

KAUNO TECHNOLOGIJOS UNIVERSITETAS
CHEMINĖS TECHNOLOGIJOS FAKULTETAS

Mantas Vasiliauskas

DYZELINO FRAKCIJOS KATALIZINIO
HIDROVALYMO ĮRENGINYS

Baigiamasis bakalauro darbas

Vadovas

doc. dr. L. Miknius

Kaunas, 2015

KAUNO TECHNOLOGIJOS UNIVERSITETAS
CHEMINĖS TECHNOLOGIJOS FAKULTETAS
ORGANINĖS CHEMIJOS KATEDRA

TVIRTINU

Prof. dr. V. Martynaitis

DYZELINO FRAKCIJOS KATALIZINIO
HIDROVALYMO ĮRENGINYS

Baigiamasis bakalauro darbas

Studijų programa Cheminė technologija ir inžinerija (kodas 612H81001)

Vadovas

doc. dr. L. Miknius

Recenzentas

prof. habil. dr. Vytautas
Mickevičius

Darbą atliko

Mantas Vasiliauskas

Kaunas, 2015

KAUNO TECHNOLOGIJOS UNIVERSITETAS

Tvirtinu:

Cheminės technologijos fakulteto
dekanas prof. E.Valatka

dekano įsakymas Nr.ST17-F-02-3

2015m. balandžio mėn.16 d.

Suderinta:

Organinės chemijos katedros

Vedėjas prof. dr. V. Martynaitis

2015 balandžio mėn.16 d.

BAKALAURO BAIGIAMOJO PROJEKTO UŽDUOTIS

Išduota studentui **Mantui Vasiliauskui**

1. Projekto tema: **Dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginys**
2. Darbo tikslas: Suprojektuoti pirminės rektifikacijos dyzelino katalizinio hidrovalymo įreginį, perdirbančio 2 300 000 tonų žaliavos per metus, pagaminančio produktą, turinčio ne daugiau kaip 5 mg/kg sieros
3. Projekto uždaviniai ir reikalavimai.

Sudaryti įrenginio medžiagų ir šilumos balansą.

Atlikti šiluminius ir konstrukcinius katalizinio hidrovalymo reaktoriaus skaičiavimus.

Apskaičiuoti katalizato stabilizacijos kolonos žaliavos pašildymo šilumokaitį, išcentrinį siurblių, stabilizacijos kolonos viršaus ir apačios temperatūrą, kolonos viršutinės lėkštės laistymo skysčio talpą-separatorių ir hidrovalymo proceso žaliavos pakaitinimo krosnį.

Išspręsti darbo saugos ir aplinkosaugos problemas.

Nubraižyti įrenginio technologinės schemos ir reaktoriaus brėžinius ant A1 formato lapų.

Projekto konsultantai(nurodant projekto skyrius)

4. Užduoties išdavimo data 2015 m. balandžio mėn 16 d.
5. Užbaigimo projekto pateikimo terminas 2015 m. gegužės mėn 19 d.

Vadovas doc. dr. Linas Miknius

(vardas pavardė)

Užduotį gavau Mantas Vasiliauskas

(vardas pavardė)

(parašas)

(parašas)



KAUNO TECHNOLOGIJOS UNIVERSITETAS
CHEMINĖS TECHNOLOGIJOS FAKULTETAS

studentas Mantas Vasiliauskas

Studijų programa Cheminė technologija ir inžinerija (kodas 612H81001)

**DYZELINO FRAKCIJOS KATALIZINIO HIDROVALYMO
ĮRENGINYS
AKADEMINIO SĄŽININGUMO DEKLARACIJA**

2015 m. gegužės mėn. 26 d.

Kaunas

Patvirtinu, kad mano, **Manto Vasiliausko**, baigiamasis darbas tema „**DYZELINO FRAKCIJOS KATALIZINIO HIDROVALYMO ĮRENGINYS**“ yra parašytas visiškai savarankiškai, o visi pateikti duomenys ar tyrimų rezultatai yra teisingi ir gauti sąžiningai. Šiame darbe nei viena darbo dalis nėra plagijuota nuo jokių spausdintinių ar internetinių šaltinių, visos kitų šaltinių tiesioginės ir netiesioginės citatos nurodytos literatūros nuorodose. Įstatymu nenumatytų piniginių sumų už šį darbą niekam nesu mokėjęs.

Aš suprantu, kad išaiškėjus nesąžiningumo faktui, man bus taikomos nuobaudos, remiantis Kauno technologijos universitete galiojančia tvarka.

(studento vardas ir pavardė, įrašyti ranka)

(parašas)

Vasiliauskas M. Dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginys. *Bakalauro* baigiamasis darbas / vadovas doc. dr. Linas Miknius; Kauno technologijos universitetas, Cheminės technologijos fakultetas, organinės chemijos katedra.

Kaunas, 2015. 56 psl.

Dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginys

SANTRAUKA

Šiame bakalauro darbe suprojektuotas dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginys, kurio našumas 2 300 000 tonų perdirbamos žaliavos per metus. Proceso metu dyzelino frakcija yra išvaloma nuo jame esančių sieros, deguonies ir azoto junginių. Dyzelino frakcija išvaloma produkte paliekant 5 mg/kg bendrosios sieros kiekio.

Suprojektuotas dyzelino frakcijos hidrogenizacijos reaktoriaus, atlikti pagalbinių aparatų (šilumokaičio, išcentrinio siurblio, vamzdinės krosnies, stabilizacijos kolonos viršaus ir apačios temepatūros bei separatoriaus) technologiniai skaičiavimai, numatyti darbų saugos reikalavimai bei išspręstos ekologinės problemos susijusios su dyzelino hidrovalymo procesu.

Vasiliauskas Mantas, Catalytic Hydrotreatment Unit of Diesel Cut. The final project of the bachelor degree/ supervisor, Associate Professor, Dr. Linas Miknius; Kaunas University of Technology, Faculty of Chemical Technology, department of Organic Chemistry.

Kaunas, 2015. 56 pg.

Catalytic Hydrotreatment Unit of Diesel Cut

SUMMARY

In this bachelor work the catalytic hydrotreatment unit of diesel cut with 2 300 000 tones per year is being designed. In this process the diesel fraction is cleaned from sulphuric, oxygen and nitrous compounds. The diesel fraction is cleaned up to 5 mg/kg sulphuric residue the total sulfur content.

Designed the diesel fraction catalytic hydrotreatment unit, accomplished the auxiliary machines (heat exchanger, centrifugal pump, tubular furnace, stabilization column top and bottom temperature and separator) the technological calculation. The safety requirements have been provided and the environmental problems associated with the diesel hydrotreatment process have been solved.

TURINYS

IVADAS.....	12
1. ĮMONĖS TECHNOLOGINIAI RYŠIAI.....	13
2. TEORINIAI PAGRINDAI	14
2.1 Pagrindinės proceso vykdymo sąlygos ir chemizmas.....	14
2.2 Temperatūros įtaka procesui	14
2.3 Slėgio įtaka procesui	15
2.4 Sieros junginių hidrinimo reakcijos	15
2.5 Azoto ir deguonies junginių reakcijos	16
3. ŽALIAVOS IR PRODUKTŲ CHARAKTERISTIKOS	18
4. ĮRENGINIO TECHNOLOGINĖ SCHEMA	21
4.1 Reakcijos ciklas	21
5. ĮRENGINIO APARATAI.....	24
5.1. Reaktorius.....	24
5.2. Vamzdinė krosnis	24
5.3. Separatoriai.....	25
5.4. Šilumokaičiai	26
5.5. Siurbliai	26
6. SKAIČIAVIMAI	28
6.1. Medžiagų balansas.....	28
6.2. Hidrovalymo reaktoriaus medžiagų balansas	31
6.3. Hidrovalymo reaktoriaus šilumos balansas	32
6.4. Reaktoriaus skaičiavimai	33
6.5. Stabilizacijos kolonos viršaus ir apačios temperatūros skaičiavimai	35
6.6. Šilumokaičių skaičiavimai.....	39
6.7. Separatoriaus skaičiavimai	40
6.8. Vamzdinės krosnies skaičiavimai.....	43
6.9. Siurblio skaičiavimai	48

7. DARBU SAUGA.....	51
8. GANTOS APSAUGA.....	53
IŠVADOS.....	54
LITERATŪRA.....	55
PRIEDAI.....	56

ILIUSTRACIJŲ SĄRAŠAS

Pav. 1.1 Naftos perdirbimo gamyklos technologinių ryšių schema	13
Pav. 5.1 Vamzdinė krosnis	25
Pav. 5.2 Trijų fazių separatorius	25
Pav. 5.3 Korpusinis vamzdinis šilumokaitis	26
Pav. 5.4 Išcentrinis siurblys	27

LENTELIŲ SĄRAŠAS

Lentelė 3.1 Žaliavos, produkcijos, reagentų ir pagalbinių medžiagų charakteristikos.....	18
Lentelė 6.1 Metinis laiko balansas.....	28
Lentelė 6.2 Dyzelino hidrovalymo proceso medžiagų balansas.....	28
Lentelė 6.3 Pradiniai sieros junginių kiekiai % skaičiavimams	28
Lentelė 6.4 Pradiniai proceso duomenys skaičiavimams	29
Lentelė 6.5 m_i vertės	29
Lentelė 6.6 Šviežių vandenilio turinčių dujų sudėtis.....	30
Lentelė 6.7 Dyzelino hidrovalymo reaktoriaus medžiagų balansas	31
Lentelė 6.8 Cirkuliuojančių vandenilio turinčių dujų sudėtis.....	32
Lentelė 6.9 Kolonos įvado temperatūros skaičiavimų lentelė.	36
Lentelė 6.10 Kolonos įvado tikrosios temperatūros skaičiavimų lentelė	37
Lentelė 6.11 Kolonos viršaus temperatūros skaičiavimų lentelė.....	38
Lentelė 6.12 Kolonos viršaus tikrosios temperatūros skaičiavimų lentelė.	38
Lentelė 6.13 Kolonos apačios temperatūros skaičiavimų lentelė.	38
Lentelė 6.14 Kolonos apačios tikrosios temperatūros skaičiavimų lentelė.	39
Lentelė 6.15 Separatoriaus skaičiavimų rezultatai	41
Lentelė 6.16 Dujų degimo produktai	45
Lentelė 6.17 Pradiniai duomenys siurblio skaičiavimams.....	49

SANTRUMPOS

AR – atmosferinė rektifikacija

AVD – angliavandenilinės dujos

CVD – cirkuliuojančios vandenilinės dujos

HV – hidrovalytas

KK – katalizinis krekingas

VD – vandenilinės dujos

VR – vakuminė rektifikacija

IVADAS

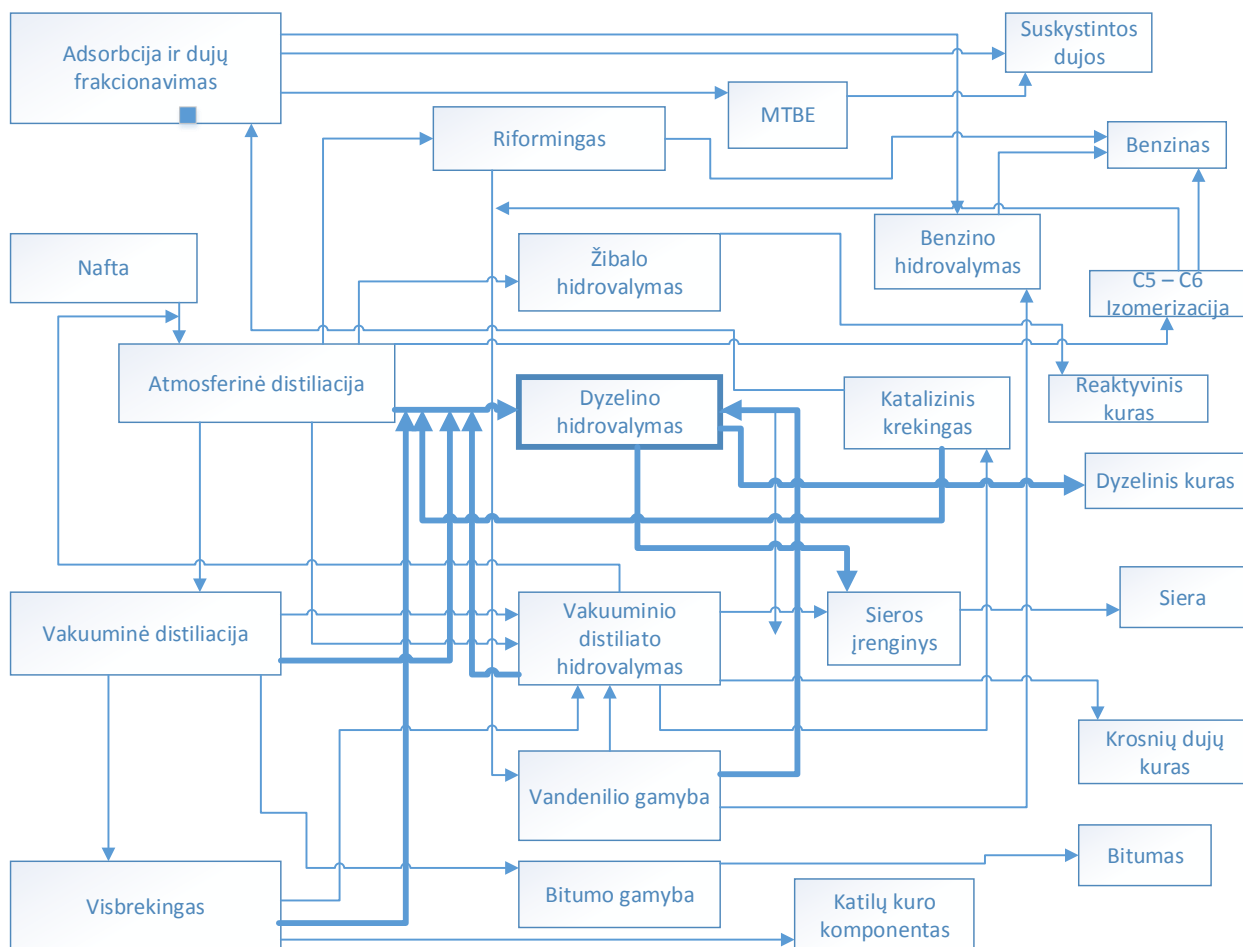
Vienas iš pagrindinių naftos perdirbimo įmonių rodiklių yra perdirbamos žaliavos gilumas. Šis parametras yra gerinamas modernizuojant gamyklą, diegiant naujas technologijas. Pagrindinis kuro tipo naftos perdirbimo gamyklos tikslas iš žaliavos išgauti kuo didesnę kiekį šviesiųjų naftos komponentų, nuo kurių išeigos ir kokybės priklauso įmonės pelnas.

Mažėjant kokybiškos ir mažai sieringos naftos pasiūlai, o taip pat griežtėjant reikalavimams kure esančių heteroelementų kiekiui, sunkesnių kuro frakcijų hidrogenizacinis valymas gamyklai tampa iššūkiu, nes pasiekti griežtus Europos Sąjungos reikalavimus gaminamam kurui (bendras sieros kiekis ne didesnis kaip 10 mg/kg EURO5 [1]) yra sunki užduotis, kurios neįvykdžius, įmonė nebus konkurencinga Vakarų Europos ir kitose, kur taikomi panašūs reikalavimai, rinkose.

Šio darbo tikslas – suprojektuoti dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginį perdirbantį 2 300 000 tonų žaliavos per metus ir pagaminantį produktą, turintį ne daugiau kaip 5 mg/kg bendrosios sieros.

1. ĮMONĖS TECHNOLOGINIAI RYŠIAI

Pavaizduota naftos perdirbimo gamyklos technologinių ryšių schema (pav. 1.1). Schemoje yra išryškinti dyzelino hidrovalymo įrenginio technologiniai ryšiai.



Pav. 1.1 Naftos perdirbimo gamyklos technologinių ryšių schema

2. TEORINIAI PAGRINDAI

2.1 Pagrindinės proceso vykdymo sąlygos ir chemizmas

Hidrovalymo proceso vykdymo sąlygos priklauso nuo frakcinės ir cheminės žaliavos sudėties, reikalaujamo sieros šalinimo laipsnio, naudojamo katalizatoriaus ir jo aktyvumo bei vandenilio koncentracijos su žaliava maišomose cirkuliuojančiose vandenilinėse dujose.

Pagrindiniai cheminį procesą charakterizuojantys parametrai yra temperatūra, vandenilio parcialinis slėgis, žaliavos padavimo tūrinis greitis, vandenilinių dujų cirkuliacijos kartotinumai, lyginant su žaliava ir katalizatoriaus aktyvumas.

Hidrovalymo procesas pagrįstas uždelstos hidrogenizacijos reakcijomis, kurioms vykstant sieros, deguonies ir azoto junginiai, dalyvaujant vandeniliui ir katalizatoriui, virsta į angliavandenilius. Proceso metu išsiskiria vanduo, amoniakas ir vandenilio sulfidas. Olefinai, priklausomai nuo olefinų rūšies žaliavoje, virsta į stabilesnius naftenų arba parafinų eilės angliavandenilius.

Vykstančios reakcijos santykinis greitis ir gilumas priklauso nuo proceso sąlygų: fizikinių ir cheminių perdirbamos žaliavos savybių, naudojamo katalizatoriaus ir jo būsenos [2].

2.2 Temperatūros įtaka procesui

Optimalių temperatūrų parinkimas hidrovalymo procese priklauso nuo pradinės žaliavos kokybės, proceso vykdymo sąlygų, katalizatoriaus aktyvumo sumažėjimo laikui bėgant, ir yra 350-390 °C temperatūros ribose.

Sunki žaliava išsivalo žemesnėje temperatūroje negu lengva. Procesą vykdyti geriausia minimaliomis, kokso susidarymo nesukeliančiomis bei reikiamą produkto kokybę užtikrinančiomis temperatūromis.

Padidinus temperatūrą, sieros junginių hidrinimo laipsnis padidėja ir maksimumą pasiekia 420 °C temperatūroje. Toliau didinant temperatūrą, aktyvėja katalizatoriaus rūgštinė funkcija, spartinanti hidrokrekingo reakcijas. Šių reakcijų išdavoje didėja lengvųjų produktų (dujų, benzino) ir mažėja tikslinio produkto (hidrovalyto dyzelino) išeigos bei spartėja katalizatoriaus dezaktyvacija. Būtent dėl šių priežasčių temperatūros didinimas virš 420 °C hidrovalymo procese nepageidautinas.

Reaktoriuje vykstančios reakcijos yra egzoterminės. Išsiskiriantis šilumos kiekis priklauso nuo sieros ir nesočiųjų angliavandenilių kiekio žaliavoje [2].

2.3 Slėgio įtaka procesui

Hidrovalymo procesas vyksta esant 20-50 bar slėgiui. Artėjant prie aukščiausios ribos, slėgio didinimas sieros šalinimo laipsniui didelės reikšmės neturi.

Padidėjus bendram slėgiui sistemoje, padidėja vandenilio parcialinis slėgis, jis taip pat gali būti didinamas didinant vandenilio koncentraciją cirkuliuojančiose dujose. Didinant vandenilio parcialinį slėgį iki 30 bar, sieros junginių hidrinimo laipsnis didėja staigiai, o virš 30 bar nežymiai. Vandenilio parcialinis slėgis sistemoje taip pat turi įtakos ir katalizatoriaus darbo ciklo trukmei – kuo didesnis parcialinis slėgis, tuo ilgesnis katalizatoriaus tarnavimo laikas [2].

2.4 Sieros junginių hidrinimo reakcijos

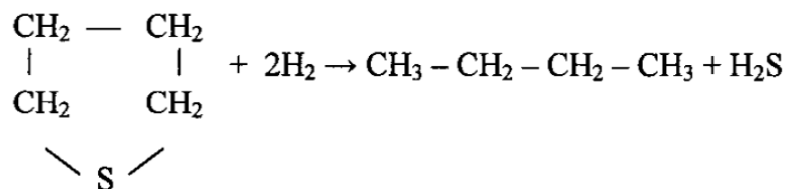
Priklausomai nuo sieringų junginių struktūros merkaptanai, cikliniai ir acikliniai sulfidai, disulfidai ir paprasti tiofenai hidrovalymo metu virsta į parafininius arba aromatinius angliavandenilius, išsiskiriant vandenilio sulfidui.

1. Merkaptanai: $\text{RSH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{H}_2\text{S}$

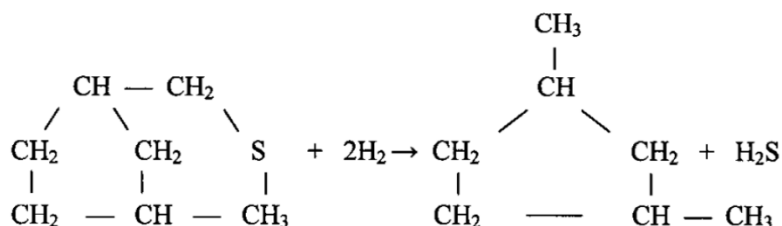
2. Sulfidai:

a) acikliniai: $\text{RSR} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{RH} + \text{H}_2\text{S}$

b) monocikliniai:

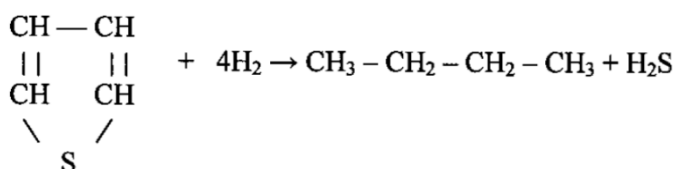


c) bicikliniai:

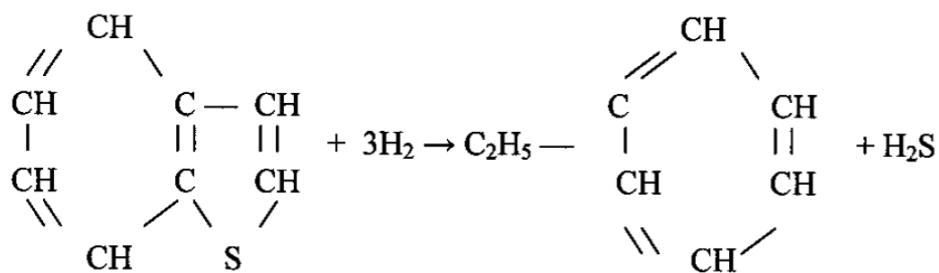


3. Disulfidai: $\text{RSSR} + 3\text{H}_2 \rightarrow 2\text{RH} + 2\text{H}_2\text{S}$

4. Tiofenai:



5. Benztiofenai:

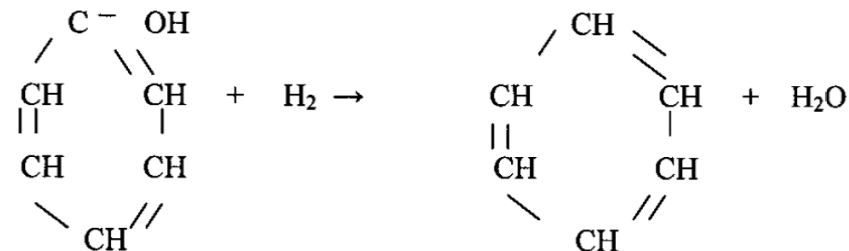


Iš visų sieros junginių lengviausiai hidrinami merkaptanai ir sulfidai, iš visų sunkiausiai – tiofenai. Esant toms pačioms sąlygoms merkaptanų ir sulfidų hidrinimo laipsnis – 95%, tiofenų – tik 40-50%.

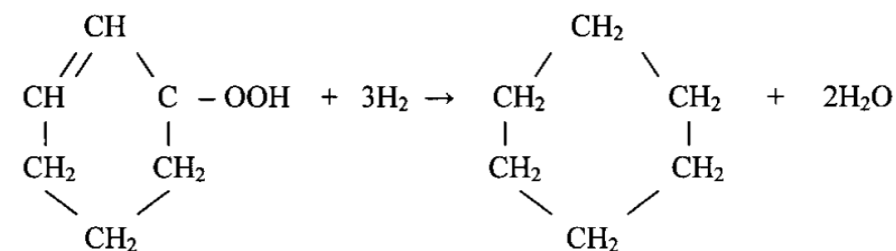
Sieros šalinimo greitis mažėja didėjant naftos frakcijų molekuliniam svoriui. Lengvos pirminio distiliavimo frakcijos - benzinai, žibalai – valomos žymiai lengviau, negu dyzelino frakcijos, kurioms charakteringas didesnis molekulinis svoris ir sieros junginių, artimų tiofenams, kiekis [2].

2.5 Azoto ir deguonies junginių reakcijos

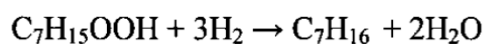
1. Fenolis:



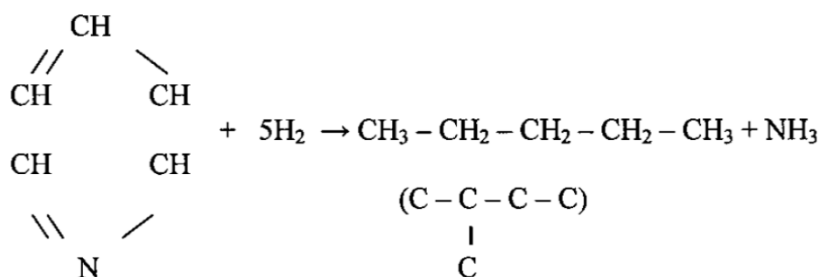
2. Ciklohekseno hidroperoksidas:



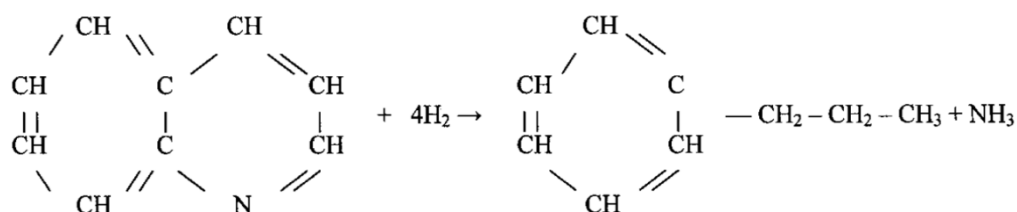
3. Heptano hidroperoksidas:



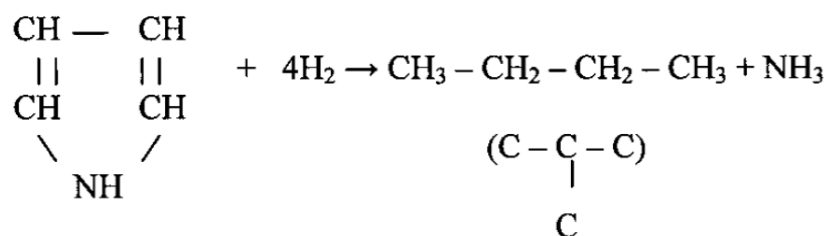
4. Piridinas



5. Chinolinas:



6. Pirolas:



Nustatyta, kad piridinas, piperidinas, pirolas pašalinami palyginus lengvai; chinolinas, m-krezolis, anilinas – patvaresni, ypač m-krezolis.

Metalo junginių kilmė atskirose naftos frakcijose ir jų reakcijos hidrovalymo procese ištirtos mažai. Metalai esantys žaliavoje praktiškai visai nusėda ant katalizatoriaus. Vanadžio pašalinama iki 98-100%, nikelio iki 93-98% [2].

3. ŽALIAVOS IR PRODUKTŲ CHARAKTERISTIKOS

Žaliavos, produkcijos, reagentų ir pagalbinių medžiagų charakteristikos pateiktos lentelėje [2].

Lentelė 3.1 Žaliavos, produkcijos, reagentų ir pagalbinių medžiagų charakteristikos.

Žaliavos, produkcijos, reagentų ir pagalbinių medžiagų pavadinimai	Kokybės rodikliai	Norminė rodiklio vertė	Žaliavos, produkcijos reagentų ir pagalbinių medžiagų paskirtis
1. Žaliava			
1.1 Vidutinio klimato zonos klasės dyzelino žaliavos komponentas, fr. 230 – 360 °C	1. Tankis, esant 15 °C 2. Pliūpsnio temperatūra °C	nustatomas nustatoma	Dyzelino žaliavos komponentas
1.2 Arktinės klasės dyzelino žaliavos komponentas, fr. 230 – 330 °C	1. Tankis, esant 15 °C 2. Pliūpsnio temperatūra °C	nustatomas nustatoma	
2.Vakuuminio distiliato HV dyzelinis distiliatas	1. Tankis, esant 15 °C 2. Sieros kiekis, mg/kg 3. Vario plokštelės korozija	nustatomas nustatomas išlaiko	Žaliava hidrovalymo blokui
3.VR dyzelinis distiliatas	1.Tankis, esant 15 °C 2. Sieros kiekis, mg/kg 3. Pliūpsnio temperatūra °C	nustatomas nustatomas nustatoma	
4.Visbrekingo lengvasis dyzelinis distiliatas	1.Tankis, esant 15 °C 2. Sieros kiekis, mg/kg 3. Pliūpsnio temperatūra,	nustatomas nustatomas >60	

	°C		
Žaliavos, produkcijos, reagentų ir pagalbinių medžiagų pavadinimai	Kokybės rodikliai	Norminė rodiklio vetė	Žaliavos, produkcijos reagentų ir pagalbinių medžiagų paskirtis
5.KK lengvasis dyzelinis distiliatas	1.Tankis, esant 15 °C 2. Sieros kiekis, mg/kg 3. Pliūpsnio temperatūra °C	nustatomas nustatomas nustatoma	Žaliava hidrovalymo blokui
6.Vandenilinės dujos (VD)	1.Vandenilio kiekis, % tūr., ne mažesnis	70	Žaliava hidrovalymo blokui
7.Cirkuliuojančios vandenilinės dujos (CVD)	1.Komponentinė sudėtis 2.H ₂ koncentracija, % tūrio 3.Tankis, esant 15 °C	nustatoma >70 nustatoma	Žaliava hidrinimui
2. Katalizatoriai			
1.Hidrovalymo proceso katalizatorius	1.Firmos gamintojo specifikacija		Sieros, azoto, deguonies junginių hidrinimui
2.Regeneruotas monoetanolamino tirpalas	1.Monoetanolamino koncentracija tirpale, % masės 2.Sulfidų kiekis, g/l	10-20 % <7	Vandenilio sulfido išvalymui iš dujų
3. Produktai			
1.Vidurinės klimato zonos klasių hidrovalytas dyzelinas	1.Tankis, esant 15 °C, kg/m ³ 2. Sieros kiekis, mg/kg	820 – 845 <10	Prekinio dyzelino komponentas

	3.Pliūpsnio temperatūra, °C	>55	
Žaliavos, produkcijos, reagentų ir pagalbinių medžiagų pavadinimai	Kokybės rodikliai	Norminė rodiklio vertė	Žaliavos, produkcijos reagentų ir pagalbinių medžiagų paskirtis
2.Arktinių klasių hidrovalytas dyzelinas	1.Tankis, esant 15 °C, kg/m ³ 2. Sieros kiekis, mg/kg 3.Pliūpsnio temperatūra, °C	1 kl. 800-845 2 kl. 800-840 <10 >55	Prekinio dyzelino komponentas
3.Benzininis distiliatas	1.Distiliacijos pradžios temperatūra, °C 2.Distiliacijos pabaigos temperatūra, °C, ne aukštesnė	nustatoma 280	Nukreipiama į benzino frakciją

4. ĮRENGINIO TECHNOLOGINĖ SCHEMA

4.1 Reakcijos ciklas

Dyzelino hidrovalymo proceso žaliava iš atmosferinės rektifikacijos per nusodintuvus N-1, N-2 ir du lygiagrečiai esančius filtrus F-1, F-2 patenka į žaliavos siurblius S-2, S-3, S-4, S-4A.

Nusodintuvuose atsiskyręs vanduo yra išvedamas į pramoninę kanalizaciją. Slėgis nusodintuvuose yra reguliuojamas vožtuvais, sumontuotais angliavandenilinių dujų vamzdyne iš SP-2. Jeigu dyzelino žaliava priimama iš žaliavų parko rezervuarų, įjungiami siurbliai S-1, S-1A. Žaliava iš žaliavos siurblių patenka į sumaišymo mazgą, kur susimaišo su vandenilinėmis dujomis iš kompresoriaus IK-1.

Cirkuliuojančių vandenilinių dujų bendras srautas yra perskiriamas į tris srautus:

- Paduodamas tarp R-1 I ir II katalizatoriaus sluoksnių ir atlieka kvenčo funkcijas.
- Nukreipiamas į reaktoriaus R-1 žaliavos įvado vamzdinę.
- Pagrindinis – patenkantis į sumaišymo mazgą, kur susimaišo su žaliava iš žaliavos siurblių.

60-90 °C temperatūros dujų ir žaliavos mišinys prateka per šilumokaičių TK-1, TK-2/1, TK-2/2, TK-3 tarpvamzdinę ertmę ir įkaitinamas iki 270-310 °C dujų ir produkto srautu. Toliau dujų ir žaliavos mišinys patenka į vamzdinę krosnį KR-1, kurioje pakaitinama iki 320-390 °C.

Įkaitintas dujų ir žaliavos mišinys patenka į reaktorių R-1, kuriame katalizatorius įkrautas dviem sluoksniais. Kad būtų užtikrinti darbiniai slėgio parametrai reaktoriaus įvade ir sumažintas bendras slėgio perkrytis didelio slėgio konturo sistemoje, dalis cirkuliuojančių vandenilinių dujų gali būti nukreipiama į reaktoriaus R-1 įvadą apeinant krosnį KR-1 ir šilumokaičių TK-1,3 bloką.

Reaktoriuje ant hidrovalymo katalizatoriaus aktyvių centrų vyksta žaliavoje esančių sieringų ir neprisotintų junginių hidrinimas, kurio metu išsiskiria vandenilio sulfidas. Taip pat reakcijos zonoje vyksta dalinis hidrokrekingas, kurio metu susidaro lengvosios benzino frakcijos. Pirminio distiliavimo frakcijų hidrinimo reakcijos vyksta esant nežymiam šiluminiam efektui. Todėl reaktoriuje po pirmuoju sluoksniu pagal srauto judėjimo kryptį temperatūra gali pakilti iki 20-35 °C. Ataušintas kvenčo srautu žaliavos ir vandenilinių dujų mišinys patenka į kitą katalizatoriaus sluoksnį, po kuriuo dėl šiluminio efekto išvedamo srauto temperatūra gali padidėti 9-21 °C. I ir II reakcijos zonos temperatūra matuojama daugiazonėmis termoporomis.

Dujų ir produktų mišinys iš reaktoriaus R-1 nukreipiamas į šilumokaičio TK-3 vamzdinę ertmę, kurioje atiduoda savo šilumą dujų ir žaliavos mišiniui. Po to dalis srauto nukreipiama į šilumokaitį TK-4, kur atiduoda savo šilumą stabilizacijos kolonos K-1 žaliavai. 310 °C

temperatūros dujų ir produkto mišinys patenka į šilumokaičius TK-1, TK-2 ir ataušta iki 150 °C. Toliau dujų ir produkto mišinys ataušinamas oriniame aušintuve AO-1 ir patenka į separatorių SP-1. Separatoriuje SP-1 vyksta nestabilaus hidrogenizato ir cirkuliacinių dujų atskyrimas, taip pat atskiriamas vanduo. Slėgis separatoriuje kontroliuojamas vožtuvais, esančiais vandenilinių dujų nuvedime į kuro tinklo arba fakelo vamzdyną.

Iš separatoriaus SP-1 viršaus cirkuliacinės dujos atskyrimui nuo vandens per vandens šaldytuvą AV-1 nuvedamos į separatorių SP-3 viršutinę dalį. Atskirtos nuo vandens cirkuliacinės dujos iš separatoriaus SP-3 viršaus nuvedamos į absorberį K-2. Slėgio numetimui į didelio slėgio kontūro įmonės fakelo sistemą numatytas vožtuvas. Iš vidurinės separatoriaus SP-3 dalies skystoji fazė kartu su skystąją fazę iš SP-1 nuvedama į šilumokaitį TK-5.

Cirkuliacinės dujos iš separatoriaus SP-3 viršaus patenka į absorberį K-2, kur 10-20% vandeniniu MEA tirpalu iš jų valomas vandenilio sulfidas. MEA tirpalas cirkuliuojančių dujų valymui paduodamas į absorberio viršutinę dalį. Išvalytos cirkuliuojančios dujos per separatorių SP-4 patenka į kompresoriaus IK-1 įsiurbimo vamzdyną. Norint išlaikyti pastovią vandenilio koncentraciją dujose, dalis išvalytų dujų nukreipama į sausų dujų vamzdyną. Norint kompensuoti prarastą vandenilį ir išlaikyti būtiną parcialinį slėgį, cirkuliacinės dujos prieš separatorių SP-4 sumaišomos su šviežiomis vandenilinėmis dujomis. Skystis besikaupiantis separatoriuje SP-4 išvedamas į valymą.

Nestabilus hidrogenizatas iš separatoriaus SP-1 patenka į šilumokaitį TK-5 ir TK-4, o toliau į stabilizacijos koloną K-1. Nestabilaus hidrogenizato temperatūra kolonos įvade 250 °C. Nestabilaus hidrogenizato temperatūra kolonos įvade reguliuojama trieigiu vožtuvu, keičiančiu dujų ir produkto mišinio, pratekančio per TK-4, srauto kiekį. Į kolonos K-1 apačią paduodami vandens garai naftos produktų garų parcialinio slėgio mažėjimui. Kolonos viršaus temperatūra kontroliuojama koreguojant drėkiklio debitą iš separatoriaus SP-2. 150-210 °C temperatūros benzino garai, vandens garai ir dujos išvedami iš kolonos viršaus ir pratekėję aušintuvą-kondensatorių AK-1, kondensuojasi bei ataušta iki 38-50 °C ir patenka į separatorių SP-2. Ten vyksta dujinės ir skystos fazės atskyrimas bei vandens ir benzino atskyrimas. Vanduo iš separatoriaus išvedamas valymui. Benzininis distiliatas iš SP-2 per siurbį S-5 nukreipiamas į du srautus, vienas naudojamas kaip drėkiklis stabilizacijos kolonos viršutinei lėkštei, o kitas nukreipiamas į benzino valymo bloką. Slėgis separatoriuje SP-2 ir kolonoje K-1 palaikomas slėgio reguliavimo vožtuvu, kuris yra sumontuotas išvalytų angliavandenilinių dujų nuvedimo vamzdyne iš absorberio K-3 į bendragamyklinį kuro dujų tinklo vamzdyną.

AVD iš separatoriaus SP-2 patenka į absorberį K-3, kur išvalomos 10-20% regeneruotu vandeniniu MEA tirpalu, savo slėgiu tiekiamu iš elementinės sieros gamybos įrenginio. Slėgis separatoriuje kontroliuojamas vožtuvu, įmontuotu AVD išvedime į kuro tinklą vamzdyne.

Stabilus hidrovalytas dyzelinas išvedamas iš kolonos K-1 apačios, ataušinamas šilumokaičiuose TK-5, TK-6, oriniame aušintuve AO-2 iki 50 °C temperatūros ir patenka į separavimo talpą T-1, kur atskiriamas nuo ištirpusių jame angliavandenilinių dujų ir vandenilio. Talpoje atsiskyrusios angliavandenilinės dujos nukreipiamos į fakelo vamzdyną. Stabilaus dyzelino vamzdyne įmontuotos dvi linijos priedų įvedimui, kad pagerintų dyzelino kokybę, ir srautas siurbliu S-6 nukreipiamas į dyzelino rezervuarų parką.

Prisotintas MEA tirpalas iš kolonų K-2 ir K-3 patenka į separatorių SP-5 benzino ir dujų atskyrimui iš jo. Iš separatoriaus MEA tirpalas išvedamas į regeneracinį įrenginį. Dujos iš separatoriaus SP-5 paduodamos į absorberį K-4 kur MEA tirpalu yra išvalomos.

5. ĮRENGINIO APARATAI

5.1.Reaktorius

Dyzelino hidrogenizacinio valymo reaktorius – tai vienas iš svarbiausių įrenginio aparatų, nuo kurio darbo priklauso sieros pašalinimo kokybė, susidariusių lengvųjų komponentų dalis reakcijos metu ir proceso ekonominis efektyvumas. Tai vertikalus, dviem katalizatoriaus sluoksniais užpildytas cilindrinis aparatas su specialia įranga, skirta geresniam srautų paskirstymui katalizatoriuje.

Hidrogenizacijos procese naudojamas reaktorius su keliais katalizatoriaus įkrovos sluoksniais, siekiant reguliuoti proceso temperatūrą. Tarpų tarp katalizatoriaus įkrovos sluoksnių buvimas sudaro palankias sąlygas aušinti dėl egzoterminių reakcijų reagentų mišinį nuo perkaitimo. Taip pat palaikyti pastovią vandenilio koncentraciją proceso metu, kuri reikalinga vykdyti procesą, norint gauti geriausią išvalymo laipsnį.

Reaktoriaus viduje, dvejomis įkrovomis yra įkrautas katalizatorius. Viršutinėje ir apatinėje įkrovos dalyje yra porceliano rutuliukų sluoksnis. Viršutinis sluoksnis apsaugo katalizatorių nuo skysčio dinaminio poveikio ir tolygiau paskirsto skystį į katalizatoriaus įkrovą. Apatinis sluoksnis leidžia tolygiau nuvesti reakcijos produktus ir taip pat apsaugo nuo katalizatoriaus įkrovos išplovimo.

Žaliava į reaktorių tiekama per viršutinį atvamzdį su jame įrengta srauto paskirstymo įranga. Vandenilio turinčios dujos yra paduodamos dviem srautais. Vienas srautas paduodamas į žaliavos padavimo atvamzdį, o kitas tarp katalizatoriaus įkrovų. Viena iš pagrindinių vandenilio turinčių dujų padavimo į reaktorių paskirtis yra atvėsinti reakcijos mišinį nuo perkaitimo ir procesą vykdyti optimaliausiomis sąlygomis. Taip pat palaikyti reikiamą vandenilio dujų santykį su žaliava, tokiu būdu sudaryti proceso optimalias sąlygas [3].

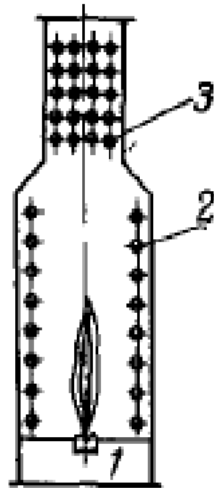
5.2.Vamzdinė krosnis

Vamzdinės krosnys naudojamos pašildyti žaliavą, deginant skystą arba dujinį kurą (pav. 5.1). Dyzelino hidrovalymo žaliavai pašildyti naudojamos vamzdinės krosnys, kuriose yra deginamos kuro dujos ir liekamosios dujos (sausosios dujos).

Vamzdinės krosnys susideda iš dviejų kamerų:

- a) radiacinės – kurioje naudojant degiklius dega kuras ir degimo liepsna spinduliuoja šilumą ir perduoda produktui vamzdžiuose, spinduliavimo būdu.
- b) konvekcinės – kurioje šiluma iš karštų degimo produktų perduodama vamzdžių sienelėms ir šildoma žaliava konvekcijos būdu.

Žaliavos mišinys yra vamzdeliais paduodamas pradžioje į konvekcinę kamerą, o toliau į radiacinę kamerą. Degikliai yra sumontuojami radiacinės kameros apačioje, o vamzdžiai išdėstomi degimo kameros šonuose, t.y. prie krosnies sienelių. Konvekcinės kameros srityje vamzdeliai dažniausiai būna išdėstyti šachmatų forma, kad būtų kuo didesnis dūmų sąveikos paviršius su vamzdeliais [3].

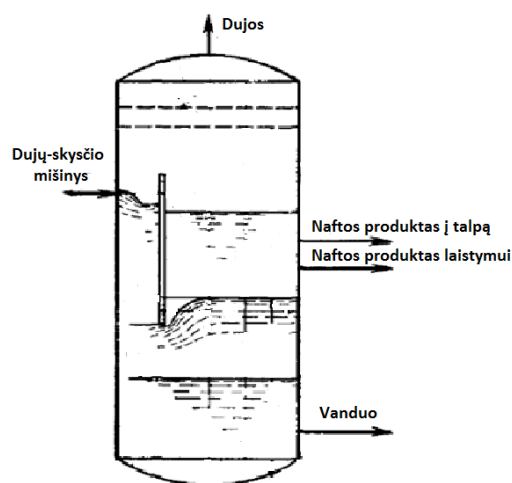


Pav. 5.1 Vamzdinė krosnis

1 – degiklis, 2 – radiacinė zona, 3 – konvekcinė zona

5.3. Separatoriai

Separatoriai – tai aparatai, skirti atskirti skirtingos agregatinės būsenos medžiagas (pav. 5.2). Projektuojamame įrenginyje daugiausiai naudojami trijų fazių separatoriai, t.y. atskirti naftos produktą nuo dujų ir vandens. Naudojami aukšto slėgio ir žemo slėgio separatoriai. Aukšto ir žemo slėgio separatoriuose atskiriamos angliavandenilinės dujos nuo susikondensavusio produkto ir vandens [3].

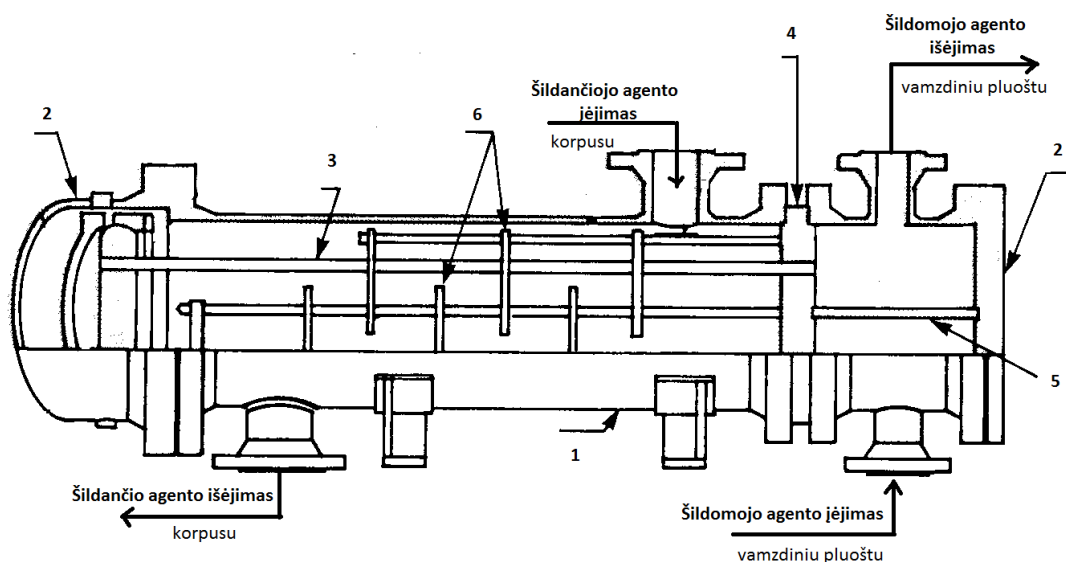


Pav. 5.2 Trijų fazių separatorius

5.4. Šilumokaičiai

Projektuojamame dyzelino hidrovalymo įrenginyje naudojami korpusiniai, rekuperaciniai šilumokaičiai. Jų viduje yra pluoštas vamzdžių iš geležies, kurie yra suvirintame cilindriname apvalkale. Vamzdžių galai yra įtvirtinti rėtinėse plokštėse. Esant apvalkalo ir vamzdžių temperatūrų skirtumui mažesniai nei $50\text{ }^{\circ}\text{C}$, vamzdžiai nedaug ištįsta ir jie yra tvirtinami prie apvalkalo abiejomis plokštėmis. Jeigu temperatūrų skirtumas yra didesnis ir šildytuvai yra ilgesni, reikia įtvirtinti tik vieną rėtinę plokštę arba naudoti lenktus vamzdžius.

Šie šilumokaičiai plačiai naudojami chemijos pramonėje, nes yra kompaktiški, jų gamybai reikia palyginti mažai metalo, vamzdžius patogiu išvalyti iš vidaus. Taip pat juose nebūna didelių įtampų, atsiradusių dėl temperatūrų skirtumo korpuse ir vamzdžių pluošte, taip pat yra efektyvūs šilumos mainai tarp šildančio ir šaldomo skysčio (agento). Šilumokaičio konstrukcija pateikta paveiksliuke (pav.5.3) [3].



Pav. 5.3 Korpusinis vamzdinis šilumokaitis

1 – korpusas, 2 – dangčiai, 3 – vamzdinis pluoštas, 4 – plaukiojanti galvutė, 5 – vamzdžių pertvara, 6 – korpuso pertvara.

5.5. Siurbliai

Dyzelino hidrovalymo įrenginyje žaliava – dyzelinas transportuojamas vamzdžiais naudojant išcentrinius siurblius. Išcentriniai siurbliai yra paprastos konstrukcijos, užima nedaug vietos, jungiami tiesiai su elektros varikliu. Skysčiai yra tolygiai transportuojami, o išcentrinių siurblių našumą galime reguliuoti slėgimo linijoje įmontuotu čiaupu.

Pagrindinis išcentrinių siurblių darbo elementas yra spiralės formos korpuse laisvai besisukantis siurbliaratis, kuris yra pritvirtintas ant veleno (pav. 5.4). Tarp siurbliaračio diskų yra

A detailed technical cross-section drawing of a centrifugal pump assembly. The drawing shows the internal components, including the impeller mounted on a horizontal shaft. The shaft is supported by bearings and a coupling. The pump housing is shown with its inlet and outlet ports. Eight numbered callouts (1-8) point to specific parts of the assembly:

- 1: Inlet port of the pump housing.
- 2: Impeller inlet.
- 3: Impeller outlet.
- 4: Impeller vanes.
- 5: Impeller hub.
- 6: Impeller shaft.
- 7: Impeller outlet port.
- 8: Impeller inlet port.

s, 3- riebokšlis, 4- rutulinis gu

6. SKAIČIAVIMAI

6.1. Medžiagų balansas

Lentelė 6.1 Metinis laiko balansas

Dyzelino hidrovalymas, paros	340
Įrenginių remontas, paros	20
Nenumatyti atvejai, neplaniniai ir avariniai sustojimai	5
Viso darbo dienos	340

Lentelė 6.2 Dyzelino hidrovalymo proceso medžiagų balansas

Komponentas	% masės	t/m	t/p*	kg/h
Įteka				
Žaliava	100,00	2 300 000,00	6764,71	281862,75
Vandenilio turinčios dujos (v.d.)	0,306918236	7059	20,76	865,08816
Grynas vandenilis v.d.	0,245945774	5657	16,64	693,22951
Σ	100,3069	2307059	6785,47	282727,83
Išteka				
Išvalyta dyzelino frakcija	96,67456018	2223514,884	6539,75	272489,57
sieros vandenilis	1,59394933	36660,83458	107,826	4492,7493
sausosios dujos **	0,538908723	12394,90064	36,45559	1518,9829
Benzino frakcija	1,4995	34488,5	101,4368	4226,5319
Σ	100,3069	2307059	6785,47	282727,83

Dyzelino hidrovalymo įrenginio medžiagų balanso skaičiavimai

Lentelė 6.3 Pradiniai sieros junginių kiekiai % skaičiavimams

	kiekis %
laisvoji sierra	0,5
merkaptanai	0,002
cikliniai ir alifatiniai sulfidai	0,468
disulfidai	0,08
tiofenai	0,4
benztiofenai	0,05

SIERA	1,5
olefinai	1

Lentelė 6.4 Pradiniai proceso duomenys skaičiavimams

Po išvalymo sieros kiekis	0,0005	%
M_z (200 - 350)	179,6102137	g/mol
M_{H_2}	2,02	g/mol
λ	400	m ³ /m ³
ρ_z	830	kg/m ³
K_p	30	g/mol
M_{H_2S}	34,09	g/mol
M_s	32,07	g/mol
m_z	100	%
t_0	320	593,15

Apskaičiuojamas pašalintos sieros kiekis [4]:

$$\Delta S = 1,5 - 0,0005 = 1,4995\% \quad (6.1.1)$$

Priimami, kad sieros atomai žaliavoje pasiskirstę tolygiai, tada [4]:

$$I_b = \Delta S = 1,4995\% \quad (6.1.2)$$

$$I'_d = 0,3 \cdot \Delta S = 0,3 \cdot 1,4995 = 0,44985\%$$

Apskaičiuojama hidrovalytos dyzelinės frakcijos išeiga [4]:

$$I'_{hd} = 100 - I_b - I'_d - \Delta S = 100 - 1,4995 - 0,44985 - 1,4995 = 96,55\% \quad (6.1.3)$$

Apskaičiuojamas sieros organinių junginių hidrogenolizei sunaudojamo vandenilio kiekis [4]:

Lentelė 6.5 m_i vertės

laisvajai sierai	0,0625
mekaptanams	0,062
cikliniams ir alifatiniams sulfidams	0,125
disulfidams	0,0938
tiofenams	0,25
benztiofenams	0,187

$$G_i = \sum (m_i \cdot \Delta S) = 0,0625 \cdot 0,5 + 0,062 \cdot 0,002 + 0,125 \cdot 0,468 + 0,0938 \cdot 0,08 + 0,25 \cdot 0,4 + 0,187 \cdot 0,05 = 0,207\% \quad (6.1.4)$$

Olefinų hidrogenizacijos gylis, priimamas lygus sieros junginių hidrogenolizės gyliui [4]:

$$\Delta C_{ol} = C_{ol} \cdot \frac{\Delta S}{S} = 1 \cdot \frac{1,4995}{1,5} = 0,99967\% \quad (6.1.5)$$

Olefinų hidrinimui sunaudojamas vandenilio kiekis [4]:

$$G_2 = \frac{2 \cdot C_{ol}}{M_z} = \frac{2 \cdot 0,00067}{179,61} = 0,011131\% \quad (6.1.6)$$

Apskaičiuojami vandenilio nuostoliai, jam ištirpus hidrogenizate [4]:

$$G_3 = \frac{x_{H_2} \cdot M_{H_2}}{x_{H_2} \cdot M_{H_2} + (1 - x_{H_2}) \cdot M_z} \cdot 100 =$$

$$= \frac{0,024 \cdot 2,02}{0,024 \cdot 2,02 + (1 - 0,024) \cdot 179,61} \cdot 100 = 0,0277\% \quad (6.1.7)$$

Apskaičiuojama vandenilio molinė dalis skysčio fazėje [4]:

$$x_{H_2} = \frac{y_{H_2}}{K_p} = \frac{0,72}{30} = 0,024 \quad (6.1.8)$$

y_{H_2} – vandenilio molinė dalis garų fazėje, kuri lygi cirkuliuojančiose vandenilio turinčiose dujose vandenilio molinei daliai

Apskaičiuojami mechaniniai vandenilio nuostoliai, juos sudaro nutekėjimai per sujungimų nesandarumus ir difuzija pro aparatų sieneles [4]:

$$G_4 = \frac{\lambda \cdot M_{H_2}}{22,4 \cdot \rho_z} \cdot 0,01 = \frac{400 \cdot 2,02}{22,4 \cdot 830} \cdot 0,01 = 0,000435\% \quad (6.1.9)$$

Bendros vandenilio sąnaudos hidrovalymo procese [4]:

$$G_{H_2} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 = 0,207 + 0,0111 + 0,0277 + 0,000435 = 0,2459\% \quad (6.1.10)$$

Šviežių vandenilio turinčių dujų sudėtis (masės dalimis)

Lentelė 6.6 Šviežių vandenilio turinčių dujų sudėtis.

		masės dalimis	molio dalimis	
Pavadinimas	M_i	$\bar{x}_i$	X_i	$X_i \cdot M_i$
H_2	2,02	0,801339722	0,98	1,9796
CH_4	16,05	0,077964251	0,012	0,1926
C_2H_6	30,08	0,059664106	0,0049	0,147392
C_3H_8	44,11	0,037496918	0,0021	0,092631

C_4H_{10}	58,14	0,023535003	0,001	0,05814
		1	1	2,470363

Apskaičiuojamos šviežių vandenilio turinčių dujų sąnaudos [4]:

$$G_{H_2}^0 = \frac{G_{H_2}}{\bar{y}_{H_2}} = \frac{0,2459}{0,801} = 0,307\% \quad (6.1.11)$$

Apskaičiuojama sieros vandenilio išeiga [4]:

$$I_{H_2S} = \frac{\Delta S \cdot M_{H_2S}}{M_s} = \frac{1,4995 \cdot 34,09}{32,07} = 1,594\% \quad (6.1.12)$$

Apskaičiuojama kiek sieros vandenilio susiriša [4]:

$$G_{H_2(H_2S)} = I_{H_2} - \Delta S = 1,594 - 1,4994 = 0,0944\% \quad (6.1.13)$$

Apskaičiuojamas vandenilio kiekis įėjęs į dyzelino sudėtį jį hidrinant [4]:

$$G_{H_2(H_2S)} = G_1 + G_2 - G_{H_2(H_2S)} = 0,207 + 0,0111 - 0,0944 = 0,1234\% \quad (6.1.14)$$

Patikslinama hidrovalytos dyzelinės frakcijos išeiga [4]:

$$I_{hd} = I'_{hd} + G_{H_2(dyz)} = 96,55 + 0,1234 = 96,67\% \quad (6.1.15)$$

Patikslinama iš įrenginio ištekančių dujų išeiga [4]:

$$I_d = G_{H_2}^0 \cdot (1 - \bar{y}_{H_2}) + I'_d + G_3 + G_4 = 0,3069 \cdot (1 - 0,801) + 0,44985 + 0,0276 + 0,000435 = 0,539\% \quad (6.1.16)$$

Rezultatai pateikiami lentelėje.

6.2. Hidrovalymo reaktoriaus medžiagų balansas

Dyzelino hidrovalymo reaktoriaus medžiagų balansas

Lentelė 6.7 Dyzelino hidrovalymo reaktoriaus medžiagų balansas

Komponentas	% massės	t/m	t/p*	kg/h
Įteka				
Žaliava	100,00	2 300 000,00	6764,71	281862,7451
Vandenilio turinčios dujos (v.d.)	0,306918236	7059	20,76	865,0881649
Cirkuliuojančios vandenilio turinčios dujos	16,29951676	374889	1102,61	45942,26538
Σ	116,60643	2681948	7888,08	328670,10
Išteka				

Išvalyta dyzelino frakcija	96,67456018	2223514,884	6539,75	272489,5691
sieros vandenilis	1,59394933	36660,83458	107,826	4492,749336
sausosios dujos **	0,538908723	12394,90064	36,45559	1518,982921
Benzino frakcija	1,4995	34488,5	101,4368	4226,531863
Cirkuliuojančios vandenilio turinčios dujos	16,29951676	374888,8855	1102,614	45942,26538
Σ	116,606435	2681948	7888,08	328670,10

Lentelė 6.8 Cirkuliuojančių vandenilio turinčių dujų sudėtis

		masės dalimis	molio dalimis		
Pavadinimas	M_i	$\bar{x}_i$	X_i	$\bar{x}_i / M_i$	$C_{pi}, J/(kg \cdot K)$
H ₂	2,02	0,192	0,720097	0,09505	14,5
CH ₄	16,05	0,427	0,201555	0,026604	14,2
C ₂ H ₆	30,08	0,201	0,050624	0,006682	10,3
C ₃ H ₈	44,11	0,103	0,017691	0,002335	5,6
C ₄ H ₁₀	58,14	0,077	0,010034	0,001324	4,5
Σ	150,4	1	1	0,131996	

Apskaičiuojama cirkuliuojančių vandenilio turinčių dujų masė [4]:

$$G_{cd} = \frac{m_z \cdot \lambda \cdot M_{cd}}{\rho_z^{ss} \cdot 22,4} = \frac{100 \cdot 400 \cdot 7,576}{830 \cdot 22,4} = 16,2995\% \quad (6.2.1)$$

6.3. Hidrovalymo reaktoriaus šilumos balansas

Apskaičiuojamas šilumos kiekis išsiskyręs sieros junginių hidrogenolizės metu [4]:

$$Q_s = \sum q_{si} \cdot g_{si} = 0,267 \cdot 3500 + 0,001 \cdot 2100 + 0,053 \cdot 5060 + 0,267 \cdot 8700 + 0,033 \cdot 39050,7 + 0,333 \cdot 8931,58 + 0,040 \cdot 3810 + 0,005 \cdot 3700 = 7977,017 kJ \quad (6.3.1)$$

Apskaičiuojamas šilumos kiekis išsiskyręs olefinų hidrogenolizės metu [4]:

$$Q_{ol} = \frac{\Delta C_{ol} \cdot q_{ol}}{M_z} = \frac{0,9997 \cdot 126}{179,61} = 0,7012 kJ / (100 kg \text{ žaliavos}) \quad (6.3.2)$$

q_{ol} – olefinų hidrogenizacijos reakcijos šiluminis efektas = 126 kJ/mol

Cirkuliuojančiųjų vandenilį turinčių dujų savitoji šiluma apskaičiuojama [4]:

$$c_{cd} = \sum c_{pi} \cdot \bar{y}_i = (0,192 \cdot 14,5 + 0,427 \cdot 14,2 + 0,201 \cdot 10,3 + 0,103 \cdot 5,6 + 0,077 \cdot 4,5) / 1000 = 0,012 kJ / (kgK) \quad (6.3.3)$$

Apskaičiuojama žaliavos skysčio entalpiją [4]:

$$h_{0,320}^s = \frac{0,0017 \cdot T^2 + 0,762 \cdot T - 334,25}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} =$$

$$= \frac{0,0017 \cdot 593,15^2 + 0,768 \cdot 593,15 - 334,25}{\sqrt{0,833625}} = 784,02 \text{ kJ / kg} \quad (6.3.4)$$

P_{15}^{15} = apskaičiuojama pagal žaliavos tankį.

$$\rho_4^{20} = \rho_{15}^{15} - 5\alpha \quad (6.3.5)$$

$$\rho_{15}^{15} = 0,83 - 5 \cdot 0,000725 = 0,833625 \quad (6.3.6)$$

α - 0,000725 parenkami iš lentelės pagal tankį.

Apskaičiuojama žaliavos savitoji šiluma [4]:

$$c_z = \frac{h_t^o}{t_o} = \frac{784,021}{320} = 2,45 \text{ kJ / (kgK)} \quad (6.3.7)$$

Apskaičiuojama reakcijos mišinio vidutinė savitoji šiluma [4]:

$$\bar{c} = \frac{c_z \cdot G_z + c_{cd} \cdot G_{cd}}{G} = \frac{2,45 \cdot 100 + 0,012 \cdot 16,299}{116,60} = 2,103 \text{ kJ / (kgK)} \quad (6.3.8)$$

Apskaičiuojama iš reaktoriaus išeinančių produktų temperatūra [4]:

$$t = t_0 + \frac{\Delta S \cdot q_s + \Delta C_{ol} \cdot q_{ol}}{G \cdot \bar{c}} =$$

$$320 + \frac{1,4995 \cdot 7977,017 + 0,9997 \cdot 0,7012}{116,60 \cdot 2,103} = 368,79^\circ \text{C} \quad (6.3.9)$$

Apskaičiuojamas reaktoriaus šilumos balansas [4]:

$$G \cdot \bar{c} \cdot t_0 + \Delta S \cdot q_s + \Delta C_{ol} = G \cdot \bar{c} \cdot t \quad (6.3.10)$$

$$G \cdot \bar{c} \cdot t = 116,60 \cdot 2,103 \cdot 320 + 1,4995 \cdot 7977,017 + 0,9997 \cdot 0,701 = 90426,1926 \text{ kJ / (kgK)}$$

6.4.Reaktoriaus skaičiavimai

Apskaičiuojamas reikalingas katalizatoriaus tūris [4]:

$$V_k = V_Z^{ss} \int_{S_p}^{S_g} \frac{1}{r} ds = V_Z^{ss} \int_{S_p}^{S_g} \frac{1}{kS^n} dS = 361,667 \text{ m}^3 \quad (6.4.1)$$

S_p – galinis sieros kiekis žaliavoje, %

S_p – pradinis sieros kiekis žaliavoje, %

k – reakcijos greičio konstanta 82,449

n – reakcijos laipsnis (1-2)

S – sieros kiekis produkte

ρ_{kat} – supiltinis katalizatoriaus tankis 750 kg/m³

$$M_{kat} = V_k / q_{kat} = 361,667 / 750 = 271,25 \text{ tona} \quad (6.4.2)$$

Skaičiuojami reaktoriaus kolonos matmenys. Parenkama, kad aukščio H_r ir skersmens D_r santykis yra 5:1 arba $H_r = 5D_r$. Reaktoriaus kolona užkraunama dvejomis katalizatoriaus įkrovomis, viršutinėje įkrovoje yra 45%, o apatinėje 55% katalizatoriaus. Priimama, kad viršutinėje reaktoriaus dalyje yra vienas metras įkrovos - porceliano rutuliukų, viduryje yra du metrai tuščios erdvės, su skysčio paskirstymo įranga ir kolonos apatinėje dalyje per visą sferą yra užpildyta porceliano rutuliukais.

Parenkamas cilindrinės formos reaktorius ir apskaičiuojami jo matmenys [4]:

$$V_r = \frac{5\pi D^3}{4} \quad (6.4.3)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_r}{5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 414,27}{5 \cdot 3,14}} = 4,73m \quad (6.4.4)$$

$$H = 5D = 5 \cdot 4,73 = 23,63m \quad (6.4.5)$$

Apskaičiuojamas apatinės ir viršutinės sferinių reaktoriaus dalių aukštis [4]:

$$h_s = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 4,73 = 2,365m \quad (6.4.6)$$

Apskaičiuojami slėgio nuostoliai reaktoriaus katalizatoriaus įkrovoje [4]:

$$\Delta P = \left(\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot 0,1 \cdot \mu \cdot u}{\varepsilon^3 \cdot d^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho \cdot u^2}{\varepsilon^3 \cdot d \cdot g} \right) \cdot H_r = \quad (6.4.7)$$

$$\left(\frac{150 \cdot (1 - 0,380)^2 \cdot 0,1 \cdot 0,0001 \cdot 0,1}{0,389^3 \cdot 0,002^2} + \frac{1,75 \cdot (1 - 0,380) \cdot 50 \cdot 0,1^2}{0,380^3 \cdot 0,002 \cdot 9,81} \right) \cdot 23,63 = 18081,34Pa$$

Slėgio nuostoliai per katalizatorių neviršija 0,2-0,3 Mpa, todėl tinkamai yra parinkta katalizatoriaus įkrova.

Apskaičiuojamas katalizatoriaus sluoksnio poringumas [4]:

$$\varepsilon = 1 - \frac{Y_s}{Y_m} = 1 - \frac{750}{1210} = 0,380 \quad (6.4.8)$$

u – fluído linijinis greitis, 0,1 m/s

d – katalizatoriaus dalelės skersmuo. 0,002 m

ρ – fluído tankis, 50 kg/m³

Y_s – supiltinis katalizatoriaus tankis, 750 kg/m³

Y_m – menamas katalizatoriaus tankis, 1210 kg/m³

μ – fluído dinaminė klampa, 0,0001 Pa·s

6.5. Stabilizacijos kolonos viršaus ir apačios temperatūros skaičiavimai

Iš reaktoriaus į stabilizacijos koloną atitekantis srautas susideda iš šių frakcijų: dyzelinas (200-350 °C), benzinas (60 – 200 °C), sieros vandenilis, metanas, etanas, propanas

Apskaičiuojama dyzelino frakcijos molekulinė masė [4]:

$$\begin{aligned} M &= 60 + 0,3 \cdot t_{v.v.mol.} + 0,001 \cdot t_{v.v.mol.}^2 = \\ &= 60 + 0,3 \cdot 275 + 0,001 \cdot 275^2 = 218,125 \text{ g / mol} \end{aligned} \quad (6.6.1)$$

Analogiškai apskaičiuojama benzino frakcijos molekulinė masė.

Užsiduodama žaliavos įvado temperatūrą $t_{iv} = 100^\circ\text{C}$

Pagal Ašvorto lygtį apsiskaičiuojamas dyzelino sočiųjų garų slėgis [4]:

$$\begin{aligned} f(T) &= \frac{1250}{\sqrt{T^2 + 108000} - 307,6} - 1 = \\ &= \frac{1250}{\sqrt{100 + 273,15 + 108000} - 307,6} - 1 = 5,5917 \end{aligned} \quad (6.6.2)$$

$$\begin{aligned} f(T_{dyz}) &= \frac{1250}{\sqrt{T^2 + 108000} - 307,6} - 1 = \\ &= \frac{1250}{\sqrt{218,125 + 273,15 + 108000} - 307,6} - 1 = 2,77 \end{aligned} \quad (6.6.3)$$

$$\frac{\bar{u}_{dyz}}{M_{dyz}} = \frac{0,975}{218,125} = 0,00447 \quad (6.6.4)$$

Apskaičiuojama dyzelino molinė dalis žaliavoje [4]:

$$u_i = \frac{\bar{u}_i}{M_i \cdot \sum \frac{\bar{u}_i}{M_i}} = \frac{0,975}{218,125 \cdot 0,00489} = 0,915 \quad (6.6.5)$$

$$P_{dyz} = 3158 + 10^{\frac{7,6715 - \frac{2,68 \cdot f(T)}{f(T_{dyz})}}{2,77}} = 3158 + 10^{\frac{7,6715 - \frac{2,68 \cdot 5,5917}{2,77}}{2,77}} = 3341,07 Pa \quad (6.6.6)$$

Komponento pasiskirstymas žaliavoje [4]:

$$k_i = \frac{P_{dyz}}{P} = \frac{3341,07}{405300} = 0,00824 \quad (6.6.7)$$

Molinė dalis skysčio fazėje [4]:

$$x_i = \frac{u_i}{1 + e \cdot (k_i - 1)} = \frac{0,915}{1 + 0,05 \cdot (0,00824 - 1)} = 0,96 \quad (6.6.8)$$

Molinė dalis garų fazėje [4]:

$$y_i = \frac{k_i \cdot u_i}{1 + e \cdot (k_i - 1)} = \frac{0,154 \cdot 0,915}{1 + 0,05 \cdot (0,145 - 1)} = 0,147 \quad (6.6.9)$$

Lentelė 6.9 Kolonos įvado temperatūros skaičiavimų lentelė.

Įvado	M	t _{virimo}	$\bar{v}$	u	P _i , Pa	k _i = P _i /p	k _i *u _i	x _i	y _i	$\bar{v}_i/M_i$	f(T)	f(T ₀)
Dyzelinas (200-350 °C)	218,125	275	0,97514682	0,914573	3341,0673	0,0082434	0,00754	0,9623	0,0079	0,004471	5,5917	2,7706

Benzinas (60-200 °C)	115,9	130	0,014608389	0,025785	43125,8711	0,1064048	0,00274	0,027	0,0029	0,000126		4,8817
sieros vandenilis	44,08	-60	0,007764265	0,036034	3897781,76	9,6170288	0,34654	0,0252	0,2422	0,000176		13,862
metanas	16,0425	-161,6	0,00123	0,015685	15248771,5	37,623419	0,59013	0,0055	0,2084	0,0000767		30,686
etanas	30,07	-88,6	0,000980026	0,006667	6195286,88	15,285682	0,10192	0,0039	0,0595	0,0000326		17,036
propanas	44,096	-42,09	0,0002705	0,001255	2828615,84	6,979067	0,00876	0,001	0,0067	0,0000061		12,279
suma			1	1			1,05762	1,0249	0,5276	0,004888		

Kadangi x_i ir y_i nelygūs 1, todėl naudojantis solver funkcija, patikslinama kolonos įvado temperatūra.

Lentelė 6.10 Kolonos įvado tikrosios temperatūros skaičiavimų lentelė

Įvado	M	t_{virimo}	$\bar{v}$	u	P_i , Pa	$k_i = P_i/p$	$k_i * u_i$	x_i	y_i	$\bar{v}_i/M_i$	f(T)	f(T ₀)
Dyzelinas (200-350 °C)	218,125	275	0,97514682	0,914573	62573,5131	0,1543881	0,1412	0,9549	0,1474	0,004471	2,9955	2,7706
Benzinas (60-200 °C)	115,9	130	0,014608389	0,025785	1067254,5	2,6332458	0,0679	0,0238	0,0628	0,000126		4,8817
sieros vandenilis	44,08	-60	0,007764265	0,036034	12373399,9	30,528991	1,10008	0,0146	0,4442	0,000176		13,862
metanas	16,0425	-161,6	0,00123	0,015685	25700187,5	63,410282	0,9946	0,0038	0,2414	0,0000767		30,686
etanas	30,07	-88,6	0,000980026	0,006667	15861459,4	39,135108	0,26093	0,0023	0,0898	0,0000326		17,036
propanas	44,096	-42,09	0,0002705	0,001255	10419437,1	25,707962	0,03226	0,0006	0,0144	0,0000061		12,279
suma			1	1			2,59697	1	1,0000	0,004888		

Kolonos įvado temperatūra $t_{ivado} = 253,12$ °Apskaičiuojama kolonos viršaus temperatūra. Pradžioje užsiduodama 70 °C temperatūra.

$$\frac{y_i}{k_i} = \frac{0,0275}{0,0079} = 3,496 \quad (6.6.10)$$

Lentelė 6.11 Kolonos viršaus temperatūros skaičiavimų lentelė.

Viršaus	M	t_{virimo}	$\bar{y}$	y	P_i, Pa	$k_i = P_i/p$	y_i/k_i
Dyzelinas (200-350 °C)	218,125	275	0,1758	0,0275	3184,3945	0,0079	3,4958
Benzinas (60-200 °C)	115,9	130	0,2608	0,0767	16473,2817	0,0406	1,8862
sieros vandenilis	44,08	-60	0,1400	0,1082	2647768,1622	6,5329	0,0166
metanas	16,0425	-	0,0222	0,0471	12802992,1409	31,5889	0,0015
etanas	30,07	-88,6	0,0177	0,0200	4522242,1378	11,1578	0,0018
propanas	44,096	-	0,0049	0,0038	1828362,4833	4,5111	0,0008
Vanduo	18	100	0,3787	0,7168	40720,3369	0,1005	7,1341
		suma	1	1			12,54

y_i/k_i suma nėra lygi 1, todėl naudojantis solver funkcija surandama $t_{\text{viršaus}}$ temperatūra.

Lentelė 6.12 Kolonos viršaus tikrosios temperatūros skaičiavimų lentelė.

Viršaus	M	t_{virimo}	$\bar{y}$	y	P_i, Pa	$k_i = P_i/p$	y_i/k_i
Dyzelinas (200-350 °C)	218,125	275	0,1758	0,0275	18490,7143	0,0456	0,6020
Benzinas (60-200 °C)	115,9	130	0,2608	0,0767	496451,1469	1,2249	0,0626
sieros vandenilis	44,08	-60	0,1400	0,1082	9439482,7869	23,2901	0,0046
metanas	16,0425	-	0,0222	0,0471	22742009,1416	56,1115	0,0008
etanas	30,07	-88,6	0,0177	0,0200	12725973,0989	31,3989	0,0006
propanas	44,096	-	0,0049	0,0038	7676391,7658	18,9400	0,0002
Vanduo	18	100	0,3787	0,7168	882815,0864	2,1782	0,3291
		suma	1	1			1,00

Kolonos viršaus temperatūra $t_{\text{viršaus}} = 203,696 \text{ } ^\circ\text{C}$

Apskaičiuojama kolonos apačios temperatūra. Pradžioje užsiduodama $100 \text{ } ^\circ\text{C}$ temperatūra [4].

$$x_i \cdot k_i = 0,791 \cdot 0,00824 = 0,0065 \quad (6.6.11)$$

Lentelė 6.13 Kolonos apačios temperatūros skaičiavimų lentelė.

Apačios	M	t_{virimo}	$\bar{x}$	x	P_i, Pa	$k_i = P_i/p$	$k_i \cdot x_i$
Dyzelinas (200-350 °C)	218,125	275	0,978565	0,791211	3341,067298	0,00824	0,0065
Benzinas (60-200 °C)	115,9	130	0,000148	0,000225	43125,87112	0,1064	2E-05
Vanduo	18	100	0,021286	0,208564	101219,8314	0,24974	0,0521
		suma	1	1			0,05863

Kadangi $x_i \cdot k_i$ suma nėra lygi 1, naudojant solver funkciją rankama kolonos apačios $t_{\text{apačios}}$ temperatūra.

Lentelė 6.14 Kolonos apačios tikrosios temperatūros skaičiavimų lentelė.

Apačios	M	t_{virimo}	$\bar{x}$	x	P_i Pa	$k_i = P_i/p$	$k_i \cdot x_i$
Dyzelinas (200-350 °C)	218,125	275	0,978565	0,791211	61505,62001	0,15175	0,1201
Benzinas (60-200 °C)	115,9	130	0,000148	0,000225	1056357,466	2,60636	0,0006
Vanduo	18	100	0,021286	0,208564	1708817,797	4,21618	0,8793
		suma	1	1			1,00000

Kolonos apačios temperatūra $t_{\text{apačios}} = 252,37$ °C

6.6. Šilumokaičių skaičiavimai

Iš separatoriaus ateinantis žaliavos srautas patenka į šilumokaičius ir yra pašildomas G_s – 279721,97 kg/h. Žaliavos mišinys patenka į vamzdinį puostą ir yra šildomas tarpvamzdinėje erdvėje tekančiu dyzelino srautu G_k – 272489,57 kg/h. Iš stabilizacijos kolonos išeinantis dyzelino srautas nuo t_1 – 240 °C atvėsta iki t_2 – 112 °C pašildydamas atitekančią žaliavą iš separatoriaus t_4 – 50 °C.

Apskaičiuojamos entalpijos [4]:

$$h_{0,1}^s = \frac{0,0017 \cdot T^2 + 0,762 \cdot T - 334,25}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} =$$

$$= \frac{0,0017 \cdot 513,15^2 + 0,762 \cdot 513,15 - 334,25}{\sqrt{0,833625}} = 542,85 \text{ kJ / kg} \quad (6.7.1)$$

$$h_{0,2}^s = 227,52 \text{ kJ / kg}$$

$$h_{0,4}^s = 98,04 \text{ kJ / kg}$$

Pagal šilumos balanso lygtį apsiskaičiuojama iki kiek žaliava bus pašildyta tekančiu dyzelino srautu [4]:

$$h_{0,3}^s = \frac{G_k \cdot (h_{0,1}^s - h_{0,2}^s) \cdot \eta}{G_s} + h_{0,4}^s =$$

$$= \frac{272489,57(542,85 - 227,52) \cdot 0,95}{279721,97} = 389,86 \text{ kJ / kg} \quad (6.7.2)$$

Srautas iš separatoriaus pro šilumokaičių bloką pagal entalpiją $h_{0,3}^s$ yra pašildomas iki 180,92 °C

Apskaičiuojamas šilumos balansas [4]:

$$Q = G_k \cdot (h_{0,1}^s - h_{0,2}^s) \cdot \eta = G_s \cdot (h_{0,4}^s - h_{0,3}^s) =$$

$$= 272489,57 \cdot (542,85 - 227,52) \cdot 0,95 = 81627510,72 \text{ kJ} / \text{h} = 22674309 \text{ W} \quad (6.7.3)$$

Apskaičiuojamas logaritminis temperatūros skirtumas [4]:

$$\Delta t_m = t_1 - t_2 = 513,15 - 385,15 = 128 \text{ K}$$

$$\Delta t_d = t_4 - t_3 = 454,071 - 323,15 = 130,92 \text{ K} \quad (6.7.4)$$

$$\Delta \tau = \frac{\Delta t_d - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_d}{\Delta t_m}} = \frac{130,92 - 128}{\ln \frac{130,92}{128}} = 129,46 \quad (6.7.5)$$

Apskaičiuojamas šilumokaičio šildomojo paviršiaus plotas [4]:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta \tau_v} = \frac{22674309}{180 \cdot 129,46} = 973,07 \text{ m}^2 \quad (6.7.6)$$

k – šilumos perdavimo koeficientas (70-250 W/(m²K))

Prenkamas vamzdinis korpusinis šilumokaitis, kurio šilumokaitos paviršiaus plotas $F_o = 1000 \text{ m}^2$, skersmuo $D = 1200 \text{ mm}$, ilgis $L = 7830 \text{ mm}$.

Apskaičiuojama, kiek įrenginyje iš viso reikės šilumokaičių [4]:

$$N = \frac{F}{F_o} = \frac{973,07}{1000} = 0,97 \text{ vnt.} \quad (6.7.7)$$

Paenamas vienas šilumokaitis. Kiti įrenginio šilumokaičiai apskaičiuojami analogiškai.

6.7.Separatoriaus skaičiavimai

Skaičiuojant priimama, kad garų ir skysčio atskyrimui reikia 1,2h. Siekiant užtikrinti skysčio fazių atskyrimą skysčio judėjimo greitis separatoriuje lygus $u_s = 0,002 \text{ m/s}$. Atskyrimas vykdomas $t = 40 \text{ °C}$ temperatūroje ir $P = 303,975 \text{ kPa}$ slėgyje.

Vertikalus separatorius:

Leistinas garų fazės srauto greitis u_g skaičiuojamas [4]:

$$u_g = 0,0334 \sqrt{\frac{\rho_s}{\rho_g}} m/s \quad (6.9.1)$$

Čia: ρ_s ir ρ_g – skysčio ir garų tankis, kg/m^3

Nežinomi yra spūdumo koeficientai, todėl suskaičiuojama T_{red} ir P_{red} ir pagal reikšmes randami Z koeficientai.

Ieškomi T_{red} ir P_{red} sieros vandeniliui [4]:

$$t_{v.v.mol.} = \sum x_i \cdot y_i = 0,1082 \cdot (-60) = -6,4988 \text{ } ^\circ C \quad (6.9.2)$$

$$\begin{aligned} a &= (1,8T_{v.v.mol.} - 359)\rho_{15}^{15} = \\ &= (1,8 \cdot (-6,4988 + 273,15) - 359) \cdot \left(\frac{22,4}{44,08}\right)^{-1} = 238,0769 \end{aligned} \quad (6.9.3)$$

$$\begin{aligned} T_{kr} &= 355,1 + 0,97 \cdot a - 0,00049 \cdot a^2 = \\ &= 355,1 + 0,97 \cdot 238,0769 - 0,00049 \cdot 238,0769^2 = 558,2611 K \end{aligned} \quad (6.9.4)$$

$$T_{red} = \frac{T}{T_{kr}} = \frac{40 + 273,15}{558,2611} = 0,560938 \quad (6.9.5)$$

$$P_{kr} = K \frac{T_{kr}}{M} \cdot 10^5 = 6,3 \cdot \frac{558,2611}{44,09} \cdot 10^5 = 7978776,824 Pa \quad (6.9.6)$$

Čia: K koeficientas kintantis pirminės distiliacijos angliavandeniliams nuo 6,3 – 6,4

$$P_{red} = \frac{P}{P_{kr}} = \frac{303975}{7978776,824} = 0,03809 \quad (6.9.7)$$

Z koeficientas randamas iš grafiko pagal T_{red} ir P_{red} ir yra lygus 1

Kiti skaičiavimai atliekami analogiškai ir skaičiavimų vertės pateikiamos lentelėje.

Lentelė 6.15 Separatoriaus skaičiavimų rezultatai

Viršaus	M	tvirimo	$\bar{x}$	x	G	$t_{v.v.mol.}$	a	T_{kr}	T_{red}	P_{kr}	P_{red}	Z
Dyzelinas (200-350 °C)	218,13	275	0,1758	0,0275	2728,2	7,5531	1424,3	742,64	0,4217	2144945	0,1417	0,87
Benzinas (60-200 °C)	115,9	130	0,2608	0,0767	4046,1	9,9661	779,27	813,43	0,385	4421595	0,0687	0,89
sieros vandenilis	44,08	-60	0,14	0,1082	2172,2	-6,493	238,08	558,26	0,5609	7978777	0,0381	1
metanas	16,043	-161,6	0,0222	0,0471	344,12	-7,612	85,203	434,19	0,7212	17050932	0,0178	1
etanas	30,07	-88,6	0,0177	0,02	274,18	-1,774	173,81	508,89	0,6154	10661887	0,0285	1
propanas	44,096	-42,09	0,0049	0,0038	75,678	-0,159	260,61	574,61	0,545	8209471	0,037	1
Vanduo	18	100	0,3787	0,7168	5875,2	71,676	210,28	537,41	0,5827	18809285	0,0162	1
		suma	1	1	15516							

Garų fazės tūrinis debitas V_g separatoruje apskaičiuojamas [4]:

$$\begin{aligned}
 V_g &= 22,4 \cdot \frac{T}{271,15} \cdot \frac{101325}{P} \cdot \sum \frac{G_d}{M_g} \cdot Z = \\
 &= 22,4 \cdot \frac{313,15}{271,15} \cdot \frac{101325}{303975} \cdot \left(\frac{2172,22}{44,08} \cdot 1 + \frac{344,11}{16,04} \cdot 1 + \frac{274,18}{30,07} \cdot 1 + \frac{75,67}{44,09} \cdot 1 \right) = \\
 &= 698,19 \text{ m}^3 / \text{h}; = 0,1939 \text{ m}^3 / \text{h}
 \end{aligned} \tag{6.9.8}$$

Separatoriaus skerspjūvio plotas apskaičiuojamas pagal garų debitą [4]:

$$S_g = \frac{V_g}{u_g} = \frac{0,1939}{0,477} = 0,4 \text{ m}^2 \tag{6.9.9}$$

Separatoriaus skerspjūvio plotas apskaičiuojamas pagal skysčio fazių debitą [4]:

$$S_s = \frac{V_{np} + V_v}{u_s} = \frac{0,00245 + 0,00077}{0,02} = 1,614 \text{ m}^2 \tag{6.9.10}$$

Kadangi separatorius turi atraminę pertvarą, ir separatoriaus skersmuo apskaičiuojamas D [4]:

$$D = 2 \sqrt{\frac{S_{g,s}}{\pi - \frac{\alpha \cdot \pi}{180} + \sin \alpha \cos \alpha}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{1,614}{3,14 - \frac{45 \cdot 3,14}{180} \cdot \sin(45) \cdot \cos(45)}} = 1,518 \text{ m} \tag{6.9.11}$$

α – puse centrinio kampo, 45 °C

Trijų fazių separatoriaus su lašų gaudykle aukščio H apskaičiavimas

Apskaičiuojamas nusistovėjimo zonos H_n aukštis [4]:

$$\begin{aligned}
 0,785 \cdot D^2 \cdot 0,7 \cdot H_n + S_{g,s} \cdot 0,3 \cdot H_n &\approx \tau \cdot 60V_s \\
 H_n &= \frac{1,2 \cdot 60 \cdot 0,00245}{0,785 \cdot 1,518^2 \cdot 0,7 + 1,614 \cdot 0,3} = 0,1 \text{ m}
 \end{aligned} \tag{6.9.12}$$

Vandens sluoksnio aukštį priimamas $H_v=0,5$ m, nes yra automatinis lygio reguliatorius.

Priimamas vandens ištekėjimo atvamzdžio aukštis $h_2 = 0,3$ m.

Apskaičiuojamas naftos produkto aukštis, reikalingas apsaugoti naftos produktą nuo vandens lašelių patekimo [4]:

$$0,5 \leq H_b \leq \frac{G_v \cdot \tau}{3600 \cdot \rho_v \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}}$$

$$H_b = \frac{2797,714 \cdot 1,2}{3600 \cdot 1 \cdot \frac{3,14 \cdot 1,51^2}{4}} = 0,512m \quad (6.9.13)$$

Čia: G_v – vandens fazės debitas, kg/h;

ρ_s – vandens fazės tankis, kg/m³

Aukštis tarp naftos laistymo ir išteklėjimo į talpyklą atvamzdžio h_3 apskaičiuojamas [4]:

$$h_3 = \frac{600 \cdot G_l}{3600 \cdot \rho_b \cdot S_{g,s}} = \frac{600 \cdot 4046,14}{3600 \cdot 830 \cdot 1,61} = 0,57m \quad (6.9.14)$$

Naftos produkto aukštis, virš jo išteklėjimo į talpyklą atvamzdžio priimamas $h_4 = 0,4m$

Priimamas aukštis $h_5 = 0,4m$

Kad švarų naftos produktą apsaugotų nuo įtekančio srauto skysčio lašelių permetimo per pertvarą, aukštis priimamas $h_6 = 0,6m$

Laisvosios erdvės aukštį sutrikus reguliuojančių vožtuvų darbui apsiskaičiuojamas [4]:

$$h_7 = \frac{(V_{np} + V_v) \cdot \tau}{0,785 \cdot D^2} + 0,5 - (h_5 + h_6) = \frac{(0,00245 + 0,00078) \cdot 1,2}{0,785 \cdot 1,52^2} + 0,5 + 1 = 1,50m \quad (6.9.15)$$

Aukštį $h_8 = 0,6m$ priimame.

Laisvosios erdvės aukštis virš gaudyklės priimamas $h_9 = 0,5 m$

Apskaičiuojamas suminis cilindrinės dalies separatoriaus aukštis [4]:

$$H = H_n + H_v + H_b + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 + h_8 + h_9 = 0,1 + 0,5 + 0,3 + 0,51 + 0,57 + 0,4 + 0,4 + 0,6 + 1,5 + 0,6 + 0,5 = 5,99m \quad (6.9.16)$$

Apskaičiuojamas apatinės ir viršutinės sferinių separatoriaus dalių aukštis [4]:

$$h_s = 0,09D = 0,09 \cdot 1,52 = 0,137m \quad (6.9.17)$$

Kiti būsimi separatoriai įrenginyje apskaičiuojami analogiškai.

6.8. Vamzdinės krosnies skaičiavimai

Ateinančio į vamzdinę krosnį mišinio srauto temperatūra po šilumokaičių bloko yra t_1 – 270 °C, o krosnyje yra pašildoma iki t_2 – 320 °C. Krosnyje yra naudojamos angliavandenilinės dujos iš vidaus dujų parko. Žaliavos debitas G – 281862,7 kg/h ir slėgis vamzdukuose P – 50 bar.

Kadangi krosnyje yra didelis slėgis, todėl visas mišinys yra skystoje fazėje ir apskaičiuojama skysčio entalpija naudojantis Krego lygtimi [5]:

$$h_{0,t1}^s = \frac{0,0017 \cdot T_1^2 + 0,762 \cdot T_1 - 334,25}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} =$$

$$= \frac{0,0017 \cdot 543,15^2 + 0,762 \cdot 543,15 - 334,25}{\sqrt{0,833625}} = 636,50 \text{ kJ / kg} \quad (6.5.1)$$

$$h_{0,t2}^s = \frac{0,0017 \cdot T_2^2 + 0,762 \cdot T_2 - 334,25}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} =$$

$$= \frac{0,0017 \cdot 593,15^2 + 0,762 \cdot 593,15 - 334,25}{\sqrt{0,833625}} = 784,02 \text{ kJ / kg} \quad (6.5.2)$$

Čia: $\rho_{15}^{15} = 0,833625$ santykinis tankis,

$\bar{e} = 0,01$ masinė nugarinimo dalis.

Apskaičiuojama šiluma reikalinga žaliavos pašildymui [5]:

$$Q_{šild} = G \cdot (1 - \bar{e}) \cdot (h_{0,t2}^s - h_{0,t1}^s) =$$

$$= 281862,7 \cdot (1 - 0,01) \cdot (784,02 - 636,50) = 41163126,1 \text{ kJ / kg} \quad (6.5.3)$$

Krosnyje suteikiama šiluma bus [5]:

$$Q_{naud} = Q_{šild} = 41163126,1 \text{ kJ / kg} \quad (6.5.4)$$

Apskaičiuojama kuro degimo žemutinė šilumą [5]:

$$Q_d^z = 339,1 \cdot C + 1030 \cdot H - 108,9 \cdot (O - S) - 17,7W =$$

$$= 339,1 \cdot 77,9025 + 1030 \cdot 22,0975 = 49177,16 \text{ kJ / kg} \quad (6.5.5)$$

Apskaičiuojamas vamzdinės krosnies naudingumo koeficientas [5]:

$$\eta = \frac{Q_d^z - (q_n + q_d + q_{n.k.})}{Q_d^z} = \frac{49177,16 - (2458,85 + 98,35 + 295,06)}{49177,16} = 0,942 \quad (6.5.6)$$

Čia: q_n – šilumos nuostoliai į aplinką per krosnies sienelę (4 – 8 %), kJ/kg

q_d – šilumos nuostoliai su išeinančiais dūmais (0,2%), kJ/kg,

$q_{n.k.}$ – šilumos nuostoliai dėl ne visiškio kuro sudegimo (0,5 – 1%), kJ/kg

Apskaičiuojamos deginamo kuro sąnaudos:

$$B = \frac{Q_{naud}}{Q_d^z \cdot \eta} = \frac{41163126,1}{49177,63 \cdot 0,942} = 888,57 \text{ kg} / h \quad (6.5.7)$$

Užsiduodama iš radiacinės kameros išeinančių dūmų temperatūrą $t_{dr} = 600 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Lentelė 6.16 Dujų degimo produktai

Degimo produktai	1 kg žaliavos	C_p kJ/(kg*K)
CO ₂	2,86	0,93
O ₂	3,85	0,92
H ₂ O	0,99	0,95
N ₂	18,31	1,045
Oras	22,16	10,01

Apskaičiuojama vidutinė degimo produktų šiluminė talpa ir entalpija [5]:

$$\begin{aligned} C_{pdpv} &= G \cdot C_{pdp} = m_{CO_2} \cdot C_{pCO_2} + m_{H_2O} \cdot C_{pH_2O} + m_{N_2} \cdot C_{pN_2} + m_{O_2} \cdot C_{pO_2} = \\ &= 2,86 \cdot 0,93 + 3,85 \cdot 0,92 + 0,99 \cdot 0,95 + 18,31 \cdot 1,045 = 26,27 \text{ kJ} / \text{kg} \end{aligned} \quad (6.5.8)$$

Degimo produktų entalpija [5]:

$$h_{t_{dr}}^d = C_{pdpv} \cdot t_{dr} = 26,27 \cdot 600 = 15762,905 \text{ kJ/kg} \quad (6.5.9)$$

Priimama, kad pradinė sistemos temperatūra $t_0 = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Apskaičiuojama didžiausia degimo temperatūra [5]:

$$t_{\max} = t_0 + \frac{Q_d^z \cdot \eta}{G \cdot C_{pdp}} = 20 + \frac{49177,16 \cdot 0,942}{26,27} = 1798,18 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (6.5.10)$$

Apskaičiuojama žaliavai perduodamas šilumos kiekis radiacinės kameros vamzdžiuose [5]:

$$\begin{aligned} Q_r &= B(Q_d^z \cdot \eta_k - h_{t_{dr}}^d) = \\ &= 888,57 \cdot (49177,16 \cdot 0,942 - 15763,9) = 27155717,84 \text{ kJ} / h \end{aligned} \quad (6.5.11)$$

Apskaičiuojama žaliavos entalpija ir temperatūra įėjime į radiacinės kameros vamzdžius [5]:

$$h_k = h_{t_1} + \frac{Q_k}{G_z} = 636,5 + \frac{14007408,26}{281862,7} = 686,203 \text{ kJ} / \text{kg} \quad (6.5.12)$$

$$t_k = 291,35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Apskaičiuojama radiacinės kameros vamzdžių išorinės sienelės vidutinė temperatūra [5]:

$$t_{rsn} = \frac{t_2 + t_k}{2} + t' = \frac{320 + 291,35}{2} + 40 = 345,68^\circ\text{C} \quad (6.5.13)$$

Čia: t' – temperatūros skirtumas tarp išorinės vamzdžio sienelės ir žaliavos, (20 – 60 $^\circ\text{C}$)

Apskaičiuojamas į krosnį įnešamos šilumos kiekis [5]:

$$Q = B(Q_d^z \cdot \eta + \alpha \cdot L_0 \cdot C_0 \cdot t_0) = 888,57 \cdot (49177,16 \cdot 0,942 + 1,1 \cdot 22,16 \cdot 1,01 \cdot 20) = 41950151,37 \text{ kJ} / h = 11704224,7 \text{ W} \quad (6.5.14)$$

Čia: α – oro pertekliaus koeficientas, dujiniam kurui (1,1 -1,25)

Apskaičiuojamas ekvivalentinis absoliučiai juodo paviršiaus plotas [5]:

$$S_s = \frac{Q}{q_s} = \frac{11704224,7}{42913,52} = 272,74 \text{ m}^2 \quad (6.5.15)$$

Čia: q_s - nustatomas iš grafiko pagal vamzdžio išorinę sienelės temperatūrą.

Užsiduodamas radiacinės kameros vamzdžių ekranavimo laipsnis φ – 0,71 ir iš grafiko parenkamas S_s/S_e – 0,68

Apskaičiuojamas efektyvus radiacinės kameros vamzdžių apspinduliavimo plotas [5]:

$$S_e = \frac{S_s}{\frac{S_s}{S_e}} = \frac{272,74}{0,68} = 401,09 \text{ m}^2 \quad (6.5.16)$$

Apskaičiuojamas ekranuoto ekvivalentinio plokščiojo paviršiaus plotas [5]:

$$S = \frac{S_s}{K} = \frac{401,09}{0,87} = 461,02 \text{ m}^2 \quad (6.5.17)$$

Čia: K – formos faktorius, nustatomas grafiškai. Vienos eilės ekranui 0,87.

Priimamas vamzdžio ilgis $l=15\text{m}$ ir apskaičiuojamas naudingas vamzdžio ilgis [5]:

$$\Delta l = l - 2l = 15 - 2 \cdot 0,2 = 14,6 \text{ m} \quad (6.5.18)$$

Čia: a – vamzdžio dalis sunaudojama tvirtinimui (0,2 – 0,3 m).

Apskaičiuojamas vienos kameros ekrano aukštis [5]:

$$h = \frac{S}{2\Delta l} = \frac{461,02}{2 \cdot 14,6} = 15,79m \quad (6.5.19)$$

Krosnis turi dvi radiacines kameras. Apskaičiuojamas vamzdžių skaičius [5]:

$$n = \frac{h-d}{2d} + 1 = \frac{15,79-0,076}{2 \cdot 0,076} + 1 = 104,37 \text{ vamzdis} \approx 105 \text{ vamzdžiai} \quad (6.5.20)$$

Apskaičiuojamas visos krosnies radiacinės kameros vamzdžių paviršiaus plotas [5]:

$$S_{rv} = \pi \cdot S = 3,14 \cdot 461,02 = 1448,34m^2 \quad (6.5.21)$$

Skaičiuojama vamzdinės krosnies konvekcinės sekcija

Apskaičiuojama vidutinė dūmų temperatūra [5]:

$$t_{dvid} = \frac{t_{dr} + t_{dk}}{2} = \frac{400 + 600}{2} = 500^\circ C \quad (6.5.22)$$

Apskaičiuojamas vidutinis logaritminis temperatūros skirtumas konvekcinėje kameroje tarp šildančiųjų dūmų ir šildomos žaliavos [5]:

$$\begin{aligned} \Delta t &= t_{dr} - t_{dk} = 600 - 400 = 200 \\ \Delta t &= t_k - t_1 = 291,35 - 270 = 21,35 \end{aligned} \quad (6.5.23)$$

$$\Delta \tau_v = \frac{\Delta t_d - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_d}{\Delta t_m}} = \frac{200 - 21,35}{\ln \frac{200}{21,35}} = 79,85 \quad (6.5.24)$$

Apskaičiuojamas dūmų masinis greitis [5]:

$$G_s = \frac{(1 + \alpha \cdot L_o)B}{3600} = \frac{(1 + 1,1 \cdot 22,16) \cdot 888,57}{3600} = 6,26kg / s \quad (6.5.25)$$

$$U = \frac{G_s}{S_k} = \frac{6,26}{3,06} = 2,04kg / (m^2s) \quad (6.5.26)$$

Konvekcinės kameros plotis apskaičiuojamas [5]:

$$M_k = l_{vk}(n-1) + d + 0,05 = 0,1292 \cdot (4-1) + 0,076 + 0,05 = 0,5136 m \quad (6.5.27)$$

$$l_{vk} = 1,7 \cdot d = 1,7 \cdot 0,076 = 0,1292 \quad (6.5.28)$$

Čia: n – 4 vamzdžių skaičius.

Apskaičiuojamas konvekcinės kameros darbinis skerspjūvio plotas [5]:

$$S_k = (M_k - nd)l_{naud} = (0,5136 - 4 \cdot 0,076) \cdot 14,6 = 3,06 m^2 \quad (6.5.29)$$

Apskaičiuojamas dujų konversijos šilumos atidavimo vamzdžiams koeficientas [5]:

$$\alpha_k = \frac{0,3 \cdot EU^{0,6}}{d^{0,4}} = \frac{0,3 \cdot 22 \cdot 2,05^{0,6}}{0,076^{0,4}} = 28,43 \quad (6.5.30)$$

Čia: E – 22. Koeficientas priklausantis nuo vidutinės dūmų temperatūros konvekciniėje kameroje.

Apskaičiuojama konvekcinės kameros vamzdžių išorinės sienelės vidutinė temperatūra [5]:

$$t_{ksn} = \frac{t_1 + t_k}{2} + 20 = \frac{270 + 291,35}{2} + 20 = 300,68^\circ C \quad (6.5.31)$$

Apskaičiuojamas triatomių dujų ir vandens garų šilumos atidavimo koeficientas spinduliavimo būdu, konvekcinės kameros vamzdžio sieniei [5]:

$$\alpha_r = 0,025 \cdot t_{ksn} - 2 = 0,025 \cdot 573,15 - 2 = 13,35 \quad (6.5.32)$$

Apskaičiuojamas dūmų šilumos perdavimo koeficientas konvekcinės kameros vamzdžio sieniei [5]:

$$K = 1,1 \cdot (\alpha_k + \alpha_r) = 1,1 \cdot (28,43 + 13,35) = 45,96 \quad (6.5.33)$$

Apskaičiuojamas konvekcinės kameros reikiamas vamzdžių paviršiaus plotas [5]:

$$S_{vk} = \frac{Q_k}{K \cdot \Delta \tau_v} = \frac{3890946,74}{45,96 \cdot 79,85} = 1060,27 m^2 \quad (6.5.34)$$

Apskaičiuojamas konvekciniėje kameroje reikiamų vamzdžių skaičius [5]:

$$n = \frac{S_{vk}}{\pi d l_{naud}} = \frac{1060,27}{3,14 \cdot 0,076 \cdot 14,6} = 304,1,6 \approx 305 \text{ vamzdžiai} \quad (6.5.35)$$

6.9. Siurblio skaičiavimai

Naftos perdirbimo įmonėje dažniausiai yra naudojami išcentriniai siurbliai. Jie tolygiai perpumpuoja skysčius, yra paprastos konstrukcijos, yra našūs ir išvysto pakankamai didelį slėgį.

Dyzelino hidrovalymo įrenginiui parenku išcentrinį siurblį, ir apskaičiuoju jo galingumą, kuris bus naudojamas stabilizacijos kolonos flegmos tiekimui ir benzino frakcijos perpumpavimui į produktų parką.

Lentelė 6.17 Pradiniai duomenys siurblio skaičiavimams

Benzino tankis ρ , kg/m ³	Benzino debitas G , kg/h	Aukštis į kurį tiekiamas benzinas H_{geom} , m	Slėgis įsiurbimo linijoje p_1 , kPa	Slėgis slėgimo linijoje p_2 , kPa	Įsiurbimo linijos ilgis $L_{\text{įs}}$, m	Slėgimo linijos ilgis $L_{\text{slė}}$, m	Laisvojo kritimo pagreitis, m/s ²
730	4226,523	27	4	3	50	80	9,81

Apskaičiuojamas tūrinis benzino debitas, naudojantis lygtimi [6]:

$$V = G/\rho = 4226,534/730 = 5,7877 \text{ m}^3/\text{h}/3600 = 0,001608 \text{ m}^3/\text{s} \quad (6.8.1)$$

Užsiduodamas produkto greitis įsiurbimo ir slėgimo vamzdynuose:

$$w_{\text{įs}} = 1 \text{ m/s}$$

$$w_{\text{slė}} = 2 \text{ m/s}$$

Apskaičiuojamas įsiurbimo ir slėgimo linijų vamzdžių diametrus pagal lygtį [6]:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}} \quad (6.8.2)$$

$$d_{\text{is}} = \sqrt{\frac{0,001608}{0,785 \cdot 1}} = 0,045252 \text{ m} \quad (6.8.3)$$

$$d_{\text{slė}} = \sqrt{\frac{0,001608}{0,785 \cdot 2}} = 0,031998 \text{ m} \quad (6.8.4)$$

Užsiduodamos vietinės kliūtis: įsiurbimo linijoje skystis išteka iš separatoriaus, vamzdis turi tris alkūnes 90⁰ ir dvi sklendes, o slėgimo vamzdis turi dvi alkūnes 90⁰ ir vieną sklendę.

Apskaičiuojamas vietinių kliūčių koeficientas įsiurbimo linijoje [6]:

- skystis, įtekantis į vamzdį su aštria briauna – 0,5
- vamzdžio alkūnėms – 1,4
- sklendės – 0,5

Suminis vietinių kliūčių koeficientas [6]:

$$\sum_1^{js} \xi = 3 \cdot 1,4 + 2 \cdot 0,5 + 1 \cdot 0,5 = 5,7 \quad (6.8.5)$$

Apskaičiuojamas vietinių kliūčių koeficientus slėgimo linijoje [6]:

- a) skysčio išteklėjimui į koloną – 1
- b) vamzdžio alkūnės – 1,83
- c) sklendės (atidarytos) – 0,5

Suminis vietinių kliūčių koeficientas [6]:

$$\sum_{slė}^2 \xi = 1 \cdot 1 + 2 \cdot 1,83 + 1 \cdot 0,5 = 5,16 \quad (6.8.6)$$

Apskaičiuojamas Reinoldso kriterijų [6]:

$$Re = \frac{w \cdot d_e \cdot \rho}{\mu} = \frac{1 \cdot 0,045252 \cdot 730}{0,00022} = 150153,2 \quad (6.8.7)$$

μ - dinaminė klampa, kurią parenku iš lentelės, 0,00022 (Pa · s)

Trinties koeficientas apskaičiuojamas [6]:

$$\lambda = \frac{1}{\left(2 \lg \left(\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right) \right)^2} =$$

$$= \frac{1}{\left(2 \lg \left(\frac{0,00442}{3,7} + \left(\frac{6,81}{150153,2} \right)^{0,9} \right) \right)^2} = 0,030138 \quad (6.8.8)$$

Δe – 0,0002 pasirenku iš lentelės. Ekvivalentinė vamzdžio šiurkštumo vidutinė reikšmė [6]:

$$\varepsilon = \frac{\Delta e}{d_{ekv}} = \frac{0,0002}{0,045252} = 0,00442 \quad (6.8.9)$$

Apskaičiuojamas įsiurbimo linijos aukščio nuostolius pagal [6]:

$$\Delta h_{is} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum_1^{js} \xi_{is} \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g} = \left(0,030138 \frac{50}{0,045252} + 5,7 \right) \cdot \frac{1^2}{2 \cdot 9,81} = 1,98m \quad (6.8.10)$$

Analogiškai apskaičiuojamas Reinoldso kriterijus slėgimo linijai. Apskaičiuojami slėgimo linijos aukščio nuostoliai [6]:

$$\Delta h_{slė} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum_{slė}^2 \xi_{slė} \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g} = \left(0,033065 \frac{80}{0,031998} + 5,16 \right) \cdot \frac{2^2}{2 \cdot 9,81} = 17,90m \quad (6.8.11)$$

Aukščio nuostoliai hidraulinėje sistemoje apskaičiuojami pagal lygtį [6]:

$$\Delta h = \Delta h_{js} + \Delta h_{slė} = 1,98 + 17,90 = 19,89 \text{ m}$$

Siurblio išvystomas slėgio aukštis nustatomas pagal lygtį [6]:

$$H = H_{geom} + \frac{p_1 - p_0}{\rho g} + \Delta h = 27 + \frac{405300 - 303975}{730 \cdot 9,81} + 19,89 = 61,04m \quad (6.8.12)$$

Apskaičiuojama siurblio atiduodama galia skysčiui pagal lygtį [6]:

$$N_s = V \rho g H = 0,001608 \cdot 730/1000 \cdot 9,81 \cdot 61,04 = 0,703 \text{ kW} \quad (6.8.13)$$

Apskaičiuojama siurblio gaunama iš variklio galia pagal lygtį [6]:

$$N_{vel} = \frac{V \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta_s} = \frac{0,001608 \cdot 730 \cdot 9,81 \cdot 61,04}{1000 \cdot 0,75} = 0,74kW \quad (6.8.14)$$

$\eta_s = 0,75$, siurblio naudingumo koeficientas

$\eta_{vel} = 0,95$, naudingumo koeficientas

$$N_v = \frac{N_s}{\eta_{vel} \cdot \eta_s} = \frac{0,703}{0,95 \cdot 0,75} = 0,986kW \quad (6.8.15)$$

Montuojamo siurblio galia turi turėti atsargos ir jis apskaičiuojamas pagal lygtį [6]:

$$N_{v.mont.} = N_v \cdot \beta = 0,986 \cdot 2 = 1,97 \text{ kW} \quad (6.8.16)$$

B- 2, atsargos koeficientas, kuris parenkamas iš lentelės, pagal variklio galingumą.

Apskaičiuotas siurblys pilnai tinka perpumpuoti žaliavą. Visus kitus įrenginio siurblius apskaičiuoju analogiškai.

7. DARBŲ SAUGA

Dyzelino hidrovalymo procesas yra pavojingas gaisro ir sprogumo atžvilgiu. Produktai, apsprendžiantys įrenginio sprogumą: benzino garai, VD ir angliavandenilinės dujos, kurie kartu su oro deguonimi sudaro mišinius, sprogstančius nuo liepsnos ar kibirkšties.

Procesas vyksta esant aukštai temperatūrai – iki 420 °C ir dideliame slėgiui – iki 62,8 bar.

Visi naudojami produktai – degios medžiagos. Aparatai dirbantys, esant aukštai temperatūrai ir dideliam slėgiui, su dideliu kiekiu dujų ir garų produktų, gali būti teritorijos užteršimo dujomis priežastimi.

Procesas priskiriamas prie žalingų aptarnaujančio personalo sveikatos atžvilgiu, nes yra susijęs su reakcijomis, kurių metu išsiskiria vandenilio sulfidas, turintis nuodingų savybių.

Pavojingiausios vietos įrenginyje:

- dujų kompresijos patalpa,
- reaktorių blokas,
- krosnių blokas,
- atvira siurblinė,
- dyzelino stabilizacijos blokas,
- dujų ėminių paėmimo laboratorinėms analizėms vietos,
- visi pramoninės kanalizacijos ir apytakinio vandens šuliniai, požeminė drenažo talpa, kur yra galimas angliavandenilinių dujų susikaupimas.

Siekiant išvengti nelaimingų atsitikimų, apsinuodijimų ir susirgimų susijusių su gamyba, visas įrenginio personalas įmonėje nustatyta tvarka aprūpinamas saugos priemonėmis atsižvelgiant į atliekamų darbų riziką ir pobūdį.

Įrenginyje nustatytoje prieinamoje vietoje turi būti:

- filtruojančios dujokaukės, kurios naudojamos, kai darbo aplinkoje deguonies kiekis yra ne mažesnis nei 19,5% tūrio ir ne didesnis kaip 23,5% tūrio ir kenksmingų dujų ar garų koncentracina neviršija maksimalios filtrų klasės apsaugos gebos.
- suspausto oro kvėpavimo aparatai, kurie naudojami avarijos atveju, esant deguonies koncentracijai ore mažesnei nei 19,5% tūrio, taip pat dirbant aparatų, talpų viduje, šuliniuose ir kitose įgilintose vietose.
- Medicininė vaistinė, kuri turi atitikti sveikatos apsaugos ministro patvirtintą tvarką.

8. GAMTOS APSAUGA

Oro ir vandens telkinių užteršimui išvengti dyzelino frakcijos kataliziniame hidrovalymo įrenginyje bus numatytos tokios priemonės:

1. Angliavandenilinių dujų ir garų išvedimas iš apsauginių vožtuvų į uždara sistemą, vėliau sudeginant fakelinėje sistemoje.
2. Dėl įrengimų ir siurblių hermetiškumo nėra pastovių išmetimų į fakelinę sistemą ir į atmosferą. VD į atmosferą išvedamos per apsauginius vožtuvus tik pažeidus technologinio režimo normas.
3. Atsiradus technologinių įrengimų ar vamzdynų išsihermetinimui, bus nedelsiant imamasi priemonių jiems pašalinti. Bus atliekamos periodinės patikros pavojinguose įrenginiuose, siekiant išvengti praleidimų - nehermetiškumų.
4. Dūmai, regeneracijos dujos ir nupūtimo produktai iš kondensato pašalinami per kaminą, kurio aukštis užtikrina reikalaujamą pagal sanitarines normas CO₂, H₂S angliavandenilių išskaidymą atmosferoje.
5. Siekiant sumažinti apytakinio vandens, skirto produkto aušinimui, kiekį naudojami oriniai aušinimo aparatai.
6. Siekiant sumažinti triukšmo lygį operatorinėje, laikomasi šių normų:
 - operatorinės atitvaras padarytas iš 240mm storio keramzitbetonio plokščių;
 - ventiliaciniai agregatai montuojami tam tikrose patalpose ant vibroizoliuojančių pagrindų ir prijungiami prie oro vamzdynų lanksčiomis jungtimis;
 - siekiant išvengti aerodinaminio triukšmo plitimo ortakiais, numatytas triukšmo slopintuvų montavimas;
 - ventiliatorių rato apskritimų greitis pasirinktas mažesnis už leistiną;
 - operatorinės patalpoje dvigubi langai, kurių garso izoliacija ne mažesnė nei 40 dB;

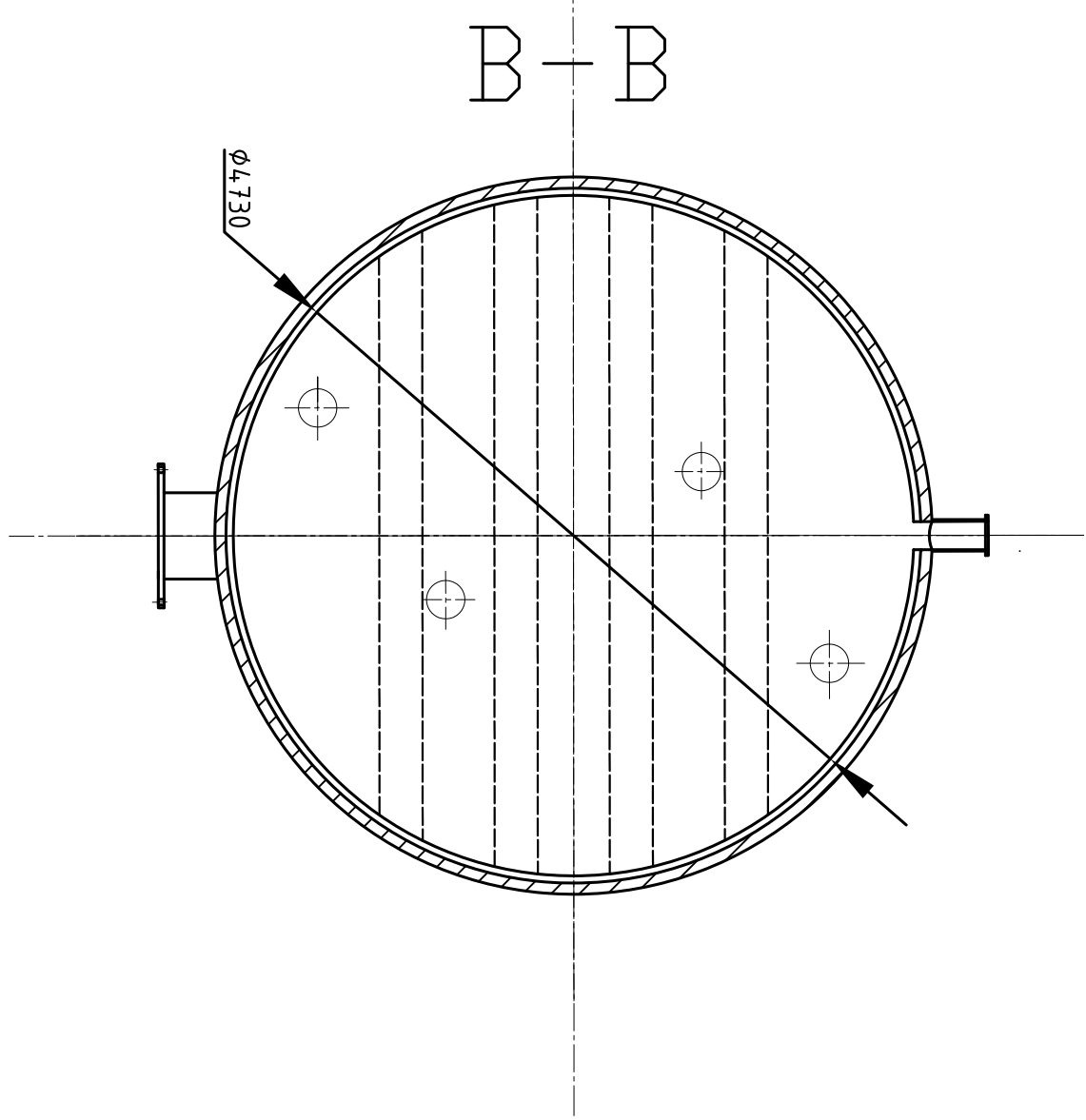
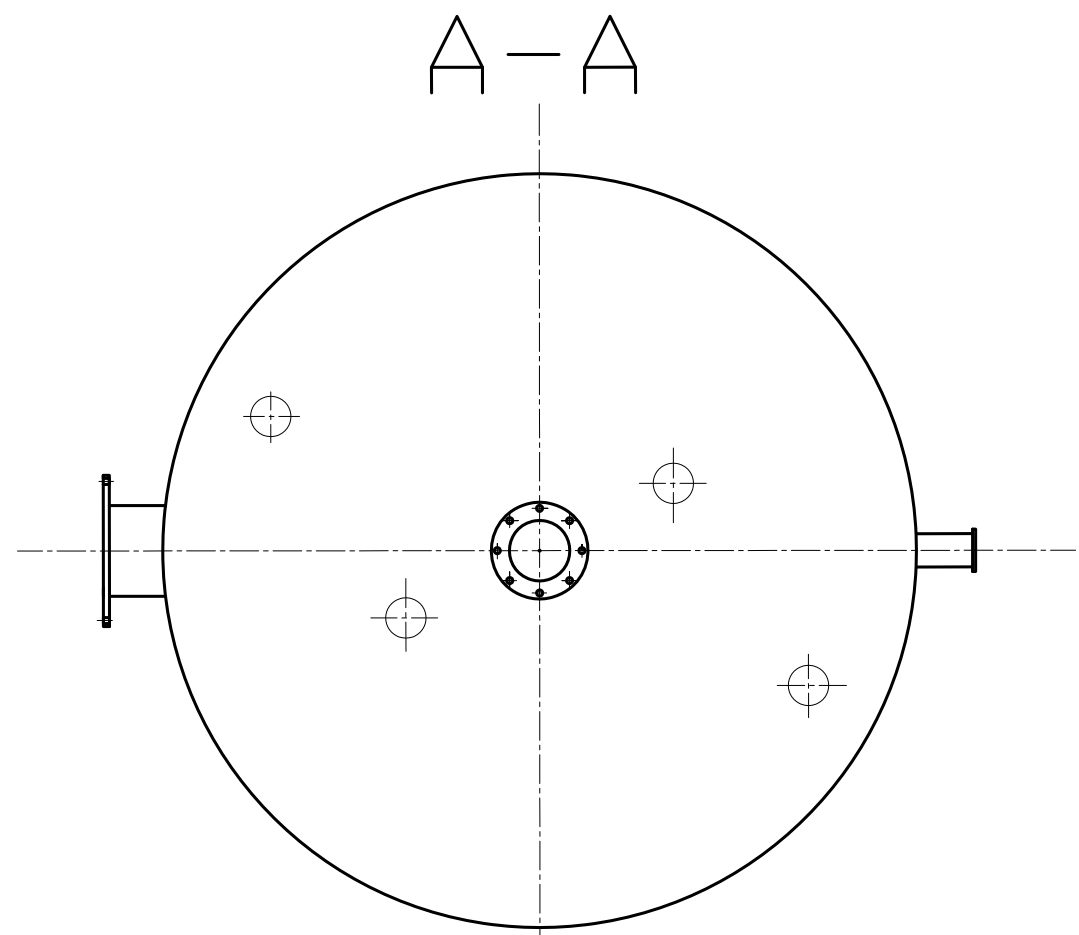
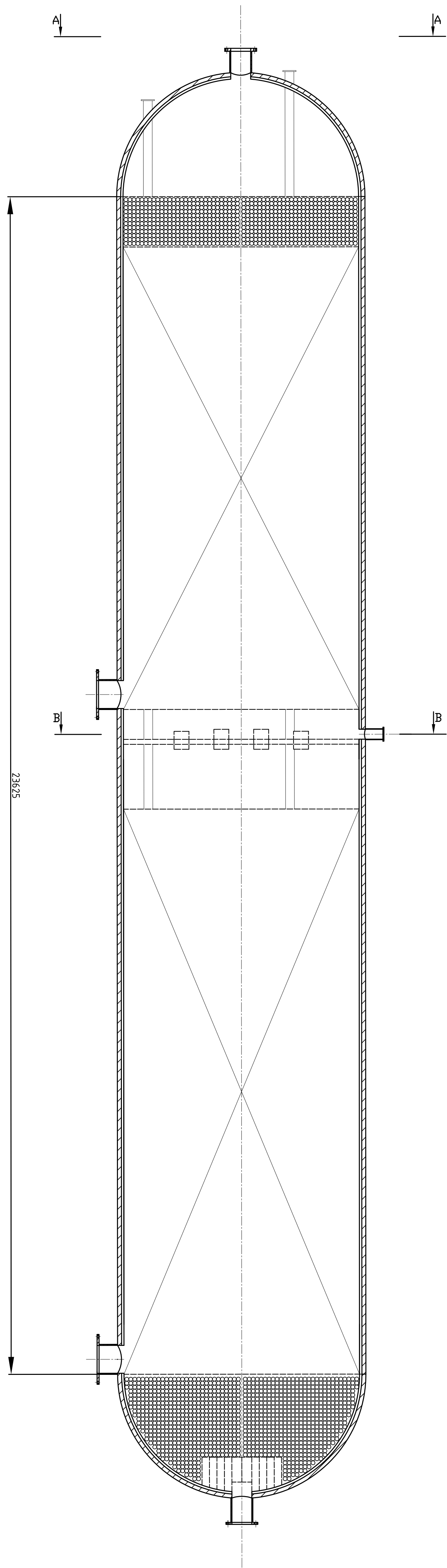
IŠVADOS

1. Suprojektuotas dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginys, kurio našumas 2 300 000 tonų žaliavos per metus, pagaminantis produktą, turintį ne daugiau kaip 5mg/kg sieros.
2. Sudaryti įrenginio medžiagų ir šilumos balansai.
3. Apskaičiuoti įrenginio aparatai: katalizinio hidrovalymo reaktorius, jo medžiagų ir šilumos balansas, katalizato stabilizacijos kolonos žaliavos pašildymo šilumokaitis, išcentrinis siurblys, stabilizacijos kolonos viršaus ir apačios temperatūra, kolonos viršutinės lėkštės laistymo skysčio talpa – separatorius ir hidrovalymo proceso žaliavos pakaitinimo krosnis.
4. Nubraižyta įrenginio technologinė schema ir reaktorius.
5. Projekte išspręstos darbo saugos ir aplinkosaugos problemos.

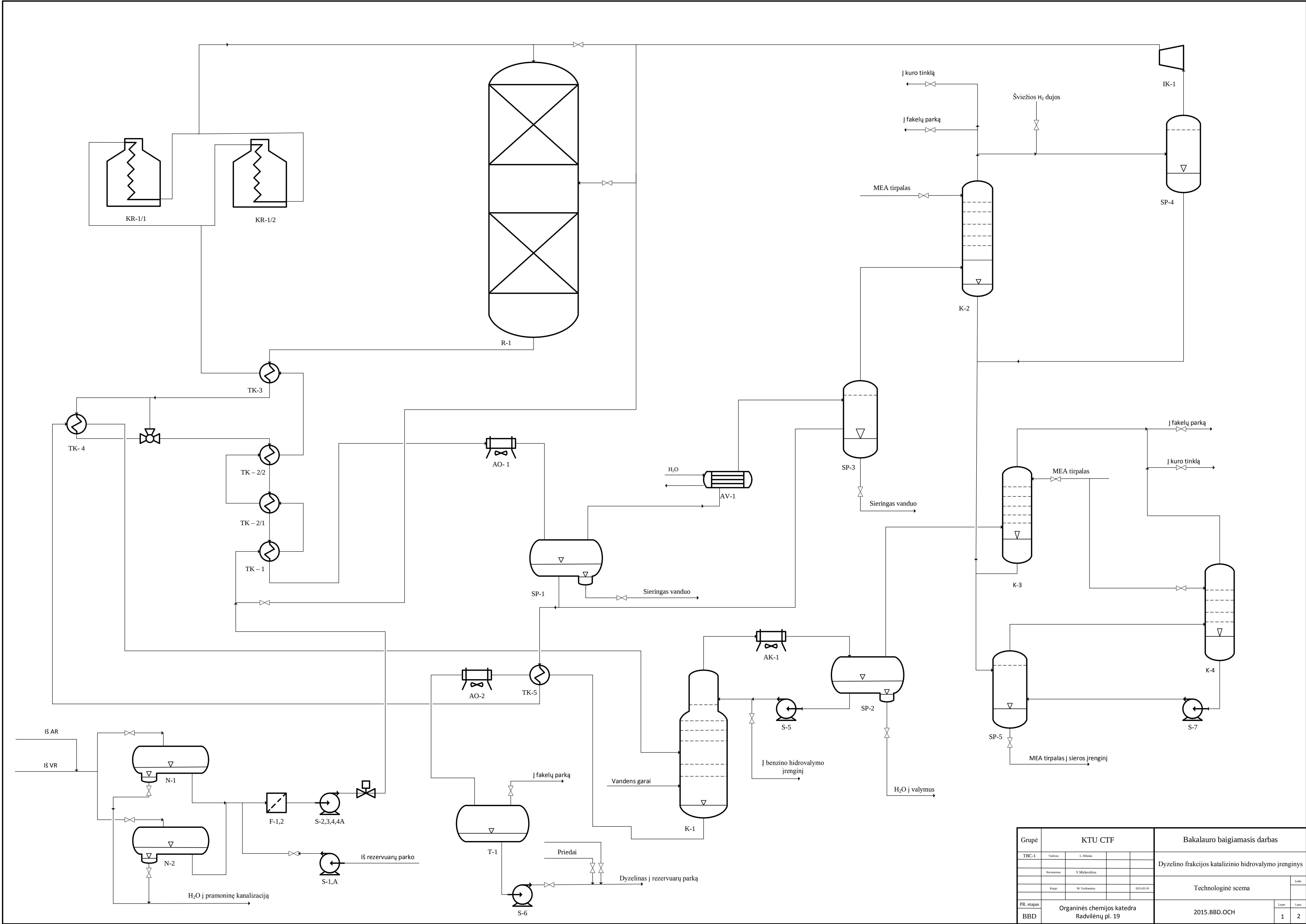
LITERATŪRA

- 1) <http://ec.europa.eu/environment/air/transport/road.htm>
- 2) AB „ORLEN Lietuva“ Dyzelino hidrovalymo procesų reglamentas
- 3) A. Balandis, Z. Valančius ir kt. „Chemijos inžinerija I“ Kaunas. Technologija, 2006.
- 4) J. Barkauskas „Naftos perdirbimo technologija I“ Kaunas. Technologija 2007.
- 5) G. Gimbutis ir kt. „Šiluminė technika“ Vilnius. Mokslas, 1993.
- 6) A. Balandis, B. Leskauskas ir kt. „Chemijos inžinerija. Skaičiavimų pavyzdžiai ir uždaviniai.“ Kaunas. Technologija, 2000.
- 7) Robin Smith „Chemical Process Design and integration“ England, 2005
- 8) J. Ciparis, E. Daumantas ir kt. „Cheminės technologijos procesai ir aparatai“ Vilnius. Mokslas, 1984.

PRIEDAI



Grupė	KTU CTF				Bakalauro baigiamasis darbas	
TBC-1	Vadovas	L. Mikšius			Dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginys	
	Recomentus	V. Meksvičius				
	Rengė	M. Vaitiekaitis		2015-05-26	Hidrovalymo reaktorius 1:50	
PR. etapas	Organinės chemijos katedra Radvilėnų pl. 19				2015.BBD.OCH	Laido
BBD						Lapų
					2	2



Grupė	KTU CTF				Bakalauro baigiamasis darbas			
TBC-1	Vidreiai	L. Mikšius			Dyzelino frakcijos katalizinio hidrovalymo įrenginys			
	Rezonatoriai	V. Mickėvičius						
	Rungtys	M. Vasilas		2015-05-20				
					Technologinė schema			Laid
PR. etapas	Organinės chemijos katedra Radvilėnų pl. 19				2015.BBD.OCH			Lapų
BBD								Lapų
							1	2