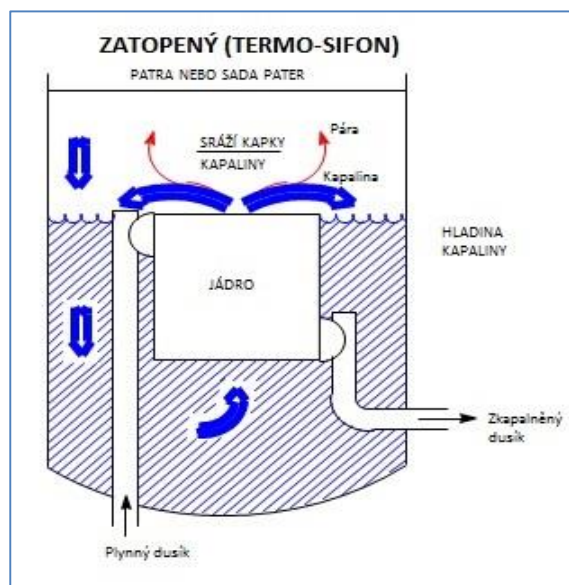
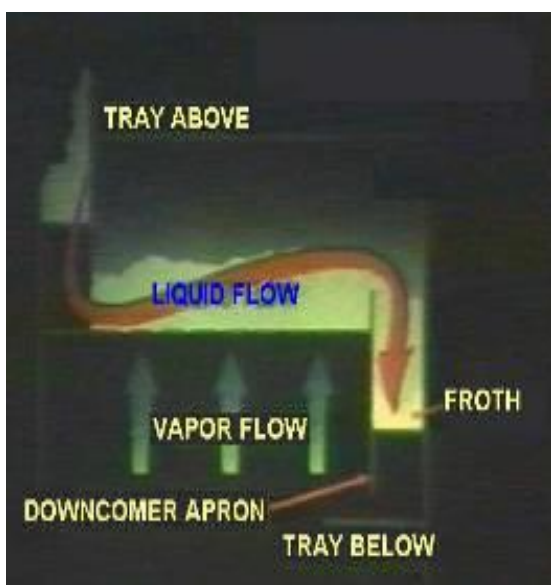
Obr. 15 -16: Ukázka distribučních žebrovičů a celkový pohled na deskožebrovičový výměník tepla
Zdroj: Provozní předpis firmy Air Products spol. s r.o. – Skripta Kryogenní technika nakl. FS ČVUT

Vzduch ochlazený expanzí na výstupu z komandérů se se zbytkem vzduchu seškrčeným v Joule -Thompsonově ventilu vede do paty vysokotlaké dolní kolony. Zde se vzduch dělí nízkoteplotní destilací na čistý dusík a tzv. surový kyslík-Crude LOX, který je následně veden jako nástřík do horní kolony. Zde udržuje správný chod destilace. V horní části vysokotlaké spodní kolony se shromažďuje dusík. Část dusíku může být odtažena z kolony jako plynný produkt, zde nazývaný MP GAN-středotlaký dusík. Ten se dále odvádí do hlavního výměníku, kde se ohřívá (předává chlad) a následně odebírá jako produkt k zákazníkovi. Zbytkové množství dusíku probublává v horní části VT kolony do zatopeného termosifonového kondenzátoru, který se nachází ve spodní části NT kolony. Ten je zatopen kapalným kyslíkem, který předává chlad proudícímu dusíku. Na výstupu z kondenzátoru je již dusík ve fázi nasycené kapaliny a je následně používán jako čistý nástřík částečně do spodní VT kolony a ve větším množství do horní NT kolony.

Přebytek kapalného kyslíku nad zatopeným kondenzátorem je dále odváděn do vysokokapacitního zásobníku k uskladnění. Plynný kyslík (GOX), který se tvoří ve spodní části NT kolony, je dalším kyslíkovým produktem. Plynný kyslík je stlačen a veden k zákazníkovi na jednotku parciální oxidace mazutu.

V horní části NT kolony se nachází sekce pater pro destilaci kapalného dusíku. Ten se následně odvádí do zásobníků LIN. Z hlavy nízkotlaké horní kolony se dále odvádí plynný dusík, který je následně stlačen a veden k zákazníkovi na výrobu amoniaku.

Ve střední části NT kolony se ještě nachází odběrové sekce pater pro tzv. Waste, který je zde využit především pro regeneraci molekulových sít. A jako poslední je zde boční proud S/A. Plyn proudící z bočního ramene kolony slouží k výrobě kapalného argonu. Proud S/A je dále dočištěn a zpracováván v systému argonových kolon a argonového hospodářství.

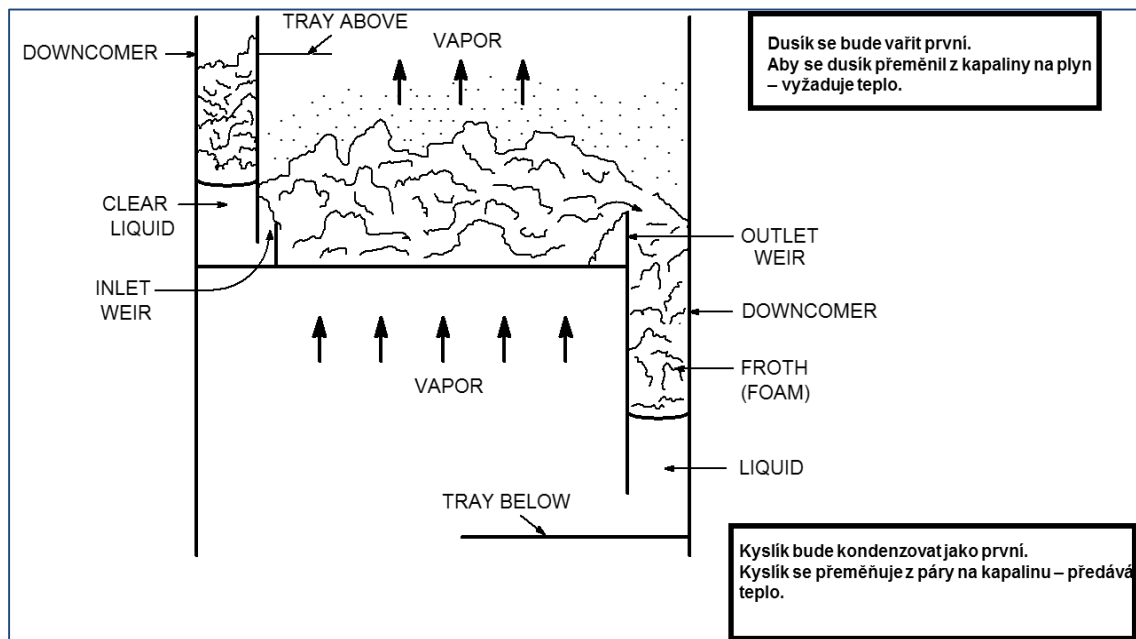


Obr. 17: Schéma proudění plynu v koloně

Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.

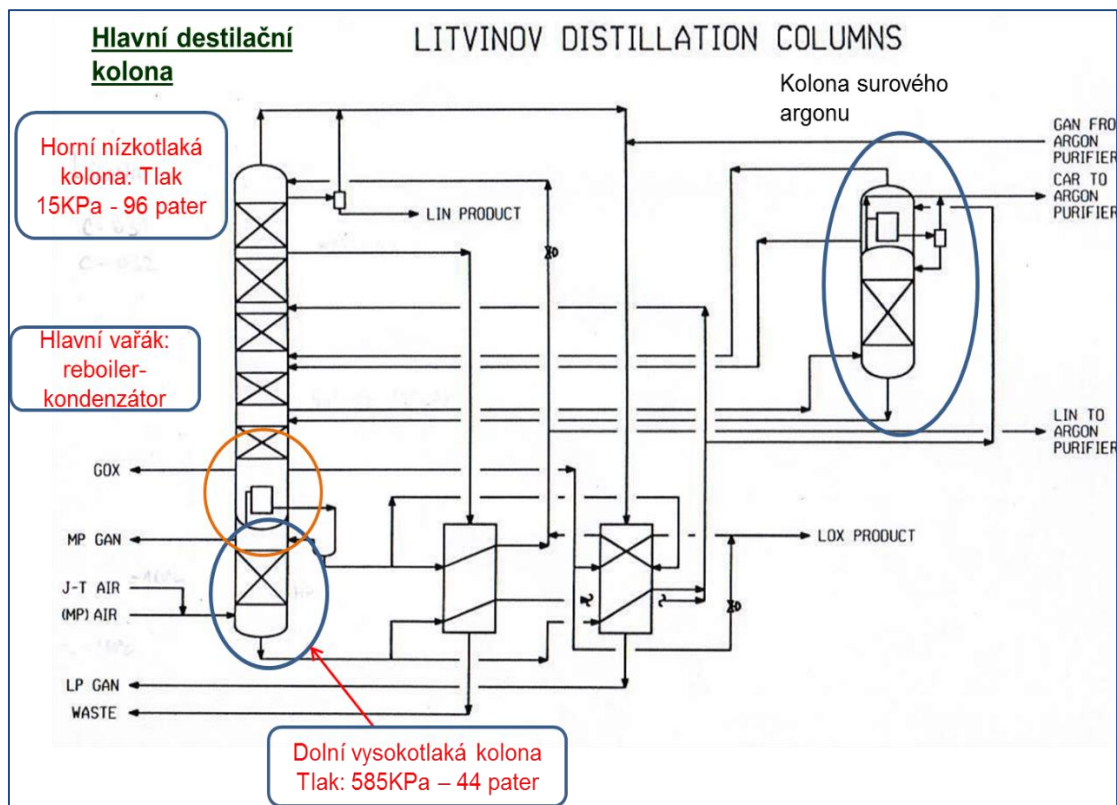
Obr. 18: Zatopený kondenzátor (thermo - sifon)

Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.



Obr. 20: Ukázka proudění plynu na patrech kolony

Zdroj: Prezentace firmy Air Products spol. s r.o.

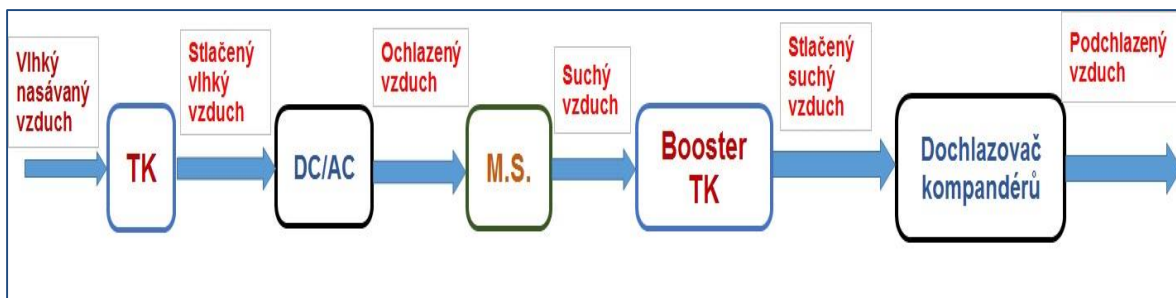


Obr. 19: PFD schéma rozdělení molekul plynu-distilační kolony
Zdroj: Vlastní

3. Bilanční model

3.1 Schéma I:

Bilanční model - vysušení a zchlazování vzduchu

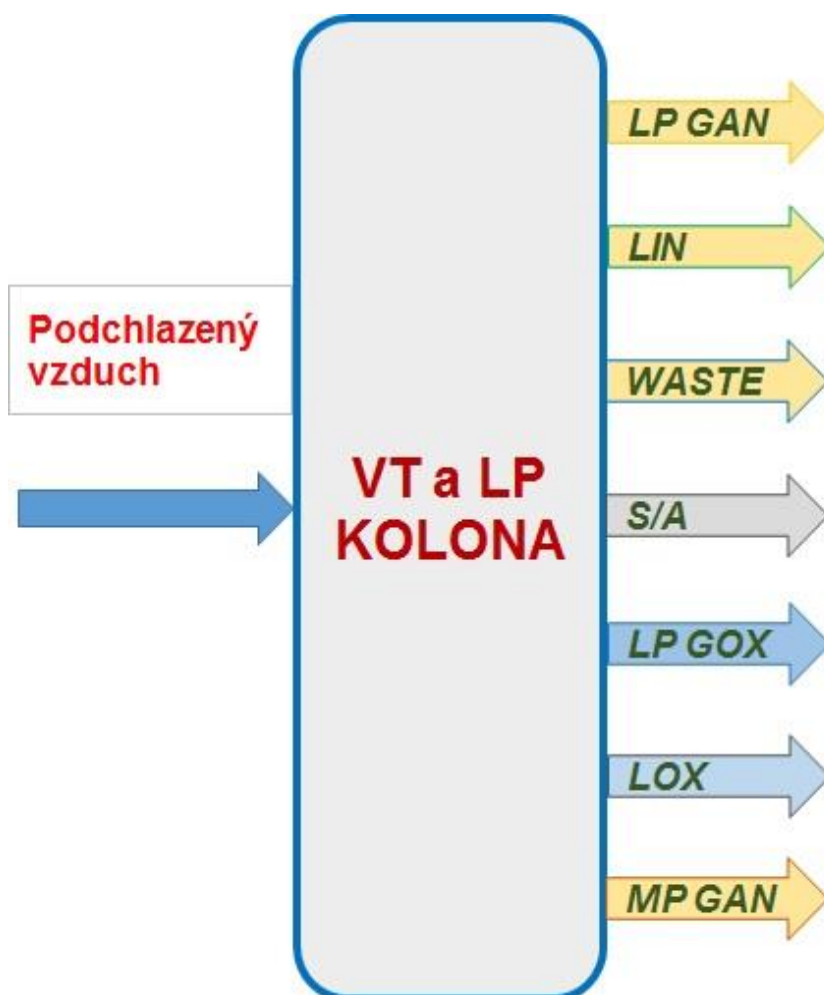


Obr. 20: Blokové schéma linky

3.2 Schéma II:

Bilanční model – bilance VT a NT kolony

Dělič vzduchu byl rozdělen na několik hlavních úseků - aparátů. Blokový diagram linky je prezentován na obr. 20. a jednotlivá bilance kolony potom na obr. 21. Pro každý aparát byla vytvořena samostatná hmotnostní a entalpická bilance. Bilanční model celé linky pak byl následně složen z těchto dílčích bilančních modelů. Při výpočtu entalpické bilance se uvažuje teplotní závislost měrné tepelné kapacity.



Obr. 21: Blokové schéma kolony

4. Vyhodnocení provozních dat vybraných zařízení

4.1 Hlavní vzduchový dvoustupňový axiální turbokompresor:

Vyhodnocení turbokompresoru z provozních dat

Při bilancování kompresorů byl použit model polytropické komprese. Polytropické koeficienty použité při simulaci reálného děliče byly vyhodnoceny na základě provozních dat reálných zařízení.

Provozní data použitá pro stanovení parametrů hlavního turbokompresoru TK jsou uvedena v tabulce 2. Zvolená provozní data reprezentují různé provozní stavy.

Na základě těchto provozních dat, byly vyhodnoceny polytropické exponenty, a na základě vypočtené potřebné práce a naměřeného výkonu pak následně celková mechanická účinnost soustrojí. Vlastnosti suchého vzduchu a konstanty použité při výpočtu jsou uvedeny v tabulce 3.

Tab. č.2 : Provozní data turbokompresoru TK

ČÍSLO MĚŘENÍ:		Data. I:	Data II:	Data III:	Data IV:	Data V:	
Množství vzduchu:	Q_N (Sání)	137500	130610	135300	138740	138900	[Nm ³ /h]
Sací tlak:	$P_{1 [IN]}$	-2,175	-1,93	-2,08	-2,25	-2,18	[kPag]
Sací teplota:	$T_{1 [IN]}$	10,2	12,7	7	25	20,8	[°C]
Výtlak I° tlak:	$P_{2 [OUT]}$	136,4	127,16	127,6	145,3	144,8	[kPag]
Výtlak I° teplota:	$T_{2 [OUT]}$	107	103,3	99,04	131,5	125,5	[°C]
Sací tlak II°:	$P_{3 [IN]}$	126,1	117,4	117,53	134,8	134,2	[kPag]
Sací tep. II°:	$T_{3 [IN]}$	32	32,6	26,73	39,1	38,8	[°C]
Výtlak II° tlak:	$P_{4 [OUT]}$	600,94	595	609,23	602,2	602,2	[kPag]
Výtlak II° tep.:	$T_{4 [OUT]}$	175,4	178,8	167,7	180,7	180,8	[°C]
Relativní vlhkost:	φ	0,78	0,66	0,58	0,31	0,57	[-]
Jmenovitý příkon:	$P_{jm.}$	11,35	10,95	10,77	12,03	11,92	[MW]

Tab. č.3 : Vyhodnocení turbokompresoru - vlastnosti suchého vzduchu a použité konstanty

Měrná tepelná kapacita:	$C_p =$	1004,8	[J/kg.K]
Plynová konstanta:	$R_L =$	287,1	[J/kg.K]
Konstanta pro vodu	$R_P =$	461,5	[J/kg.K]
Molekulová hmotnost:	$M_{air} =$	28,96	[kg/kmol]
Univerzální plynová konstanta:	$R =$	8,314	[kJ/kmol.K]
Tlak plynu – fyzikální normální stav	$p_N =$	101,325	[kPa]
Teplota plynu – fyzikální normální stav	$T_N =$	273,15	[K]
Hustota při 100 kPa a 20°C	$\rho =$	1,188	[kg/m ³]
Parciální tlak sytých par při $T_{[IN]}$	$P_p'' =$	1,227	[kPa]
Obsah sytých par ve vzduchu při $T_{[IN]}$	$f'' =$	9,4	[g/m ³]

4.1.1 Vyhodnocení turbokompresoru – výpočtová část:

V této části je prezentován vzorový výpočet pro jeden provozní stav. Vstupní data pro výpočet jsou uvedena v tabulce 4.

Tab. č.4 : Vyhodnocení turbokompresoru - vzorový výpočet – vstupní data

Nasávané množství vzduchu:	$Q_N (Sání) =$	137500	[Nm ³ /h]	137,500	[kNm ³ /h]
Sací tlak:	$P_1 [IN] =$	-2,175	[kPa _g]	99,15	[kPa _{abs}]
Sací teplota:	$T_1 [IN] =$	10,2	[°C]	283,35	[K]
Výtlač I° tlak:	$P_2 [OUT] =$	136,4	[kPa _g]	237,73	[kPa _{abs}]
Výtlač I° tep.:	$T_2 [OUT] =$	107	[°C]	380,15	[K]
Sací tlak II°:	$P_3 [IN] =$	126,1	[kPa _g]	227,43	[kPa _{abs}]
Sací tep. II°:	$T_3 [IN] =$	32	[°C]	305,15	[K]
Výtlač II° tlak:	$P_4 [OUT] =$	600,94	[kPa _g]	702,27	[kPa _{abs}]
Výtlač II° tep.:	$T_4 [OUT] =$	175,4	[°C]	448,55	[K]
Relativní vlhkost:	$\varphi =$	0,78	[-]		
Množství vzduchu do procesu:	$Q_N [proc.] =$	118000	[Nm ³ /h]	118,000	[kNm ³ /h]
Jmenovitý příkon:	$P_{jm.} =$	11,35	[MW]	11350	[kW]
Tlak sytých par ve vzduchu:	$P_p'' =$	1227	[Pa]	1,227	[kPa]
Obsah sytých par ve vzduchu:	$f_{s1}'' =$	9,4	[g/m ³]	0,0094	[kg/m ³]

a) Stanovení skutečné objemové spotřeby vzduchu turbokompresoru Q_{skut} .

Výpočtový vztah:
$$Q_{skut} = Q_N * \frac{p_N}{p_1} * \frac{T_1}{T_N} \quad [1]$$

Výpočet: $Q_{skut} = 137500 * 101,325/99,15 * 283,35/273,15 = \mathbf{145753,4 \text{ m}^3/\text{hod}}$

b) Množství vody v nasávaném vzduchu \dot{m}_{ps} :

Výpočtový vztah:
$$\dot{m}_{ps} = Q_{skut} * \varphi_s * f_{s1}'' \quad [2]$$

Výpočet: $\dot{m}_{ps} = 145753 * 0,78 * 0,0094 = \mathbf{1068,7 \text{ kg}/\text{hod}}$

c) Parciální objem nasáté vody ve vzduchu Q_z :

Použitý vzorec:
$$Q_z = \dot{m}_{ps} * R_p * T_1/p_1 \quad [3]$$

Výpočet: $Q_z = 1068,7 * 461,5 * 283,4/99150 = \mathbf{1409,7 \text{ m}^3/\text{hod}}$

d) Suchý vzduch při T_1 a p_1 - $Q_{s.v.}$:

Výpočtový vztah:
$$Q_{s.v.} = Q_{skut} - Q_z \quad [4]$$

Výpočet: $Q_{s.v.} = 145753,4 - 1409,7 = \mathbf{144343,7 \text{ m}^3/\text{hod}}$

e) Suchý vzduch-přepočet na normální podmínky $Q_{N[s.v.]}$:

Výpočtový vztah:
$$Q_{N[s.v.]} = Q_{s.v.} * \frac{p_1}{p_N} * \frac{T_N}{T_1} \quad [5]$$

Výpočet: $Q_{N[s.v.]} = 144343 * 99,15/101,325 * 273,15/283,35 = \mathbf{136160,7 \text{ Nm}^3/\text{h}}$

f) Objem stlačeného vzduchu za chladičem I° - Q_{3skut} :

Výpočtový vztah:
$$Q_{3skut} = Q_{1skut} * \frac{p_1}{p_3} * \frac{T_3}{T_1} \quad [6]$$

Výpočet: $Q_{3skut} = 145753 * 99,15/227,43 * 305,15/283,35 = \mathbf{68430,9 \text{ m}^3/\text{h}}$

g) Množství vlhkosti ve vzduchu za dochlazovačem I° - \dot{m}_{p3} :

Výpočtový vztah:
$$\dot{m}_{p3} = Q_3 * f_3'' \quad [7]$$

Výpočet: $\dot{m}_{p3} = 68430,9 * 0,03383 = \mathbf{2315 \text{ kg}/\text{hod}}$

h) Množství vyloučeného kondenzátu - \dot{m}_{kond} :

Výpočtový vztah: $\dot{m}_{\text{kond.}} = \dot{m}_{\text{ps}} - \dot{m}_{\text{p3}}$ [8]

Výpočet: $\dot{m}_{\text{kond.}} = 1068,7 - 2315 = -1246,3 \text{ kg/hod}$
 \Rightarrow za daných provozních podmínek voda v dochlazovači nekondenzuje.

ch) Stanovení měrného objemu v_1 :

Výpočtový vztah: $v_1 = (R \cdot T_1)/p_1$ [9]

Výpočet: $v_1 = (8,314 \cdot 283,35)/99,15 = 23,76 \text{ m}^3/\text{kmol}$

i) Výpočet polytropického exponentu n_1 - skutečná komprese:

Výpočtový vztah: $n_1 = 1/(1 - (\ln T_2/T_1)/(\ln p_2/p_1))$ [10]

Výpočet: $n_1 = 1/(1 - (\ln 380,15/283,35)/(\ln 237,73/99,15)) = 1,506 [-]$

j) Výpočet vratné polytropické kompresní práce a_{pol1}^n :

Výpočtový vztah: $a_{\text{pol1}}^n = \frac{n}{n-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \cdot \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right]$ [11]

Výpočet: $a_{\text{pol1}}^n = \frac{1,506}{1,506-1} \cdot 99,15 \cdot 23,76 \cdot \left[1 - \left(\frac{237,73}{99,15} \right)^{\frac{1,506-1}{1}} \right] = -2394,8 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right]$

k) Výpočet polytropické teploty výtlaku $T_{2\text{pol.}}$:

Výpočtový vztah: $T_{2\text{pol.}} = T_1 \cdot \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$ [12]

Výpočet: $T_{2\text{pol.}} = 283,35 \cdot \left(\frac{237,73}{99,15} \right)^{\frac{1,506-1}{1}} = 380,2 \text{ K} = 108 \text{ }^\circ\text{C}$

l) Výpočet polytropické účinnosti η_{pol1} :

Výpočtový vztah: $\eta_{\text{pol1}} = \left(\frac{T_{2\text{pol.}} - T_1}{T_2 - T_1} \right)$ [13]

Výpočet: $\eta_{\text{pol1}} = \left(\frac{107-10,2}{107-10,2} \right) = 1 [-] = 100 \%$

m) Výpočet nevratného výkonu W_{t1} [nevrat]:

Výpočtový vztah: $W_{\text{t1}} = \frac{a_{\text{pol1}}^n}{\eta_{\text{pol1}}}$ [14]

Výpočet: $W_{\text{t1}} = (-2394,8/1) = -2394,8 \text{ [kJ/kmol]}$

n) Stanovení měrného objemu v_3 :

Výpočtový vztah: $v_3 = (R * T_3)/p_3$ [15]

Výpočet: $v_3 = (8,314 * 305,15)/227,43 = 11,155 \text{ m}^3/\text{kmol}$

o) Výpočet polytropického exponentu n_2 - skutečná komprese:

Výpočtový vztah: $n_2 = 1/(1 - (\ln T_4/T_3)/(\ln p_4/p_3))$ [16]

Výpočet: $n_2 = 1/(1 - (\ln 448,55/305,15)/(\ln 702,27/227,43)) = 1,519 [-]$

p) Výpočet vratné polytropické kompresní práce $a_{\text{pol}2}^n$:

Výpočtový vztah: $a_{\text{pol}2}^n = \frac{n_2}{n_2 - 1} * p_3 * v_3 * \left[1 - \left(\frac{p_4}{p_3} \right)^{\frac{n_2 - 1}{n_2}} \right]$ [17]

Výpočet: $a_{\text{pol}2}^n = \frac{1,519}{1,519 - 1} * 227,43 * 11,15 * \left[1 - \left(\frac{702,27}{227,43} \right)^{\frac{1,519 - 1}{1}} \right] = -3489,5 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right]$

q) Výpočet polytropické teploty výtlaku $T_{4\text{pol}}$ - $T_{4\text{pol}}$:

Výpočtový vztah: $T_{4\text{pol}} = T_3 * \left(\frac{p_4}{p_3} \right)^{\frac{n_2 - 1}{n_2}}$ [18]

Výpočet: $T_{4\text{pol}} = 305,15 * \left(\frac{702,27}{227,43} \right)^{\frac{1,519 - 1}{1}} = 448,6 \text{ K} = 175,4 \text{ }^\circ\text{C}$

r) Výpočet polytropické účinnosti $\eta_{\text{pol}2}$:

Výpočtový vztah: $\eta_{\text{pol}2} = \left(\frac{T_{4\text{pol}} - T_3}{T_4 - T_3} \right)$ [19]

Výpočet: $\eta_{\text{pol}2} = \left(\frac{448,55 - 305,15}{448,55 - 305,15} \right) = 1 [-] = 100 [\%]$

s) Výpočet nevratného výkonu W_{t2} [nevrat]:

Výpočtový vztah: $W_{t2} = \frac{a_{\text{pol}2}^n}{\eta_{\text{pol}2}}$ [20]

Výpočet: $W_{t2} = (-3489,5/1) = -3489,5 \text{ [kJ/kmol]}$

t) Výpočet průtoku normálního látkového množství soustrojím \dot{n}_N :

Výpočtový vztah: $\dot{n}_N = (Q_N * p_N)/(R * T_N)$ [21]

Výpočet: $\dot{n}_N = \frac{137\,500 * 101,325}{8,314 * 273,15} = 6134,9 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{hod.}} \right] = 1,7041 \text{ [kmol/s]}$

u) Výpočet nevratného polytropického příkonu P_{pol} :

Výpočtový vztah: $P_{pol} = W_{t1} * \dot{n}_1 + W_{t2} * \dot{n}_2$ [22]

Výpočet: $P_{pol} = (-2394,8 * 1,7041) + (-3489,5 * 1,7041) = -10,028 \text{ [MW]}$

v) Výpočet mechanické účinnosti soustrojí η_{mech} :

Výpočtový vztah: $\eta_{mech.} = \frac{P_{pol}}{P_{jm}}$ [23]

Výpočet: $\eta_{mech.} = 10,028/11,35 = 0,8835 [-] = 88,35 \text{ [%]}$

Na základě výše uvedeného postupu bylo pro uvedená provozní data vyhodnoceno šest sad polytropických exponentů a účinností pohonného soustrojí. Pro simulace děliče pak byl použit jejich průměr. Vyhodnocené parametry jsou uvedeny v tabulce 5.

Tab. č.5 : Vyhodnocení turbokompresoru - vyhodnocené parametry

Č. měření:	Účinnost:	Exponent n_1 :	Exponent n_2 :
1.	0,88349	1,50617	1,51897
2.	0,86711	1,49424	1,51227
3.	0,90866	1,51400	1,48631
4.	0,86916	1,50353	1,52100
5.	0,87252	1,50394	1,52166
6.	0,87896	1,49882	1,52480
Aritm. Φ	0,87998	1,50345	1,51417

Nasátý vzduch do turbokompresoru sebou přivádí i objemové množství vodních par. Ty jsou po ochlazení vzduchu v DC/AC dochlazovači zachytávány na molekulovém síti. Na výstupu z molekulových sít je také měření objemového toku vzduchu do procesu destilace.

Porovnáním této hodnoty s hodnotou nasávaného objemového toku suchého vzduchu do kompresoru bylo zjištěno, že nesouhlasí množství suchého vzduchu mezi sáním turbokompresoru a za molekulovými síti. Vzhledem k tomu, že v této části nejsou žádné významné odběry a průtokoměr za molekulovými síti považujeme za spolehlivý, jsou jediným možným vysvětlením skryté úniky vzduchu uvnitř zařízení, např netěsnostmi a trhlinami v mezichladiči. Vzhledem k velikosti těchto ztrát, je nutné tyto ztráty zahrnout do bilančního modelu. Ztráty byly stanoveny poměrově na základě porovnání průtoku suchého vzduchu na sání turbokompresoru a za molekulovými síti. Provozní data použitá

pro vyhodnocení ztrát jsou uvedena v tabulce č.6 a). Pro vyhodnocení byla použita data ze šesti provozních stavů. Vyhodnocené ztráty jsou uvedeny v tabulce č.6 b). Při simulaci linky byla použita průměrná hodnota.

Tabulka č.6a : Vyhodnocení vzduchových ztrát turbokompresoru – vstupní data

	FI-1812	FI-5105-2	přepočet
	Air to plant	Air to TK [N]	Air to TK _{skut}
Data:	Q _N [MS-out] [Nm ³ /hod.]	Q _N [WA.to TK] [Nm ³ /hod.]	Q _{SK} [WA to TK] [m ³ /hod.]
1.	118000	137500	145763,4
2.	113000	130610	139336,7
3.	118000	135300	141811,4
4.	117500	138740	154877,3
5.	116800	138900	152763,7
6.	117500	140400	151863,5
Ar. Φ			

Tabulka č.6b : Vyhodnocení vzduchových ztrát turbokompresoru – vypočtená data

	obsah H ₂ O H ₂ O in Air	přepočet H ₂ O in Air	such.vzd. D.A. to TK	přepočet D.A. to TK _[N]	poměr	ztráta
Data:	m _{PS} [kg/hod.]	Q _Z [m ³ /hod.]	Q _{SK} [DA to TK] [m ³ /hod.]	Q _N [DA to TK] [Nm ³ /hod.]	Q _N [MS-out]. /Q _N [DA to TK] [-]	[%]
1.	1068,74	1409,52	144353,9	136170	0,866	13,34
2.	1054,19	1399,14	137937,5	129298	0,873	12,60
3.	637,44	831,20	140980,2	134507	0,877	12,27
4.	1106,68	1536,96	153340,4	137363	0,855	14,46
5.	1596,96	2185,08	150578,7	136913	0,853	14,69
6.	1345,43	1810,52	150053,0	138726	0,846	15,30
Ar. φ					0,862	13,77

Vzorový příklad výpočtu:

I) Stanovení skutečné objemové spotřeby vzduchu turbokompresoru Q_{SK}.

Výpočtový vztah::
$$Q_{SK} = Q_N * \frac{p_N}{p_1} * \frac{T_1}{T_N} \quad [1]$$

Výpočet: $Q_{SK} = 137500 * 101,325/99,15 * 283,35/273,15 = 145763,4 \text{ m}^3/\text{hod}$

II) Obsah vody v nasávaném vzduchu \dot{m}_{PS} :

Použitý vzorec:
$$\dot{m}_{PS} = Q_{SK} * \varphi_s * f_{s1}'' \quad [2]$$

Výpočet:
$$\dot{m}_{PS} = 145763 * 0,78 * 0,0094 = \mathbf{1068,74 \text{ kg/hod.}}$$

III) Parciální objem nasáté vody ve vzduchu Q_Z :

Použitý vzorec:
$$Q_Z = \dot{m}_{PS} * R_p * T_1/p_1 \quad [3]$$

Výpočet:
$$Q_Z = 1068,7 * 461,5 * 283,4/99150 = \mathbf{1409,52 \text{ m}^3/\text{hod.}}$$

IV) Suchý vzduch do kompresoru při T_1 a p_1 – $Q_{SK [DA \text{ to TK}]}$:

Použitý vzorec:
$$Q_{SK [DA \text{ to TK}]} = Q_{SK} - Q_Z \quad [4]$$

Výpočet:
$$Q_{SK [DA \text{ to TK}]} = 145763,4 - 1409,7 = \mathbf{144353,9 \text{ m}^3/\text{hod.}}$$

V) Suchý vzduch do kompresoru-přepočet na normální podmínky $Q_N [DA \text{ to TK}]$:

Použitý vzorec:
$$Q_{N[DA \text{ to TK}]} = Q_{SK [DA \text{ to TK}]} * \frac{p_1}{p_N} * \frac{T_N}{T_1} \quad [5]$$

Výpočet:
$$Q_{N [DA \text{ to TK}]} = 144353 * \frac{99,15}{101,325} * \frac{273,15}{283,35} = \mathbf{136170 \text{ Nm}^3/\text{h.}}$$

VI) Poměr - such.vzd. z M.S./such.vzd. do kompresoru – $Q_N [M.S.out]/ Q_N [DA \text{ to TK}]$:

Použitý vzorec:
$$Pom_{\xi} = \frac{Q_N [M.S.out]}{Q_N [DA \text{ to TK}]} \quad [24]$$

Výpočet:
$$P_{\xi} = 118000/136170 = \mathbf{0,866 [-]}$$

VII) Dopočet ztrát v $Q_{[ztr]} [\%]$:

Použitý vzorec:
$$Q_{ztr} = 1 - Pom_{\xi} \quad [25]$$

Výpočet:
$$Q_{ZTR} = 1 - 0,866 = 0,1334 * 100 = \mathbf{13,34 [\%]}$$

4.2 Dotlačovací vzduchový čtyřstupňový radiální kompresor

Vyhodnocení Booster turbokompresoru z provozních dat

Dotlačovací kompresor Booster je tvořen čtyřmi radiálními stupni s mezichladiči. Stanovení parametrů na tomto turbokompresoru je komplikováno tím, že se tlaky na jednotlivých stupních kompresoru nesnímají. Dále, při dílčích výpočtech bylo zjištěno, že tlakové ztráty mezi stupni jsou natolik významné, že je nelze zanedbat a je třeba s nimi počítat. Z toho důvodu bylo nutné metodu vyhodnocení polytropických exponentů komprese upravit. Jednotlivé tlaky mezi stupni byly dopočítány pomocí teoretického a skutečného tlakového kompresního poměru π_{teor} a π_{sk} dle následujících výpočtových vztahů

$$\text{Výpočtový vztah : } \pi^4 = \frac{p_{4V}}{p_{1S}} \Leftrightarrow \pi_{\text{teor.}} = \sqrt[4]{\frac{p_{4V}}{p_{1S}}} \Leftrightarrow \pi_{\text{teor.}} = \sqrt[4]{\frac{p_{XV}}{p_{1S}}} \quad [26]$$

$$\text{Výpočtový vztah: } \pi_{\text{SK}} = (1,06 \div 1,1) \pi_{\text{teor.}} \quad [27]$$

Provozní a dopočtená tlaková data použitá pro stanovení parametrů dotlačovacího turbokompresoru jsou uvedena v tabulce č.7. Zvolená provozní data reprezentují různé provozní stavy.

Tab. č.7 : Vyhodnocení booster turbokompresoru - provozní a dopočtená data

ČÍSLO MĚŘENÍ:		Data I:	Data II:	Data III:	Data IV:	Data V:	
Množství vzduchu:	$Q_N (\text{Sání}) =$	83170	83380	82210	81300	82360	[Nm ³ /h]
Sací tlak:	$P_{1S} [\text{IN}] =$	585	571,1	571,3	570	571,6	[kPa _g]
Sací teplota:	$T_{1S} [\text{IN}] =$	27,1	23,7	25	28,28	24,72	[°C]
Výtlač I° tlak:	$P_{1V} [\text{OUT}] =$	971,28	962,1	962,04	960,38	962,9	[kPa _g]
Výtlač I° teplota::	$T_{1V} [\text{OUT}] =$	66,1	62,5	64	66,3	63,75	[°C]
Sací tlak II°:	$P_{2S} [\text{IN}] =$	887,26	878,8	879,1	877,2	879,5	[kPa _g]
Sací tep. II°:	$T_{2S} [\text{IN}] =$	22	19,7	20,4	22,06	20,23	[°C]
Výtlač II° tlak:	$P_{2V} [\text{OUT}] =$	1443,6	1448,8	1449,2	1446,22	1449,9	[kPa _g]
Výtlač II° tep.:	$T_{2V} [\text{OUT}] =$	55	51	53,5	55,12	53,15	[°C]
Sací tlak III°:	$P_{3S} [\text{IN}] =$	1322,6	1327,3	1327,7	1324,98	1328,23	[kPa _g]
Sací tep. III°:	$T_{3S} [\text{IN}] =$	22,3	18,2	20,9	22,35	20,52	[°C]
Výtlač III° tlak:	$P_{3V} [\text{OUT}] =$	2124,0	2158,1	2158,8	2154,39	2159,76	[kPa _g]

Výtlač III° tep.:	$T_{3V [OUT]} =$	71,2	67	69,7	71,14	69,39	[°C]
Sací tlak IV°:	$P_{4S [IN]} =$	1949,7	1981,1	1981,7	1977,67	1982,62	[kPa _g]
Sací tep. IV°:	$T_{4S [IN]} =$	23,5	19,4	22	23,61	21,87	[°C]
Výtlač IV° tlak:	$P_{4V [OUT]} =$	2871	2934,0	2896	2885	2915	[kPa _g]
Výtlač IV° tep.:	$T_{4V [OUT]} =$	63,5	59,6	62	63,5	61,75	[°C]
Výtlač komp. tlak:	$P_{5V [OUT]} =$	2853	2934	2896	2875	2904	[kPa _g]
Výtlač komp. tep.:	$T_{5V [OUT]} =$	23,6	19,5	22,1	23,6	21,84	[°C]
Jmenovitý příkon:	$P_{jm.} =$	4,89	4,9	4,8	4,782	4,833	[MW]

4.2.1 Booster kompresor – výpočtová část

Výpočet dotlačovacího kompresoru byl proveden stejným způsobem jako při vyhodnocování hlavního turbokompresoru a pro výpočty polytropických nevratných kompresních prací, nevratných výkonů a polytropických účinností bylo využito i stejných výpočtových vztahů.

Na základě tohoto postupu bylo vyhodnoceno pět sad polytropických exponentů a účinností pohonného soustrojí. Pro simulace děliče pak byl použit jejich průměr. Vyhodnocené parametry jsou uvedeny v tabulce 8.

Tabulka č. 8: Vyhodnocení booster turbokompresoru – vyhodnocené parametry

Číslo měření:	$\eta_{\text{mech-stroje}}$	n_1	n_2	n_3	n_4
1	0,9456	1,3765	1,3113	1,5221	1,5305
2	0,9615	1,3659	1,2839	1,5112	1,5175
3	0,9742	1,3660	1,3031	1,5034	1,5090
4	0,9737	1,3498	1,3014	1,5001	1,5031
5	0,9737	1,3673	1,3021	1,5056	1,5031
Aritm.φ	0,9658	1,3651	1,3003	1,5085	1,5126

4.3 Dochlazovač kompendérů

Vyhodnocení dochlazovače vzduchu na výstupu z kompendérů

Další důležitou součástí bilancování procesní jednotky je dochlazovač vzduchu vystupujícího z kompresní části detandéru.



Obr. 21: Dochlazovač vzduchu E0350 Zdroj: Vlastní

Bilancovanou částí celé procesní jednotky nebyl jenom vzduch a jeho následné rozdělení na produkty. Pro výpočet nákladů spojených s výrobou produktů bylo nutné vyčíslit i náklady spojené s chlazením vzduchu, popř. náklady na provoz molekulových sít. Příkladem přístupu k vyhodnocování budiž výše zmiňovaný dochlazovač.

Jak již bylo uvedeno pro každý aparát byla vytvořena samostatná hmotnostní a entalpická bilance. Bilanční model celé linky pak byl následně složen z těchto dílčích bilančních modelů. Při výpočtu entalpické bilance byla uvažována teplotní závislost měrné tepelné kapacity.

Byla provedena tři nezávislá měření vstupních a výstupních teplot proudů vzduchu a chladicí vody z dochlazovače. Data jsou uvedena v tabulce 9.

Tabulka č. 9: Provozní teploty chladiče vzduchu E0350

Chladič Komp.	AIR $T_{[IN]}$	AIR $T_{[OUT]}$	H ₂ O $T_{[IN]}$	H ₂ O $T_{[OUT]}$
1.měření	71,9	20,2	15	23,5
2.měření	73,2	22,4	15	22,3
3.měření	72,8	22,2	15	21,8

Pro výpočet množství odvedeného tepla bylo nutné znát koeficienty jednotlivých prvků pro rovnici:

Použitý vzorec: $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$ [28]

Tabulka č. 10: Koeficienty pro výpočet okamžitého kilomolového tepla IP

	Složka	a_i	b_i	c_i	d_i
1	Dusík N ₂	31,15	-1,36E-02	2,68E-05	-1,16E-08
2	Kyslík O ₂	28,106	-3,68E-06	1,75E-05	-1,07E-08
3	Argon Ar	20,804	-3,21E-05	5,17E-08	0
4	CO ₂	19,795	7,34E-02	-5,60E-05	1,72E-08
5	H ₂ O	32,243	0,001924	1,06E-05	-3,60E-09

Dále bylo nutné vyčíslit střední hodnotu kilomolového tepla C_{ps} mezi teplotami T_1 a T_2 .

Použitý vzorec: $\Delta h = q = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT = C_{ps} * (T_2 - T_1)$ [29a]

Použitý vzorec: $\Delta h = a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4)$ [29b]

Tabulka č. 11: Vstupní látková množství a koncentrace jednotlivých produktů

	Součást	Vzduch - vstup	
		C_i	n_i [kmol/hod.]
1	Dusík N ₂	0,7812	2898,8
2	Kyslík O ₂	0,2095	777,4
3	Argon Ar	0,0093	34,5
4	Σ	1	3710,7

Tabulka č. 12: Vypočtené hodnoty rozdílů entalpií jednotlivých produktů

	Součást	1. měření		2. měření		3. měření	
		Δh_i [kJ/kmol]	$Q_i =$ $n_i \cdot \Delta h_i$	Δh_i [kJ/kmol]	$Q_i =$ $n_i \cdot \Delta h_i$	Δh_i [kJ/kmol]	$Q_i =$ $n_i \cdot \Delta h_i$
1	Dusík N ₂	1581,32	1273	1552,79	1250	1546,84	1246
2	Kyslík O ₂	1455,12	314	1429,92	309	1424,26	308
3	Argon Ar	1075,50	10	1056,77	10	1052,61	10
4	Σ	4111,93	1598	4039,48	1569	4023,71	1563

Tepelný výkon chladiče:

Použitý vzorec:

$$Q = n_i \cdot \Delta h \quad [30]$$

Tabulka č. 13: Vypočtené hodnoty tepelného výkonu chladiče

	Q		Q	
1. měření	1598	[kW]	1,598	[MW]
2. měření	1569	[kW]	1,569	[MW]
3. měření	1563	[kW]	1,563	[MW]

Na základě znalosti tepelného výkonu chladiče bylo možné přistoupit k výpočtu spotřeby chladicí vody.

Použitý vzorec:

$$\dot{m} = Q/C_p \cdot \Delta T \quad [31]$$

Tabulka č. 14: Vypočtené hodnoty - množství chladicí vody

	\dot{m}		\dot{m}	
1. měření	50,945	[Kg/s]	183,40	[MT/hod.]
2. měření	50,034	[Kg/s]	180,12	[MT/hod.]
3. měření	49,841	[Kg/s]	179,43	[MT/hod.]

5. Bilance děliče

Vyhodnocení jednotlivých produktů z bilančních schémat

Pomocí vytvořeného bilančního modelu (viz. část 3) a procesních parametrů vyhodnocených z provozních dat vybraných zařízení (viz část 4) byla provedena bilance děliče pro vybrané provozní stavy.

Byly vybrány čtyři sady provozních dat při rozdílném otevření J-T ventilu. (Tab č. 15). Otevření J-T ventilu ovlivňuje průtok vzduchu přes oba expandéry a tím i výkonnost detandéru.

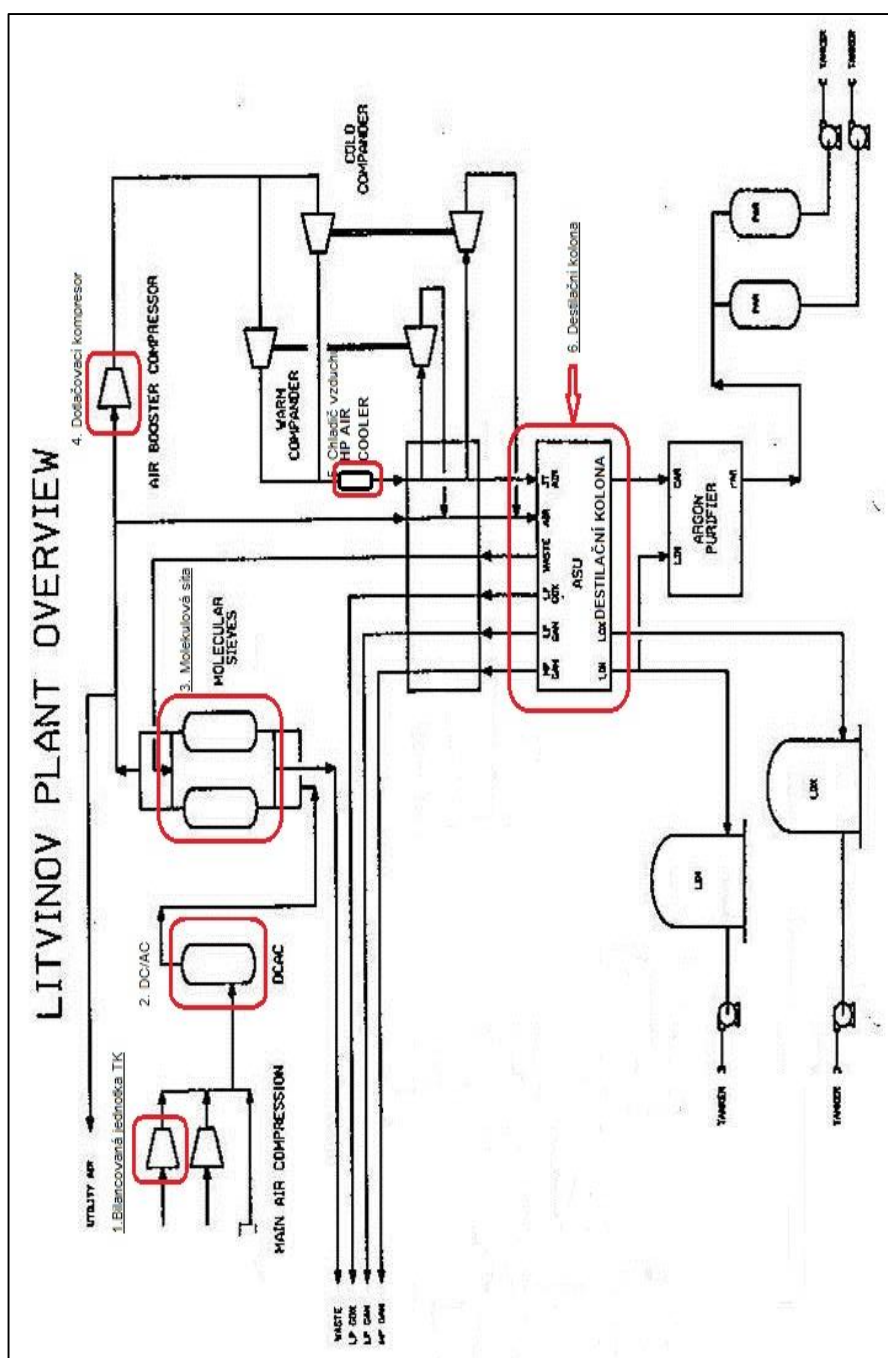
Tab č. 15: Provozní data J-T: 60/64/67/69 [%]

J-T ventil	69	67	64	60	[%]
Booster/A.M.S.	70,6	70,6	70,6	70,6	[%]
TBK průtok na sání	134 600	141 100	139 400	131 500	[Nm ³ /h]
TBK sací teplota	27	26	26	20	[°C]
Booster výtlak	2898	2964	2919	2922	[kPa g]
MP GAN -kvalita - O ₂	0,472	0,337	0,422	0,522	[ppm]
MP GAN -kvalita - Ar	0,34	0,34	0,34	0,34	[%]
MP GAN -průtok	412	442	418	413	[Nm ³ /h]
LP GAN -kvalita - O ₂	0,842	1,21	0,64	0,995	[ppm]
LP GAN -průtok	53 990	57 160	55 060	49 890	[Nm ³ /h]
WASTE -kvalita - O ₂	5,455	5,236	4,167	6,768	[%]
WASTE -kvalita - Ar	0,85	0,85	0,85	0,85	[%]
WASTE -průtok	28 170	28880	28490	28010	[Nm ³ /h]
S/A -kvalita - O ₂	2,523	2,679	2,553	2,356	[%]
S/A -kvalita - N ₂	28,76	1,036	9,342	3,537	[ppm]
LP GOX -kvalita - O ₂	99,61	99,64	99,59	99,65	[%]
LP GOX -průtok	18 720	19250	19990	17820	[Nm ³ /h]
LIN -kvalita - N ₂	99,92	99,92	99,92	99,92	[%]
LIN -průtok	9,331	8,555	9,129	10,39	[MT/h]
LOX -kvalita - O ₂	99,72	99,72	99,72	99,72	[%]

Vstupní data byla vložena do vyhotoveného bilančního modelu v programu EXCEL. Ztráty na hlavním turbokompresoru byly iterační metodou stanoveny tak, aby při zadaném průtočném množství na sání turbokompresoru vypočtený výstup

nízkotlakého dusíku z kolony LP GAN odpovídá hodnotě uvedené v provozních datech dusíku z kolony.

Podobným způsobem byla stanovena hodnota výstupního proudu S/A tak, aby byla splněna hmotová bilance pro argon. Bylo zjištěno, že uváděná provozní hodnota průtoku proudu S/A je poněkud nižší nežli množství odpovídající hmotové bilanci. Přehledné schéma bilančního modelu a jeho jednotlivých bilancovaných procesních jednotek je uvedeno na obr. č. 22 na následující straně.



Obr. 22: Schéma bilancovaných procesních jednotek

Zdroj: Vlastní

Vybraná vypočtená data jsou uvedena v tabulce 16.

Tab. č. 16a: Vypočtené hodnoty

J-T ventil	69	67	64	60	[%]
LOX -průtok	4,985	5,524	4,286	4,298	[MT/h]
poměr LOX/LIN	0,534	0,646	0,470	0,414	
S/A - průtok	763,6	803,1	773,1	728,2	[Nm ³ /h]
ztráty vzduchu na TK	13,2	14,3	14,9	15,9	[%]

Tab. č. 16b: Vypočtené hodnoty - elektrický příkon

J-T ventil	69	67	64	60	[%]
TBK -příkon	11,30	11,83	11,69	10,94	MW
DC/AC pump - příkon	0,07	0,07	0,07	0,07	MW
Booster -příkon	4,80	5,04	4,90	4,62	MW
příkon celkem	16,17	16,95	16,66	15,62	MW

Tab. č. 16c: Vypočtené hodnoty - spotřeba chladicí vody a páry

J-T ventil	69	67	64	60	[%]
TB - ch.v.	763	770	761	572	MT/h
DC/AC - ch.v.	165	165	165	165	MT/h
Booster -ch.v.	286	301	292	275	MT/h
Kompander -ch.v.	176	182	179	168	MT/h
Chl. voda celkem	1 390	1419	1398	1180	MT/h
Spotřeba páry	0,855	0,855	0,855	0,855	MT/h

Tab. č. 16d: Vypočtené hodnoty - náklady

J-T ventil	69	67	64	60	[%]
elektrická energie	15 281	16 015	15 748	14 765	Kč/h
chladicí voda	3 753	3 830	3 774	3 187	Kč/h
pára	462	462	462	462	Kč/h
celkem	19 496	20 307	19 984	18 414	Kč/h
cena na produkt	177	177	177	177	Kč/MT

V tabulce 17 jsou prezentovány pro ilustraci parametry produktů destilační kolony.

Tab. č. 17a: Vyhodnocení jednotlivých proudů-EXCEL

Součást	$C_{i_n}^{N_2}$	$C_{i_n}^{O_2}$	$C_{i_n}^{Ar}$	n_i [kmol/h.]	V_i [Nm ³ /h.]	\dot{m}_i [MT/h.]
1 MP GAN	0,999999528	0,000000472	0,0034	18,38	412,00	0,52
2 LP GAN	0,999999158	0,000000842	0	2408,78	53990,00	67,48
4 WASTE	0,93695	0,05455	0,0085	1256,81	28170,00	35,61
5 S/A	0,00002876	0,02523	0,97474124	34,07	763,59	1,35
6 LP GOX	0	0,9961	0,0039	835,20	18720,00	26,75
7 LIN	0,9992	0	0,0008	332,98	7463,28	9,33
8 LOX	0	0,9972	0,0028	155,67	3489,06	4,98

Tab. č.17b: Ukázka finálního vyhodnocení dat jednotlivých proudů (EXCEL)

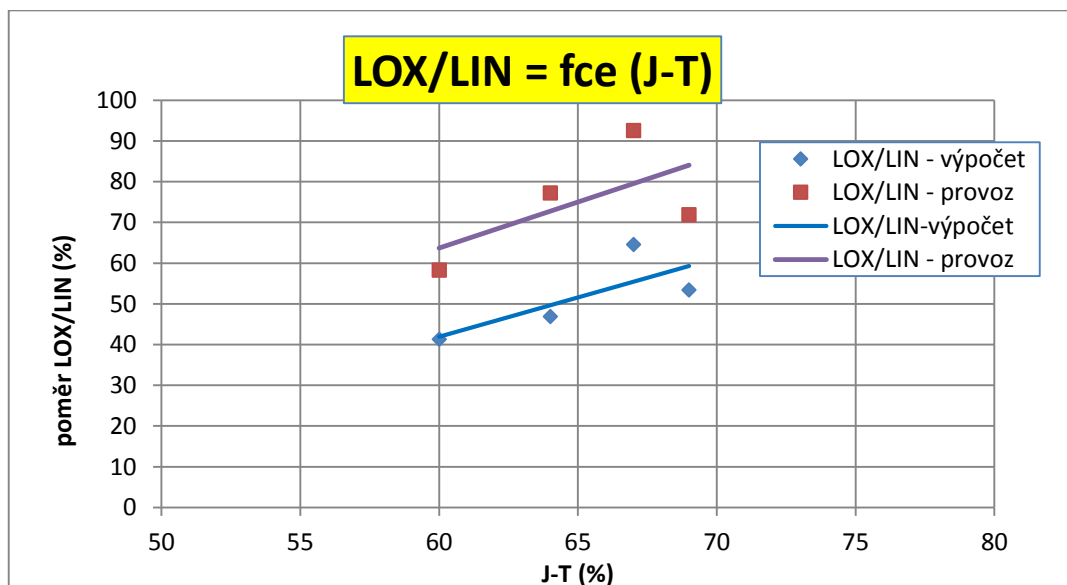
1	MP GAN	0,472	[ppm]O2	0,000000472	412	[Nm ³ /h.]	18,38153	[kmol/h.]	0,515675	[MT/hod]
		99,65	[%] N2	0,996599528						
		0,34	[%] Ar	0,0034						
2	LP GAN	0,842	[ppm]O2	0,000000842	53 990	[Nm ³ /h.]	2408,784	[kmol/h.]	67,47823	[MT/hod]
			[%] N2	0,999999158						
3	WASTE	5,455	[%] O2	0,05455	28 170	[Nm ³ /h.]	1256,81	[kmol/h.]	35,60843	[MT/hod]
		93,69	[%] N2	0,93695						
		0,85	[%] Ar	0,0085						
4	S/A	2,523	[%] O2	0,02523	763,59	[Nm ³ /h.]	34,0679	[kmol/h.]	1,353968	[MT/hod]
			[%] Ar	0,97474124	0,0000	dif Ar				
		28,76	[ppm]N2	0,00002876						
5	LP GOX	99,61	[%] O2	0,9961	16 720	[Nm ³ /h.]	835,1997	[kmol/h.]	26,75227	[MT/hod]
		0,39	[%] Ar	0,0039						
6	LIN	99,92	[%] N2	0,9992	9,331	[MT/h.]	332,9771	[kmol/h.]	7463,283	[Nm ³ GAS/h.]
		0,08	[%] Ar	0,0008						
7	LOX	99,72	[%] O2	0,9972	4,9848	[MT/h.]	155,67	[kmol/h.]	3489,06	[Nm ³ GAS/h.]
		0,28	[%] Ar	0,0028						

Dále bylo provedeno porovnání vybraných dat vypočtených a provozních. Porovnání je uvedeno v tabulce 18. Bilancí bylo potvrzeno, že měření produktu LOX je zatíženo chybou cca 25-30% a měření S/A chybou 12-22%. Stejně rozdíly při měření průtoku vzduchu za molekulovými síty a příkonu turbokompresoru mohou naznačovat nepřesné měření průtoku na sání. Dále bylo zjištěno, že poměr LOX/LIN, měrná produkce LOX (vztažená k průtoku na sání) a ztráty na TK závisí na otevření J-T ventilu. Závislost vybraných parametrů na otevření J-T ventilu je prezentováno na grafech 1, 2 a 3.

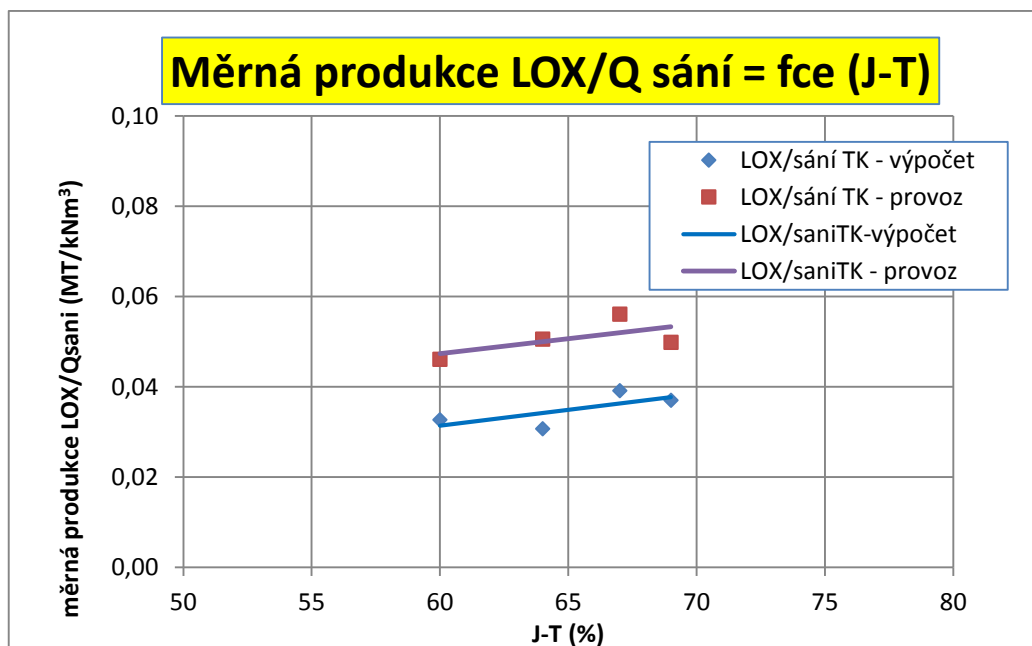
Tab č. 18: Porovnání vybraných vypočtených a provozních dat

J-T ventil:	69	67	64	60	%
Výroba LOX:					
výpočet	4,985	5,524	4,286	4,298	MT/h
provoz	6,711	7,921	7,053	6,061	MT/h
poměr %	74,28	69,74	60,77	70,91	%
Poměr LOX/LIN:					
výpočet	53,42	64,57	46,95	41,37	%
provoz	71,92	92,59	77,26	58,33	%
poměr %	74,28	69,74	60,77	70,91	%
Air to M.S. - průtok:					
výpočet	113 008	117 244	115 033	108 180	MT/h
provoz	117 000	122 900	118 500	111 700	Nm3/h
poměr %	96,59	95,40	97,07	96,85	%

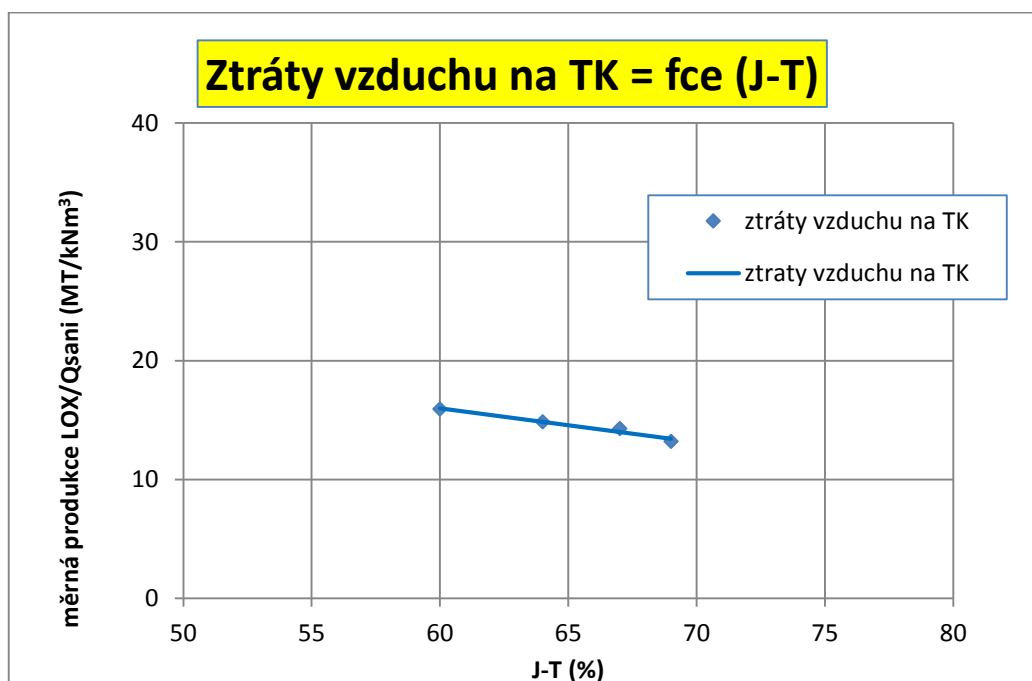
S/A průtok:					
výpočet	764	803	773	728	Nm3/h
provoz	659	690,3	689,3	595	Nm3/h
poměr %	115,85	116,34	112,16	122,37	%
Příkon TK:					
výpočet	11,3	11,8	11,7	10,9	MW
provoz	11,7	12,28	12,11	11,18	MW
poměr %	96,58	96,33	96,51	97,82	%
Příkon Booster:					
výpočet	4,798	5,044	4,904	4,615	MW
provoz	4,791	4,902	4,779	4,828	MW
poměr %	100,14	102,89	102,63	95,59	%



Graf č.1 : Poměr LOX/LIN jako funkce otevření J-T ventilu



Graf č.2 : Měrná produkce LOX jako funkce otevření J-T ventilu



Graf č.3 : Ztráty vzduchu na TBK jako funkce otevření J-T ventilu

6. Bilance metodou Flowsheeting

Flowsheeting & Microsoft office excel

Pomocí bilančního výpočtu bylo zjištěno, že nesouhlasí vypočtená a provozní data. Destilační kolona je poměrně složitá a provozně specifické zařízení. Z toho důvodu byla kolona bilančována zvlášť ještě jednou a pomocí metody Flowsheeting. Cílem bylo detailněji zmapovat proudy uvnitř kolony.

Dále je uveden postup bilance destilační kolony metodou Flowsheeting autorů prof. Dítl a prof. Skřivánek.

6.1 Formulace projektu:

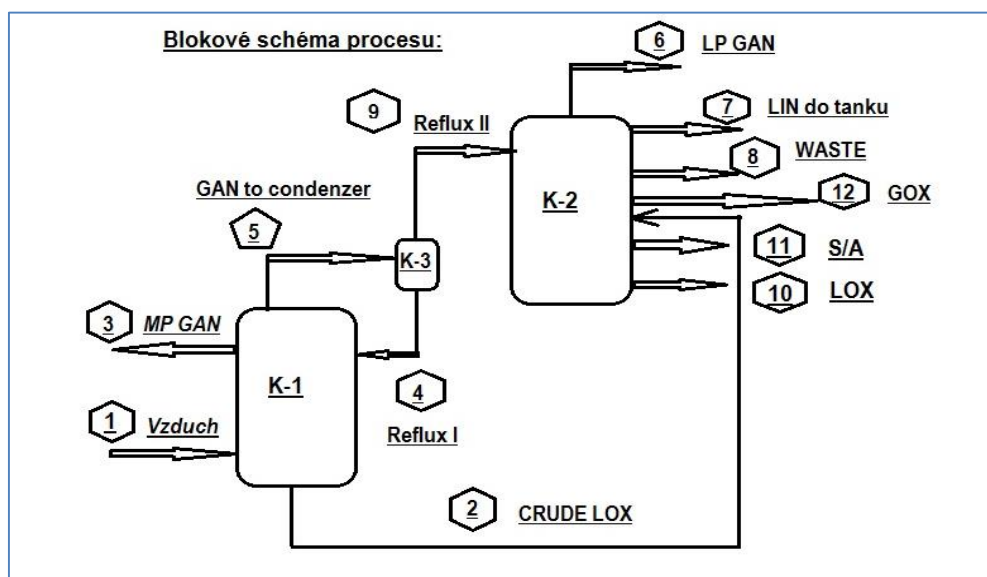
6.1.1 Destilace vzduchu (Air separation unit)

Předmětem bilančování je destilační jednotka vzduchu. Vstupujícím proudem číslo jedna je zde vysušený vzduch. Ten je následně v systému dvou kolon spojených zatopeným kondenzátorem rozdestilován za kryogenních teplot na jednotlivé produkty. Pro správný chod kolon a udržení rovnováhy jsou zde dva proudy nástřiků. Jedním je tzv. reflux, což je čistý kapalný dusík a druhým je nástřik surového LOXU.

6.1.2 Definice problému:

Jak již bylo výše uvedeno, bilančovanou veličinou je zde vzduch. Při bilančování bylo zjištěno, že vypočtené hodnoty kapalného kyslíku LOX (proud 10) se značně liší od provozních naměřených hodnot. Z toho důvodu byla provedena detailní bilance kolony a na základě důvěryhodných měření jednotlivých proudů byl proud číslo 10 dopočítáván jako poslední.

6.1.3 Proudové schéma procesu:



Obr. č. 23: Blokové schéma procesu

6.1.4 Soupis složek v jednotlivých proudech a jejich definice:

Tab. č. 19: Procesní parametry

Množství nástřiku [1] AIR from M.S.		5348,62	[kmol]
Obsah N ₂ Dusíku v nástřiku [1]		78,12	mol. [%]
Obsah O ₂ Kyslíku v nástřiku [1]		20,94	mol. [%]
Obsah Ar Argonu v nástřiku [1]		0,94	mol. [%]
Tlak v dolní koloně I	p=	585	[kPa]
Obsah N ₂ Dusíku v nástřiku [2]		63,36	mol. [%]
Obsah O ₂ Kyslíku v nástřiku [2]		35,1	mol. [%]
Obsah Ar Argonu v nástřiku [2]		1,54	mol. [%]
Obsah N ₂ Dusíku v MP Ganu [3]		99,97	mol. [%]
Obsah Ar Argonu v MP Ganu [3]		0,03	mol. [%]
Obsah N ₂ Dusíku v REFLUXU I [4]		99,97	mol. [%]
Obsah Ar Argonu v REFLUXU I [4]		0,03	mol. [%]
Obsah N ₂ Dusíku v nástřiku do kondenzátoru [5]		99,97	mol. [%]
Obsah Ar Argonu v nástřiku do kondenzátoru [5]		0,03	mol. [%]
Obsah N ₂ v LP Ganu z horní kolony [6]		99,9999	mol. [%]
Obsah O ₂ v LP Ganu z horní kolony [6]	1ppm	0,000001	mol. [%]
Obsah N ₂ v LIN To Storage [7]		100	mol. [%]
Obsah N ₂ ve Wastu [8]		96,2	mol. [%]
Obsah O ₂ ve Wastu [8]		3,5	mol. [%]
Obsah Ar ve Wastu [8]		0,3	mol. [%]
Obsah N ₂ Dusíku v REFLUXU II [9]		99,97	mol. [%]

Obsah Ar Argonu v REFLUXU II [9]		0,03	mol. [%]
Obsah O2 v LOXU [10]		100	mol. [%]
Obsah Kyslíku O2 v Side Armu [11]		2,5	mol. [%]
Obsah Argonu Ar v Side Armu [11]		97,5	mol. [%]
Obsah dusíku N2 v LP GOXU to Chemopetrol		0,28	mol. [%]
Obsah kyslíku O2 v LP GOXU to Chemopetrol		99,72	mol. [%]
Tlak v atmosférické koloně II	p=	100	[kPa]

Tab. č. 20: Seznam proudů a složek

1	AIR Nástřik do kolony I	(N2, O2, Ar)
2	Crude LOX	(N2, O2, Ar)
3	MP GAN	(N2, Ar)
4	REFLUX I	(N2, Ar)
5	GAN TO Condenser	(N2, Ar)
6	LP GAN	(N2, O2)
7	LIN TO Storage	(N2, O2)
8	Waste	(N2, O2,)
9	REFLUX II	(N2, Ar)
10	LOX TO Storage	(N2, O2)
11	SIDE ARM	(O2, Ar)
12	GOX TO Chemopetrol	(N2, O2)

6.1.5 Základ výpočtu:

Bilancovaná veličina:	n
Rozměr bilancované veličiny:	[kmol/hod.]

6.1.6 Referenční proud:

n=	5349	[kmol/hod.]
v=	119,883	[kNm ³ /hod.]
m=	154896,1658	[kg/hod.]

6.2 Řešení projektu:

6.2.1 Incidenční matice (IM)

Popisuje vztah mezi proudy a procesními jednotkami (vstup, výstup, bez spojení).

Procesní Proud jednotka	1	2	3	4	5	6	7	8	9	12
1	1	-1	-1	1	-1	0	0	0	0	0
2	0	1	0	0	0	-1	-1	-1	1	-1
3	0	0	0	-1	1	0	0	0	-1	0

Obr. č. 24 : Incidenční matice

6.2.2 Tabulka dat (TD)

Popisuje vztah mezi proudy a složkami (přítomnost či nepřítomnost složky).

Složka	Proud - AIR TO COLUMN	CRUDE LOX	MP GAN	Reflux I	GAN I	LP GAN	LIN	Waste	REFLUX II	GOX
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	12
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
2	1	1	0	0	0	1	1	1	0	1
3	1	1	1	1	1	0	0	0	1	0

Obr. 25: Tabulka dat

6.2.3 Počet neznámých parametrů (nX)

Určuje potřebný počet rovnic a tím i rozměry matice koeficientů (čtvercová matice)

$$nX = 22$$

6.2.4 Matice bilančních rovnic (BIL)

Popisuje, v kolika proudech je složka přiváděna do či odváděna z procesní jednotky. (kolik členů bude mít bil. rce příslušné složky v dané proc. jednotce).

Složka	Procesní jednotka		
	1	2	3
1	5	6	3
2	2	5	0
3	5	2	3

Obr. 26: Matice bilančních rovnic

6.2.5 Počet bilančních rovnic (nBEq)

Udává počet rovnic, které získáme bilancí toků složek v jednotlivých procesních jednotkách.

$$nBEq = 8$$

6.2.6 Počet potřebných dodatečných rovnic (nSEq)

Udává počet rovnic, které je třeba dodat k bilančním rovnicím, aby byl případ řešitelný.

nSEq =	14
--------	----

Dodatečné rovnice:

Tok v jednom z proudů musí být určen - 1 rovnice. Poté existují pouze tři možnosti, jak definovat další lineární dodatečné vztahy:

- stanovíme tok složky v některém proudu - jako v případě referenčního proudu ... $m_{i;j} = C$
- určíme koncentrace složek v proudech ... $m_{[i;j]} = c.(m_{i;1} + m_{i;2} + \dots + m_{i;n-1} + m_{i;n})$
- stanovíme poměr mezi toky dvou složek v proudech $m_{[i;j]} = C.m_{r;q}$

Jakýkoliv vztah mezi koncentracemi jedné složky v různých proudech je nelineární.

6.2.7 Determinant matice koeficientů (detA)

det A =	-1,01904
---------	----------

6.2.8 Matice koeficientů (A) a vektor pravých stran (B)

Matice koeficientů má rozměry $nX \times nX$ (čtvercová matice).

Záhlaví matice koeficientů:

První řádek označuje proudy. Každý proud obsadí tolik sloupců, kolik je v daném proudu složek (podle hodnot 1 v matici TD). Druhý řádek záhlaví označuje složky v daných proudech. Třetí řádek označuje neznámé veličiny (toky složek) a je vytvořen na základě předchozích řádků (lze využít funkce pro spojování textových řetězců - CONCATENATE).

V případě sloupců značí první sloupec procesní jednotku, pro kterou je psána bilance složky. Každá procesní jednotka bude uvedena na tolika řádcích, kolik složek se v dané jednotce vyskytuje (pro každou složku v aparátu lze psát bilanční rovnici). Druhý sloupec v záhlaví označuje složky.

Matice koeficientů (A):

Proc. lin.	1			2			3			4			5			6			7			8			9			10			11			12		
	n1,1	n1,2	n1,3	n2,1	n2,2	n2,3	n3,1	n3,2	n3,3	n4,1	n4,2	n4,3	n5,1	n5,2	n5,3	n6,1	n6,2	n6,3	n7,1	n7,2	n8,1	n8,2	n8,3	n10,1	n10,2	n11,1	n11,2	n11,3	n12,1	n12,2	n12,3					
1	0	0	0	-1	0	0	-1	0	0	1	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Referenční proud	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Reflux	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Poměr N2 v proudě 5.1 a 3.1	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0,67	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Koncentrace N2 IN Air stream 1	-0,2188	0,7812	0,7812	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Koncentrace O2 IN Air stream 1	0,2094	-0,7906	0,2094	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Koncentrace V5.1 IN2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-0,0003	0,9997	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
Koncentrace v2.1 IN bottom	0	0	0	-0,3664	0,6336	0,6336	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
Koncentrace v2.3 Ar IN bottom	0	0	0	0,0154	-0,0154	-0,9846	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
Koncentrace v9.1 IN2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
Poměr n6.4/n7.1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
Poměr n8.1/n12.1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	540,6666			
Koncentrace Ar v proudě 11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Poměr 6.1/8.1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Koncentrace O2 v proudě 6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0000015	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Koncentrace O2 v proudě 7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Koncentrace Ar v proudě 8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,008	0,008	-0,982	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Koncentrace O2 v proudě 8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,02	-0,98	0,02	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Koncentrace O2 v proudě 10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Koncentrace O2 v proudě 12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,99763			
																																	-0,0027			

Obr. 27: Matice koeficientů (A)

Vektor pravých stran (B):

B
0
0
0
0
0
0
0
0
5348,625
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0
0

Obr. 28: Vektor pravých stran

Význam řádků v matici koeficientů:

Každý řádek v matici koeficientů odpovídá jedné rovnici. V tomto příkladu představují první čtyři řádky bilanční rovnice složek, pátý řádek odpovídá rovnici popisující referenční proud a poslední tři řádky odpovídají dodatečným vztahům.

Ukázka matice koeficientů je na obr. č. 27 na předchozí straně.

6.2.9 Vektor neznámých (X):

Tab č.21a : Vektor neznámých (x)

		[kmol/hod.]			[kmol/hod.]
1	n1;1	4178,35	9	n5;1	3188,82
2	n1;2	1120,00	10	n5;3	0,96
3	n1;3	50,28	11	n4;1	1052,31
4	n2;1	2021,75	12	n4;3	0,32
5	n2;2	1120,00	13	n9;1	2136,51
6	n2;3	49,14	14	n9;3	0,64
7	n3;1	20,09	15	n6;1	3252,8
8	n3;3	0,50	16	n6;2	0

Tab č.21b : Vektor neznámých (x)

		[kmol/hod.]			[kmol/hod.]
17	n7;1	327,64	23	n10;2	168,16
18	n7;2	0,00	24	n11;2	0,5
19	n8;1	574,82	25	n11;3	48,0
20	n8;2	17,83	26	n12;1	2,62
21	n8;3	1,78	27	n12;2	933,5
22	n10;1	0,34			

Řešení soustavy lineárních rovnic v maticovém tvaru: $X = A^{-1} * B$

Tab č. 22a: Výsledná materiálová tabulka proudů

Proud	AIR IN	Nástřík	MP GAN	Reflux HPC	N ₂ toCond	LP GAN
Složka	1	2	3	4	5	6
N ₂	4178,35	2021,75	20,09	1052,31	3188,82	3252,84
O ₂	1120,00	1120,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ar	50,28	49,14	0,50	0,32	0,96	0,00
Suma Σ n [kmol/hod.]	5348,62	3190,89	20,59	1052,63	3189,78	3252,84
M _{sm} [kg/kmol]	28,95645876	29,59643	28,01698	28,01698	28,01698	28,0134
V [Nm ³ /hod.]	119883	71519,94	461,4001	23593,35	71495,01	72908,53
m [MT/hod.]	154,877225	94,43891	0,576745	29,49141	89,3679	91,12316

Tab č. 22b: Výsledná materiálová tabulka proudů

Proud	LIN	Waste	Reflux LPC	LOX	S/A	GOX
Složka	7	8	9	10	11	12
N ₂	327,64	574,82	2136,51	0,34	0,00	2,62
O ₂	0,00	17,83	0,00	168,16	0,50	933,50
Ar	0,00	1,78	0,64	0,00	48,00	0,00
Σ n [kmol/h.]	327,64	594,44	2137,15	168,50	48,50	936,12
M _{sm} [kg/kmol]	28,01341	28,18872	28,01697918	31,99203	39,7454	31,988838
V [Nm ³ /hod.]	7343,728	13323,55	47901,65627	3776,769	1086,965207	20982,049
m [MT/hod.]	9,178401	16,75637	59,87649155	5,390719	1,927467316	29,945452

6.3 Popis a vysvětlení postupu:

Volba dodatečných podmínek:

I. Referenční proud: v bilancovaném případě se jedná o vstup vzduchu do destilační kolony. Proud č.1.

II. Reflux: jedná se o rozdělení vstupního proudu č. 5 do fiktivní jednotky K3 na výstupní proudy č. 5 a č. 9 zde reprezentující nástřiky do dolní a horní kolony. O volbě Refluxu víme, že neovlivní celkový tok.

III. Poměr N₂ v proudech 3 a 5: Proud n3.1 představuje výstupní tok MP GANU z kolony a jako takový je fixně nastaven. Víme, že výsledný poměr $P_{[3,5]} = n_{[3,1]}/n_{[5,1]} \approx 0,03/5$. Proud n5.1 představuje dusík proudící ze špičky dolní nízkotlaké kolony do zatopeného kondenzátoru v horní koloně. Poměr zvolíme...

IV-V. Koncentrace n_{1,1} N₂ a n_{1,2} O₂: Proud číslo jedna je vstupující vzduch do destilační kolony. V tomto případě byly za dodatečné podmínky zvoleny hodnoty koncentrací O₂ a N₂ ve vstupujícím vzduchu.

VI. Koncentrace N₂ v proudu 5: Koncentrace dusíku v proudu č. 5 vstupujícího do kondenzátoru horní kolony.

VII-VIII. Koncentrace n_{2,1} N₂ a n_{2,3} Ar: Koncentrace dusíku a argonu v proudu číslo 2. Zde Crude LOX vystupující z dolní kolony a veden jako nástřik do horní kolony. Určitá nejistota při volbě koncentrací n_{2,1} a n_{2,3} není podstatná, protože při jiné blízké koncentraci a při zachování toku proudu č. 3 (MP GANU), musí odtéci suma molů v proudech č. 2 a č. 9. (Crude LOX a REFLUX II-nástřik do horní kolony). A tedy veškerý kyslík, argon-n_{3,3} a dusík n_{1,1} - n_{3,1} (MP GAN).

Proto je možné přejít na kolonu K2, ze které bilancované výstupní proudy musí odpovídat bilanční rovnici $[IN] - [OUT] = 0$

Otázkou zůstává, jak vstupující složky kyslíku, dusíku a argonu rozdělit mezi odcházející proudy.

Řešení je možné provést dvěma způsoby:

- a) metodou Flowsheeting & Microsoft Office Excel popsanou v přednáškách předmětu Programování s podporou počítače-PPP prof. Ditl pro případ, kde je známo velké množství výstupních dat pro více parametrů, nežli je zapotřebí. Každý řádek nesplňuje základní bilanci $IN-OUT=0$ z důvodu nekonzistence dat, nepřesnosti měření a systematických chyb atd. Postup pro tento případ je popsán ve skriptech v tisku Vydavatelství ČVUT 2017 autorů DITL P, Skřivánek J. a Netušil M. Postup je také přednášen v přednáškách předmětu Projektování s podporou počítače (PPP) na FS ČVUT.
- b) metodou optimalizací výpočtu dle simulačního modelu, pro který platí základní bilanční rovnice $IN-OUT=0$ (viz. přednášky PPP). Optimalizace je provedena tak, aby byly splněny nepochybné hodnoty průtoků a koncentrací. Jejich stanovení je otázkou zkušeností s výrobním procesem.

Dle provozních zkušeností jsem se následně rozhodl pro zafixování následujících parametrů proudů 12-GOX, 3-MP GAN a 8-WASTU. Měření těchto proudů je z provozního hlediska považováno za spolehlivé. Tyto informace se musí odrazit v dalších dodatečných podmínkách.

IX. Koncentrace n9,1-N2 v proudu 9: Koncentrace dusíku v Refluxu II-nástříku do horní kolony.

X. Koncentrace n6,2-O2 v proudu 6: Koncentrace kyslíku v nízkotlakém plynném dusík-LP GAN vystupujícího ze špičky horní kolony K2.

XI. Koncentrace n7,2-O2 v proudu 7: Koncentrace kyslíku v kapalném dusíku LIN

XII-XIII. Koncentrace n8,3-Ar a n8,2-O2 v proudu 8: Koncentrace argonu a kyslíku ve WASTU-hodnoty nejsou přesně známy a budou optimalizovány.

XIV. Koncentrace n10,2-O2 v proudu 10: Koncentrace kyslíku v kapalném kyslíku LOX vystupujícího z dolní části horní kolony K2.

XV. Koncentrace n12,2-O2 v proudu 12: Koncentrace kyslíku v plynném kyslíku LP GOX vystupujícího opět z horní kolony K2 těsně nad zatopeným kondenzátorem - proud č. 12.

Zvolený počet koncentrací je vždy o jednu hodnotu menší, nežli je počet složek.

XVI. Poměr N₂ v proudech 6 a 7 (n_{6.1}/n_{7.1}): Zde se jedná o poměr $P_{6.1/7.1} = 3,31$.
Poměr složek dusíku N₂ v proudech 6 a 7. (LP GAN/LIN)

XVII. Poměr N₂ v proudech 8 a 12 (n_{8.1}/n_{12.1}): Zde se jedná o poměr $P_{8.1/12.1} = 540,667$. Poměr složek dusíku N₂ v proudech 8 a 12. (Waste/GOX)

XVIII. Koncentrace n_{11,3}-Ar v proudu 11: Koncentrace argonu v proudu 11 (S/A).

XIX. Poměr N₂ v proudech 6 a 8 (n_{6.1}/n_{8.1}): Zde se jedná o poměr $P_{6.1/8.1} = 1,9$.
Poměr složek dusíku N₂ v proudech 6 a 8. (LP GAN/Waste)

Hodnotu poměru vychází z 6 LP GANU, která by měla být přibližně 2272 kmol/hod. a hodnotu proudu 10 LINU = 163,39 kmol/hod. a o koncentraci argonu v proudu 11-S/A.

Následně byly měněny hodnoty poměrů v dodatečných podmínkách XVI. a XVII. a XV. (řádky v matici koeficientů 10,11 a 19) tak dlouho, dokud nebyly splněny jisté provozní hodnoty. Následně bylo zřejmé, že koncentrace uváděné v původních provozních datech nemohou platit. (vstup Argonu do K2 = 50,25 kmol/hod.) Bylo zjištěno, že pro zadanou koncentraci nelze vyhovět bilanci procesu. Proto byla koncentrace argonu v proudu 8 (Wastu) upravena tak, aby zadané bilanci vyhovovala. A koncentraci argonu v proudu 11 lze měnit proudem 8.

Závěr:

Výše uvedeným způsobem jsem dostal sérii dat, která vyhovuje procesním zkušenostem a základním podmínkám látkové bilance IN-OUT=0.

Detailní bilance potvrdila nepřesnost měření kapalného LOX. Určité nejasnosti zůstávají v případě argonu a proudu S/A.

Korektní optimalizace by měla být provedena v programu EXCEL řešitelem vektoru proměnných. (SOLVER).

Sestavený model umožňuje provádět optimalizaci procesu, popř. hrát „hru“ typu: „Co se stane když?“

7. Závěr

Závěry diplomové práce

Byl popsán výrobní proces a linka na dělení vzduchu.

Byl sestaven bilanční model děliče vzduchu (separační jednotky ASU) popisující hmotovou a entalpickou bilanci děliče.

Na základě dostupných provozních dat byly vyhodnoceny parametry potřebné pro model. Při výpočtech bylo zjištěno, že některá data získaná z procesní linky neodpovídají základní bilanci. Jednalo se zejména o výstupní proud kapalného kyslíku LOX z jednotky a nspecifikované ztráty množství vzduchu proudícího přes hlavní turbokompresor. Zjištěné průměrné procento ztrát vzduchu 13,5 % se ukázalo jako nezanedbatelné a ztráty bylo nutné zahrnout do bilančního modelu.

Pomocí vytvořeného bilančního modelu děliče a procesních parametrů vyhodnocených z provozních dat vybraných zařízení byla provedena bilance děliče pro vybrané provozní stavy. Byly vybrány čtyři sady provozních dat při rozdílném otevření J-T ventilu. Sestavený model byl využit pro výpočty nákladů v závislosti na požadované produkci a poměru LOX/LIN.

Pomocí bilančního výpočtu bylo zjištěno, že nesouhlasí vypočtená a provozní data. Bilancí bylo zjištěno, že měření produktu LOX je zatíženo chybou cca 25-30% a měření S/A chybou 12-22%.

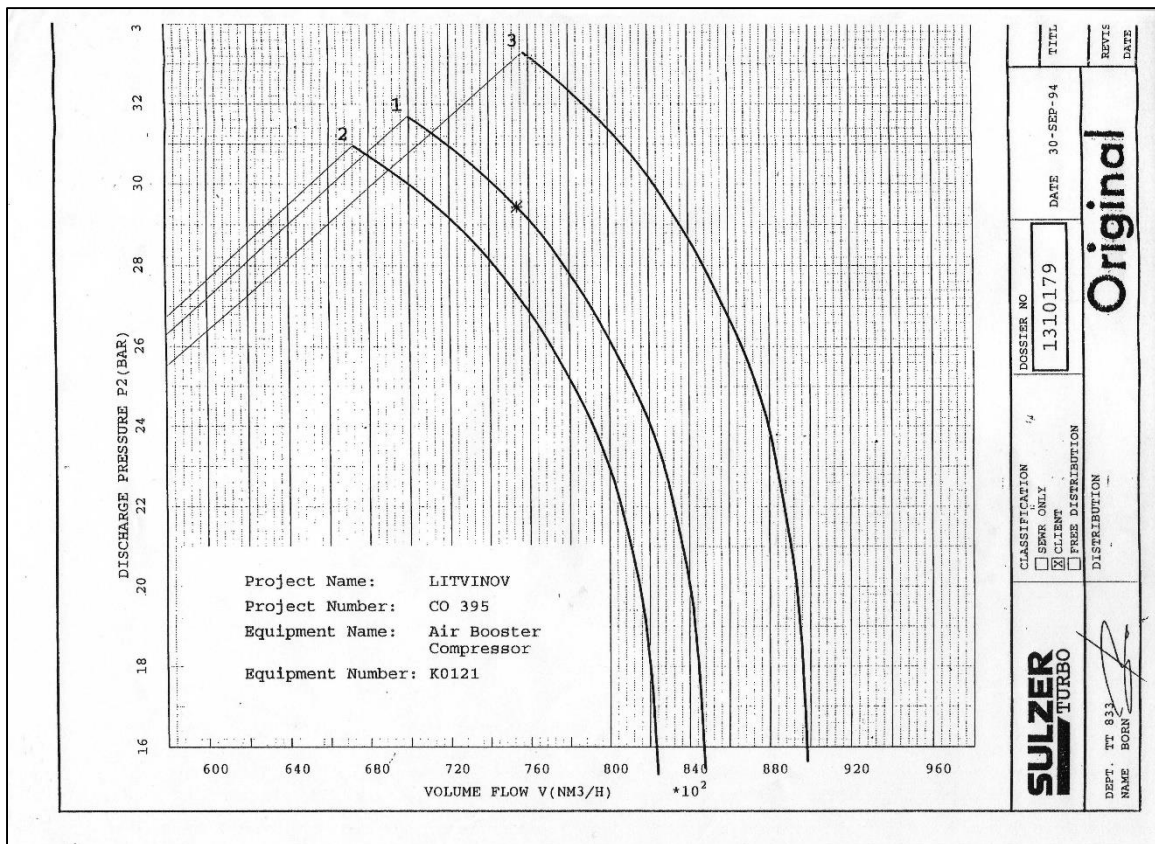
Z toho důvodu byla kolona bilancována zvlášť ještě jednou a pomocí metody Flowsheeting.

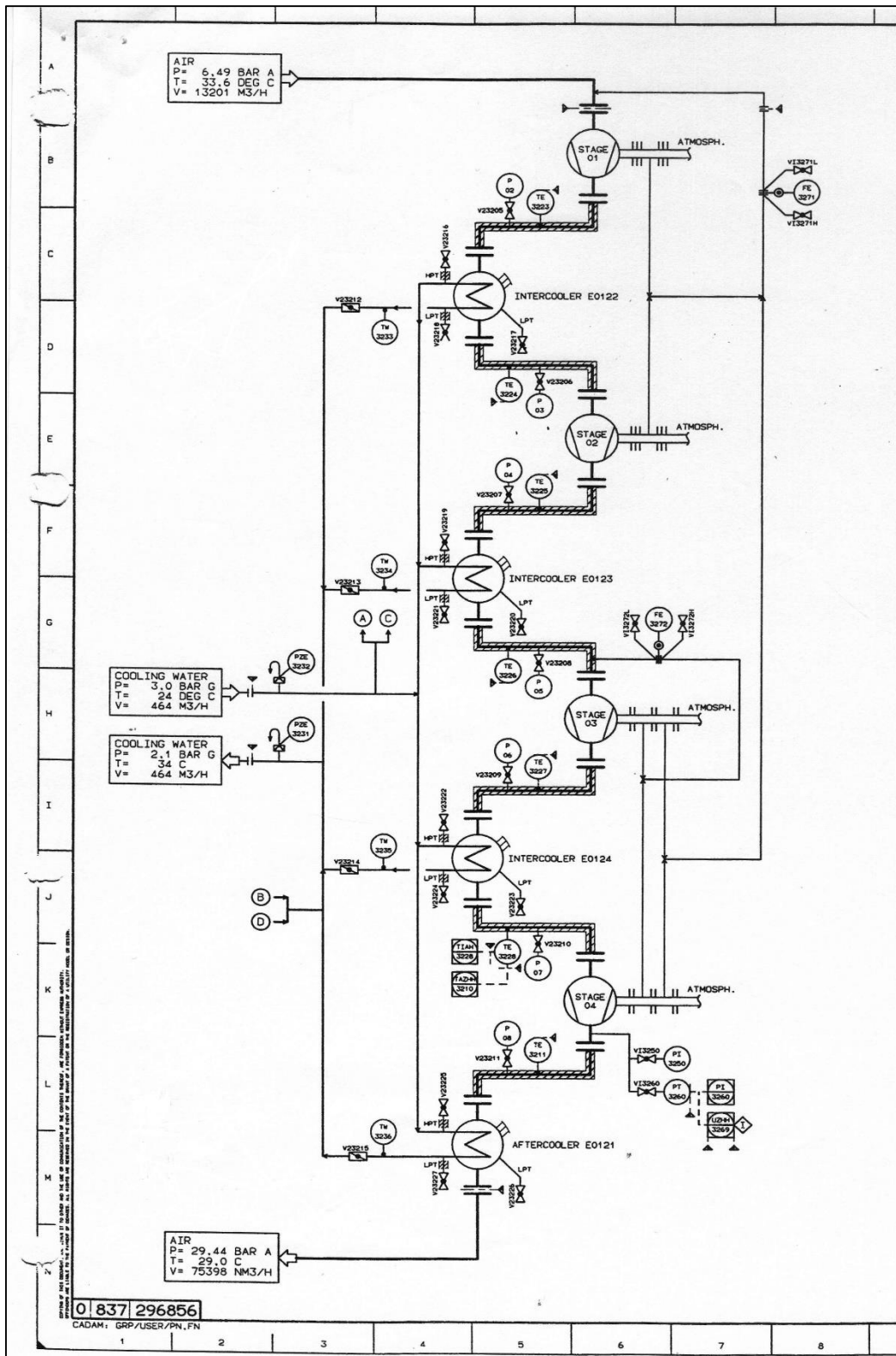


POUŽITÁ LITERATURA:

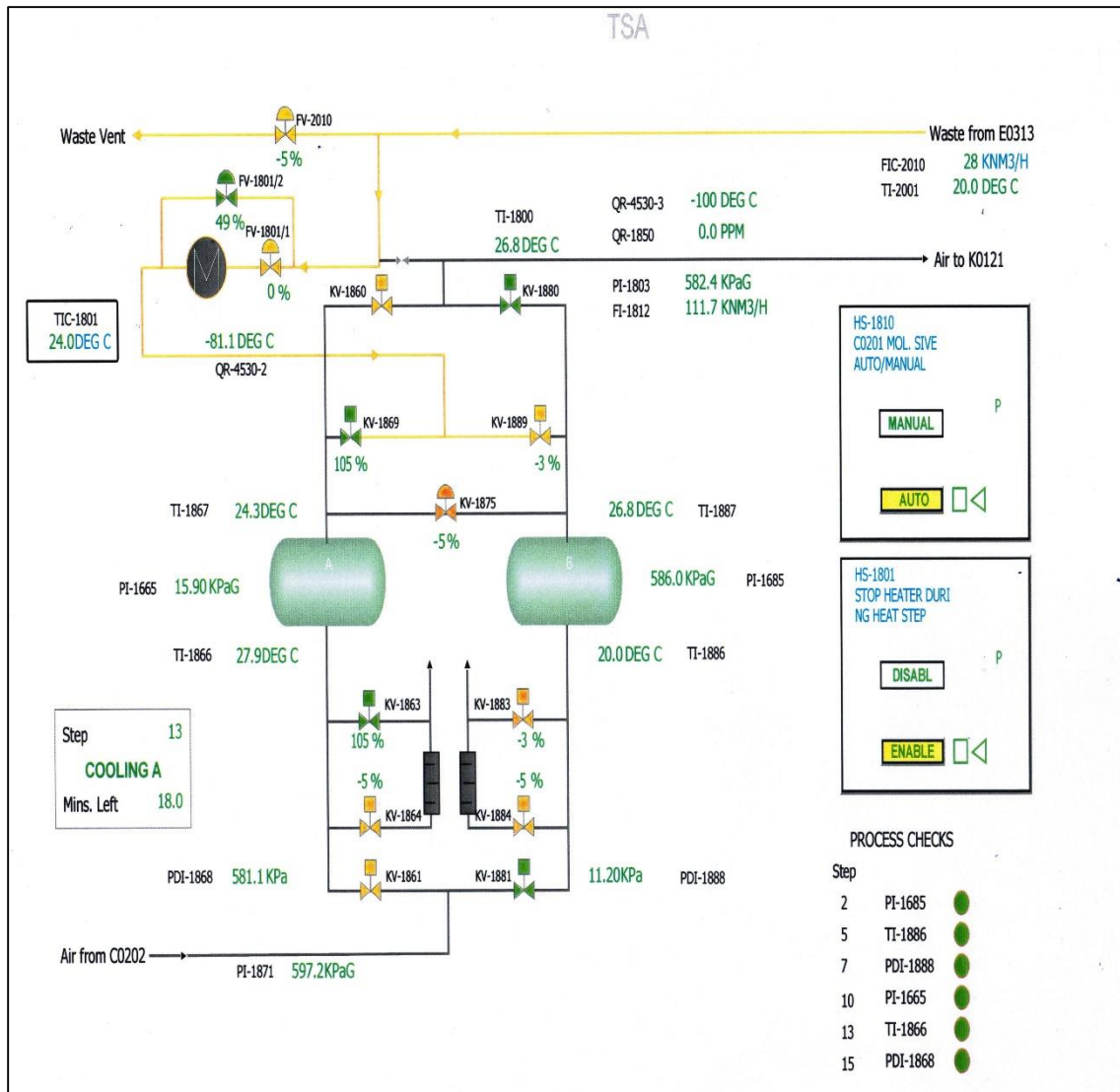
1. Ing. Helena Kolářová, Ing. Vít Šedivý, Ing. Radek Šulc, Ph.D. : Základy fyzikální chemie, 1.vydání . Vydavatelství ČVUT Praha 2004. 159s. ISBN 80-01-02634-5
2. Prof. Ing. Josef Novák, CSc. a kol. : Fyzikální chemie bakalářský a magisterský kurz (první svazek). Vydavatelství VŠCHT Praha 2008. 23s. ISBN 978-80-7080-675-3
3. Doc. Ing. Josef Ota, CSc. : Kryogenní technika a její aplikace. Vydavatelství ČVUT Praha 2004. 180s. ISBN 80-01-02904-2
4. Doc. Ing. Josef Blažek, CSc., Doc. Ing. Vratislav Rábl, CSc. : Základy zpracování a využití ropy. Vydavatelství VŠCHT Praha 2006. 109s. ISBN 80-7080-619-2.
5. Prof. Ing. Václav Chlumský, Doc. Ing. Antonín Liška, Csc. : Kompresory. Vydavatelství SNTL - Nakladatelství technické literatury, n. p. -Praha 1977. 200s. Typové číslo: LI3-C3-IV-41/28272
6. Prof. Ing. Antonín Liška, Csc., Doc. Ing. Pavel Novák, Csc. : Technika stlačeného vzduchu, 1. vydání. Vydavatelství ČVUT Praha 1999, 361s. ISBN 80-01-01947-0
7. Ing. Milan Dufek, Csc. : Termodynamika látkových soustav, příklady a úlohy, Vydavatelství ČVUT Praha květen 2000. 129s. ISBN 80-01-02167-X
8. Prof. Ing. Jaroslav Kadrnožka, Csc. : Tepelné turbíny a turbokompresory I – základy a teorie výpočtů, 1. vydání. Akademické nakladatelství CERM, s.r.o. Brno říjen 2004. 308s. ISBN 80-7204-346-3
9. Prof. Ing. Pavel Dítl, DrSc., J. Skřivánek, M. Netušil : Flowsheeting - PPP, Vydavatelství ČVUT 2017. v tisku
10. Prof. Ing. Pavel Dítl, DrSc., : Difúzně separační pochody, 3. vydání, Vydavatelství ČVUT v Praze 2008. 231 s. ISBN 978-80-01-03972-4

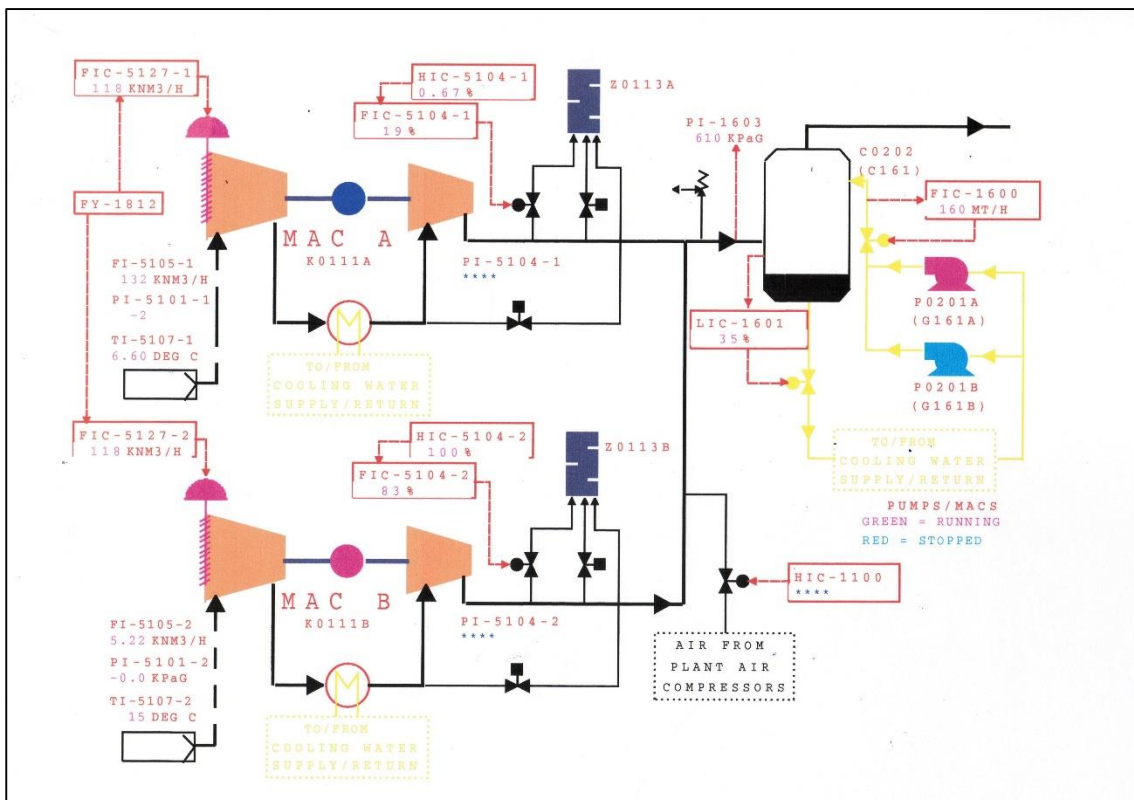
Přílohy:





Obr. č.2: P&ID Booster kompresoru





Obr. 27: Matice koeficientů (A)

