

Integracija otpadne topline i obnovljivih izvora energije u postrojenju atmosferske destilacije nafte

Sedić, Almir

Doctoral thesis / Disertacija

2017

Degree Grantor / Ustanova koja je dodijelila akademski / stručni stupanj: **University of Zagreb, Faculty of Mechanical Engineering and Naval Architecture / Sveučilište u Zagrebu, Fakultet strojarstva i brodogradnje**

Permanent link / Trajna poveznica: <https://urn.nsk.hr/urn:nbn:hr:235:980911>

Rights / Prava: [In copyright](#) / [Zaštićeno autorskim pravom.](#)

Download date / Datum preuzimanja: **2024-12-28**

Repository / Repozitorij:

[Repository of Faculty of Mechanical Engineering and Naval Architecture University of Zagreb](#)





Sveučilište u Zagrebu

Fakultet strojarstva i brodogradnje

Almir Sedić

**INTEGRACIJA OTPADNE TOPLINE I
OBNOVLJIVIH IZVORA ENERGIJE U
POSTROJENJU ATMOSFERSKE
DESTILACIJE NAFTE**

DOKTORSKI RAD

Zagreb, 2017



Sveučilište u Zagrebu

Fakultet strojarstva i brodogradnje

Almir Sedić

**INTEGRACIJA OTPADNE TOPLINE I
OBNOVLJIVIH IZVORA ENERGIJE U
POSTROJENJU ATMOSFERSKE
DESTILACIJE NAFTE**

DOKTORSKI RAD

Mentori:

Prof. dr. sc. Zvonimir Guzović
Prof. dr. sc. Predrag Rašković

Zagreb, 2017



Sveučilište u Zagrebu

Faculty of mechanical engineering and naval architecture

Almir Sedić

**INTEGRATION OF WASTE HEAT AND
RENEWABLE SOURCES OF ENERGY IN
THE CRUDE OIL ATMOSPHERIC
DISTILLATION PLANT**

DOCTORAL THESIS

Supervisors:

Prof. dr. sc. Zvonimir Guzović

Prof. dr. sc. Predrag Rašković

Zagreb, 2017

PODACI ZA BIBLIOGRAFSKU KARTICU:

UDK:

KLJUČNE RIJEČI: Integracija procesa, otpadna toplinska energija, obnovljivi izvori energije, rafinerija nafte, atmosferska destilacija nafte, Pinch metoda.

ZNANSTVENO PODRUČJE: TEHNIČKE ZNANOSTI

ZNANSTVENO POLJE: Strojarsstvo

INSTITUCIJA U KOJOJ JE RAD IZRAĐEN: Fakultet strojarstva i brodogradnje,
Sveučilište u Zagrebu

MENTORI RADA: Prof. dr. sc. Zvonimir Guzović i Prof. dr. sc. Predrag Rašković

BROJ STRANICA: 322

BROJ SLIKA: 216

BROJ TABLICA: 37

BROJ KORIŠTENIH BIBLIOGRAFSKIH JEDINICA: 209

DATUM OBRANE: 07. 07. 2017.

POVJERENSTVO: Prof. dr. sc. Ivanka Boras – predsjednica

Prof. dr. sc. Neven Duić – član

Prof. dr. sc. Igor Sutlović – član

Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije, Zagreb

INSTITUCIJA U KOJOJ JE RAD POHRANJEN: Fakultet strojarstva i brodogradnje,
Sveučilište u Zagrebu

INFORMACIJE O MENTORIMA

Prof. dr. sc. Zvonimir Guzović rođen je 20. svibnja 1958. godine u Velikom Grđevcu. Osnovnu školu je završio u Velikom Grđevcu, a gimnaziju u Bjelovaru. Diplomirao je na Fakultetu strojarstva i brodogradnje Sveučilišta u Zagrebu 1982. godine. Iste se godine zaposlio kao asistent na Katedri za turbostrojeve Zavoda za energetska postrojenja, energetiku i ekologiju za grupu predmeta turbostrojevi. Na Fakultetu strojarstva i brodogradnje je također magistrirao (1988.) i obranio doktorsku disertaciju (1998.). U zvanje docenta pri Zavodu za energetska postrojenja izabran je 2001. godine. Nakon toga povjeren mu je dio predmeta Katedre za turbostrojeve. Godine 2007. promoviran je u zvanje izvanrednog profesora, 2011. u zvanje redovitog profesora, te 2016. u zvanje redovitog profesora u trajnom zvanju. Od ak.god. 2008./2009. u dva mandata je bio voditelj Katedre za turbostrojeve, te predstojnik Zavoda za energetska postrojenja, energetiku i ekologiju. Od ak.god. 2014./2015. je Dekan Fakulteta strojarstva i brodogradnje. Od početka zaposlenja aktivno sudjeluje u organiziranom znanstveno-istraživačkom radu. Područja interesa su mu teorijska istraživanja iz aerodinamike, termodinamike te prijenosa topline i mase kod turbostrojeva. Veliki dio znanstvenog rada čine istraživanja toplinskih rubnih uvjeta potrebnih za modeliranje nestacionarnih i stacionarnih temperaturnih polja i naprezanja pomoću numeričkih metoda. U posljednje je vrijeme znanstveni rad usmjerio prema obnovljivim izvorima energije. Autor je i koautor oko 100 znanstvenih radova koje je objavio u zemlji i inozemstvu. Stručni rad mu se odvijao kroz suradnju s gospodarstvom na izradi oko 50 studija i projekata iz područja turbostrojeva i energetike općenito. Član je Njujorške akademije znanosti (New York Academy of Sciences) i Hrvatske akademije tehničkih znanosti. Odlikovan je Spomenicom domovinskog rata. Govori i piše engleski i ruski jezik. Oženjen je.

Prof. dr. sc. Predrag Rašković rođen je 17. kolovoza 1961. u Nišu, Republika Srbija. Diplomirao je i doktorirao na Mašinskom fakultetu Univerziteta u Nišu, a magistrirao na Mašinskom fakultetu Univerziteta u Kragujevcu, Srbija, u području termotehnike i procesne tehnike. Zaposlen je na Tehnološkom Fakultetu u Leskovcu, Univerzitet u Nišu, gdje je u zvanje redoviti profesor, uže znanstveno područje kemijsko inženjerstvo, izabran 2013 godine. Tijekom profesionalne karijere u gospodarstvu, te u znanstveno-

istraživačkom radu, stekao je iskustva u projektiranju složenih termoprocenih i termoenergetskih postrojenja primjenom termodinamičkih metoda integracije procesa i suvremenih računalno-podržanih alata za projektiranje procesa. Autor je i koautor više znanstveno-istraživačkih radova objavljenih u prestižnim svjetskim časopisima i konferencijskim zbornicima, a također je objavio i knjigu Energetika u procesnoj industriji (2014). Prof. Rašković je u svojoj karijeri bio mentor i ko-mentor na više doktorskih radova iz područja konceptijskog projektiranja i integracije procesa.

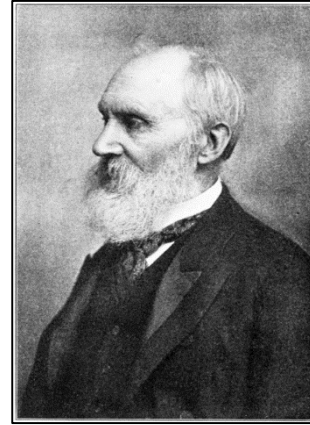
ZAHVALE

Zahvaljujem se mentorima Prof. dr. sc. Zvonimiru Guzoviću i Prof. dr. sc. Predragu Raškoviću na vodstvu i korisnim diskusijama tijekom izrade ovog rada. Također se zahvaljujem Izv. prof. dr. sc. Danijelu Pavkoviću na njegovoj pomoći u analizi dobivenih rezultata, te mnogim diskusijama vezanim uz matematičko modeliranje, karakterizaciju i integraciju obnovljivih izvora energije i sustava za pohranu energije.

Također se želim zahvaliti tvrtki uposlenja INA – Industrija nafte d.d. Zagreb koja je financijski i logistički podržala ovo istraživanje, te kolegi Marijanu Kneževiću, dipl. ing., čija mi je podrška bila ključna tijekom doktorskog studija.

Na kraju bih se zahvalio svojoj obitelji i prijateljima na povjerenju koje su imali u mene.

"... I often say that when you can measure what you are speaking about, and express it in numbers, you know something about it. But when you cannot express it in numbers, your knowledge is of a meagre and unsatisfactory kind. It may be the beginning of knowledge, in your thoughts, advanced to the stage of Science, whatever the matter may be ..."



William Thomson, 1st lord Kelvin (1824. – 1907.)

"... The known is finite, the unknown infinite; intellectually we stand on an islet in the midst of an illimitable ocean of inexplicability. Our business in every generation is to reclaim a little more land ..."



T. H. Huxley (1825. – 1895.)

Sažetak

Primjena procesa za povrat otpadne toplinske energije kao i obnovljivih izvora energije provedena je u pogonu za atmosfersku destilaciju nafte u okviru postrojenja Rafinerije nafte Sisak, INA – Industrija nafte d.d. Zagreb. Pritom je pokazano da je racionalno korištenje toplinske energije u postrojenju moguće unaprijediti na dva načina: (i) kroz projektiranje sustava za povrat toplinske energije, te (ii) kroz ugradnju postrojenja temeljenog na binarnom organskom Rankineovom ciklusu (ORC). Istraživanje je provedeno primjenom suvremenih, sustavno-orijentiranih metoda projektiranja procesa, s fokusom na dvije metode integracije toplinskih procesa temeljenih na pinch metodi i eksergijskoj analizi. Prikazani rezultati istraživanja pokazuju da je moguć značajan doprinos unaprjeđenju energetske, ekološke i ekonomske performansi analiziranog postrojenja, te ih je moguće poopćiti za širu primjenu metodologije projektiranja procesa na sličnim problemima u procesnim i energetskim postrojenjima. Također je pokazano da se obnovljivi izvori energije mogu efikasno integrirati u energetske bilance postrojenja.

Ključne riječi: Integracija procesa, otpadna toplinska energija, obnovljivi izvori energije, rafinerija nafte, atmosferska destilacija nafte, Pinch metoda.

Summary

Process design for waste heat recovery and implementation of the renewable sources of energy has been carried out for the Atmospheric distillation plant within the Oil refinery in Sisak, owned by INA – Industrija nafte d.d. Zagreb. The results have shown that rational use of thermal energy within the plant can be improved in two ways: (i) by designing the heat recovery system and (ii) by installing binary ORC (Organic Rankine Cycle) units. The research has been conducted by using the modern, system-oriented methods of process design, specifically the two methods of Heat integration based on Pinch and Exergy analysis. The presented research results have shown that it is possible to significantly contribute to the improvement of energy, environmental and economic performance of the plant, and that it is possible to generalize the proposed methodologies for a wider application of the Process design methods to similar problems in process industry, and to easily incorporate the renewable energy sources in the overall plant energy balance.

Keywords: Process integration, Waste heat, Renewable energy sources, Oil refinery, Crude distillation unit, Pinch analysis.

Popis oznaka

Latinski simboli

a, b, c	- Koeficijenti koji se usvajaju u zavisnosti od materijala, tipa konstrukcije, odnosno tipa izmjenjivača topline, –
a_i	- Aktivitet komponente, –
A	- Površina, m^2
A_{CC}	- Površina kolektora, m^2
A_f	- Godišnji faktor, god^{-1}
A_{ind}	- Površina pojedinog izmjenjivača topline, m^2
A_{sm}	- Ukupna površina protusmjernih izmjenjivača toplinske energije, m^2
A_v	- Površina poprečnog presjeka cijevi za vodu, m^2
A_{RV}	- Površina poprečnog presjeka cijevi za rashladnu vodu, m^2
A_{1-2}	- Ukupna površina izmjenjivača topline sa složenim međusobnim strujanjem struja tvari tipa 1-2, m^2
BP	- Broj plaštova izmjenjivača topline, -
C	- Cijena, \$
c_0, c_1, c_2	- Konstante koje daje proizvođač kolektora sunčevog zračenja, -
C_{el}	- Cijena električne energije, $kn \cdot MWh^{-1}$
Cn_{UPGT}	- Troškovi izgradnje i eksploatacije mreže izmjenjivača topline, $\$ \cdot god^{-1}$
Cn_{operat}	- Operativni troškovi mreže izmjenjivača topline, $\$ \cdot god^{-1}$
Cn_{invest}	- Kapitalni troškovi izgradnje mreže izmjenjivača topline, \$
Cn_{HL}	- Troškovi dodatnog hlađenja toplih struja tvari, $\$ \cdot kW^{-1} \cdot god^{-1}$
Cn_{ZG}	- Troškovi dodatnog zagrijavanja hladnih struja tvari, $\$ \cdot kW^{-1} \cdot god^{-1}$
c_p	- Specifični toplinski kapacitet pri konstantnom tlaku, $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
c_v	- Specifični toplinski kapacitet vode, $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
d	- Promjer, m
d_{RM}	- Promjer cjevovoda radnog medija u ORC–u, m
d_{RV}	- Promjer cjevovoda rashladne vode, m

d_v	- Promjer cjevovoda vode, m
e	- Specifična eksergija, $J \cdot kg^{-1}$
E	- Protočna eksergija, W
g	- Specifična Gibbs–ova energija, $J \cdot kg^{-1}$
g_a	- Ubrzanje Zemljine sile teže, $m \cdot s^{-2}$
h	- Specifična entalpija, $J \cdot kg^{-1}$
H_D	- Donja ogrjevna vrijednost, $J \cdot kg^{-1}$
h'	- Specifična entalpija vrele kapljevine (lijeva granična krivulja), $J \cdot kg^{-1}$
h''	- Specifična entalpija suho zasićene pare (desna granična krivulja), $J \cdot kg^{-1}$
h'_{RM}	- Specifična entalpija radnog medija u stanju vrele kapljevine, $J \cdot kg^{-1}$
h''_{RM}	- Specifična entalpija radnog medija na ulazu u turbinu (stanje SZP), $J \cdot kg^{-1}$
h_{PTT}	- Specifična entalpija tople struje u pinch točki, $J \cdot kg^{-1}$
h_{PTTmin}	- Minimalno potrebna specifična entalpija tople struje u pinch točki, $J \cdot kg^{-1}$
$h_{RM,1}$	- Specifična entalpija radnog medija nakon zagrijavanja na konačno stanje, $J \cdot kg^{-1}$
$h_{RM,2}$	- Specifična entalpija radnog medija na izlazu iz turbine, $J \cdot kg^{-1}$
$h_{RM,3}$	- Specifična entalpija radnog medija na izlazu iz kondenzatora, $J \cdot kg^{-1}$
$h_{RM,4}$	- Specifična entalpija radnog medija prije zagrijavanja, $J \cdot kg^{-1}$
$h_{TT,1}$	- Specifična entalpija tople struje pri početnoj temperaturi, $J \cdot kg^{-1}$
$h_{TT,2}$	- Specifična entalpija tople struje nakon hlađenja na zadanu temperaturu, $J \cdot kg^{-1}$
k	- Koeficijent prolaza topline, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$
I	- Intenzitet sunčevog zračenja, $W \cdot m^{-2}$
$KT(IT)$	- Kapitalni troškovi rekonstrukcije mreže izmjenjivača topline, \$
L	- Duljina, m
l_{RM}	- Duljina cjevovoda radnog medija u ORC–u, m
l_{RV}	- Duljina cjevovoda rashladne vode, m
l_v	- Duljina cjevovoda vode, m
\dot{m}	- Maseni protok, $kg \cdot s^{-1}$
\dot{m}_{RM}	- Maseni protok radnog medija, $kg \cdot s^{-1}$

\dot{m}_{RV}	- Maseni protok rashladne vode, $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$
\dot{m}_{TT}	- Maseni protok tople struje, $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$
\dot{m}_v	- Maseni protok vode, $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$
n	- Količina materije, mol
Nu_{MER}	- Minimalan broj izmjenjivača topline u MER mreži izmjenjivača topline, -
OT	- Operativni troškovi, $\text{\$}\cdot\text{god}^{-1}$
OT_{PR}	- Operativni troškovi nakon implementacije predviđenog rješenja, $\text{\$}\cdot\text{god}^{-1}$
OT_T	- Operativni troškovi u trenutnom režimu rada, $\text{\$}\cdot\text{god}^{-1}$
p	- Tlak, Pa
PE	- Vrijednost proizvedene energije (električna, mehanička), $\text{\$}\cdot\text{god}^{-1}$
PH	- Toplinska snaga hladnjaka, W
PIT	- Ukupna površina na kojoj se odvija izmjena topline, m^2
PPI	- Toplinska snaga procesnih izmjenjivača topline, W
PPP	- Toplinska snaga procesne peći, W
q_L^*	- Toplinska energija izmijenjena po jedinici duljine, $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}$
Q	- Toplinski tok, W
Q_{CC}	- Toplinski tok dobiven na koncentratoru sunčevog zračenja, W
Q_{CN}	- Toplinski tok odveden u kondenzatoru radnog medija ORC-a, W
Q_{CTW}	- Toplinski tok odveden na rashladnom tornju, W
Q_{HL}	- Odvedeni toplinski tok (hlađenje), W
$Q_{\max KC}$	- Maksimalno iskoristivi toplinski tok u kružnom ciklusu, W
Q_{RM}	- Toplinski tok koji radni medij preuzima od tople struje, W
Q_{ZG}	- Dovedeni toplinski tok (zagrijavanje), W
R	- Individualna plinska konstanta, $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$
R_m	- Univerzalna molarna plinska konstanta, $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$
r	- Koeficijent obrta uloženog kapitala, %
S	- Entropija, $\text{J}\cdot\text{K}^{-1}$
s	- Specifična entropija, $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$
S_{\min}	- Minimalan broj prolaza kroz omotač izmjenjivača topline sa složenim međusobnim strujanjem struja tvari, -

t	- Vrijeme, s
t_{IT}	- Očekivani radni vijek izmjenjivača topline, god
T	- Temperatura, K
T_{dov}	- Temperatura dovođenja toplinske energije, K
TE	- Trošak energije, $\$/\text{god}^{-1}$
$TEDR$	- <i>Total Exergy Destruction Ratio</i> , -
T_{odv}	- Temperatura odvođenja toplinske energije, K
T_{PTT}	- Temperatura tople struje u pinch točki, K
T_{PTT1}	- Prvi izračun temperature tople struje na kojoj se nalazi pinch točka, K
T_{PTTmin}	- Minimalno potrebna temperatura tople struje u pinch točki, K
TRM	- Trošak zbog korištenja rashladnih medija, $\$/\text{god}^{-1}$
$T_{RV,1}$	- Temperatura rashladne vode na izlazu iz rashladnog tornja, K
$T_{RV,2}$	- Temperatura rashladne vode na ulazu u rashladni toranj, K
T_S	- Temperatura stijenke koncentratora, K
T_{zas}	- Temperatura zasićenja radnog medija, K
T_0	- Temperatura okoliša, K
T_{1v}	- Temperatura vode na ulazu u koncentrator, K
T_{2v}	- Temperatura vode na izlazu iz koncentratora, K
ΔT_{min}	- Minimalna temperaturna razlika, K
u	- Unutrašnja energija, $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$
U	- Protočna unutrašnja energija, W
UI	- Koeficijent prolaza topline u izmjenjivaču topline, $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$
USE	- Ušteda zbog smanjenja emisija stakleničkih plinova, $\$/\text{god}^{-1}$
v	- Brzina, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
V	- Volumen, m^3
v_l	- Vrijednost varijable, -
VPI	- Vrijeme povrata investicije, god
\dot{V}_{RM}	- Volumni protok radnog medija u ORC-u, $\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$
\dot{V}_{RV}	- Volumni protok rashladne vode, $\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$

V_v	- Volumni protok vode, $m^3 \cdot s^{-1}$
W	- Snaga, W
W_{FP1}	- Snaga pumpe radnog medija u ORC-u, W
W_{FP2}	- Snaga pumpe vode (Glikola), W
W_{FP3}	- Snaga pumpe rashladne vode, W
W_{TBN}	- Snaga turbine, W
x	- Molarni udio komponente, -
y_D	- Koeficijent destrukcije eksergije, -
y_L	- Koeficijent gubitka eksergije, -
z	- Visina težišta sustava, m

Grčki simboli

ε	- Eksergijska učinkovitost, -
η	- Energetska učinkovitost, -
η_C	-Termički stupanj djelovanja Carnotovog procesa, -
η_{CC}	- Energetska učinkovitost koncentratora sunčevog zračenja, -
η_{PRM}	- Energetska učinkovitost pumpe radnog medija u ORC-u, -
η_{pV}	- Energetska učinkovitost pumpe vode, -
η_{pRV}	- Energetska učinkovitost pumpe rashladne vode, -
μ	- Kemijski potencijal, $J \cdot mol^{-1}$
Δ	- razlika, -
ξ	- suma lokalnih koeficijenata otpora strujanju, -
$\Sigma \xi_{RM}$	- Suma lokalnih koeficijenata otpora strujanju kroz dijelove instalacije radnog medija u ORC-u, -
$\Sigma \xi_{RV}$	- Suma lokalnih koeficijenata otpora strujanju kroz dijelove instalacije rashladne vode, -
$\Sigma \xi_V$	- Suma lokalnih koeficijenata otpora strujanju kroz dijelove instalacije vode, -
λ_{RM}	- Relativna hrapavost cijevi instalacije Izopentana, -
λ_{RV}	- Relativna hrapavost cijevi instalacije rashladne vode, -

λ_V	- Relativna hrapavost cijevi instalacije vode, –
λ	- Relativna hrapavost stijenke cijevi, –
ρ	- gustoća, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
ρ_{RM}	- Gustoća radnog medija u ORC-u, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
ρ_{RV}	- Gustoća rashladne vode, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
ρ_V	- Gustoća vode, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$

Indeksi

0	- Stanje okoliša
AD	- Atmosferska destilacija
AK	- Atmosferska kolona
BIT	- Bitumen
BT	- Tok bogat benzenom
c	- ciklus
C	- Carnot
CN	- Kondenzator u ORC-u
D	- Destrukcija
D&M	- Dea i Merox
ev	- Isparavanje
F	- Gorivo
FZ	- Fizikalna
FCC	- Fluidized Catalytic Cracking
FG	- Dimni plinovi
FP	- Pumpa
gen	- Generirana
HDSB	- Hidrodesulfurizacija benzina
HDSFCC	- Hidrodesulfurizacija FCC benzina
HLB	- Hidroobrada lakog benzina
HDSLPU	- Hidrodesulfurizacija lakog plinskog ulja
HDSPU	- Hidrodesulfurizacija plinskih ulja

in	- Ulaz
IZO	- Izomerizacija
KC	- Kružni termodinamički ciklus
K	- Kemijska
KK	- Komorno koksiranje
KNT	- Kinetička
KN	- Kondenzator u procesnom postrojenju
L	- Gubici (eksergije)
LU	- Loživo ulje
M	- Mehanička
max	- maksimalan
MB	- Motorni benzin
MER	- <i>Maximum Energy Recovery</i>
min	- minimalan
net	- Netto
NUMER	- Minimalan broj izmjenjivača topline u MER mreži izmjenjivača topline
ODS	- Odsoljivač
odv	- odvođenje
dov	- dovođenje
OUNP	- Obrada ukapljenog naftnog plina
out	- Izlaz
P	- Petrolej
PKS	- Plinsko koncentracijska sekcija
PP	- Procesna peć
PS	- Para za stripiranje
PT	- Potencijalna
PTT	- Pinch točka
PU/D	- Plinskih ulja/dizela
Q	- Toplinska energija
ref	- Referentno stanje

R	- Reforming
RM	- Radni medij
RV	- Rashladna voda
S	- Stijenka
SP	- Striper petroleja
SLPU	- Striper lakog plinskog ulja
SPB	- Splitter benzina
SPR	- Splitter reformata
SPU	- Smjesa pare i ugljikovodika
STB	- Striper teškog benzina
STPU	- Striper teškog plinskog ulja
SRU	- Pogon za izdvajanja sumpora
ST	- Stabilizator
SUNP	- Splitter ukapljenog naftnog plina
SZP	- Suho zasićena para
TBN	- Turbina
Tot	- Ukupno
TT	- Topli tok
UNP	- Ukapljeni naftni plin
v	- voda
VD	- Vakuum destilacija
W	- Rad
ZAS	- zasićenje

Skraćenice

AD	- Atmosferska destilacija
AEA [®]	- <i>Aspen Energy Analyzer</i>
AK	- Atmosferska kolona
AMIN	- Amin (pogon)
AO	- Atmosferski ostatak

AOL	- Atmosferski ostatak iz laboratorijske destilacije
AP	- Apsorber
API	- <i>American Petroleum Institute</i>
APKS	- Apsorber u pogonu PKS
B	- Bitumen (pogon)
BAT	- <i>Best Available Techniques</i>
BDS	- Benzin dna splittera
BDSH	- Hidroobrađeni benzin dna splittera
BE	- Benzin
BEN	- Benzen kolona
BIT	- Bitumen (proizvod)
BT	- Tok bogat benzenom
BVS	- Benzin vrha splittera
C ₂ H ₆	- Etan
C ₃ H ₈	- Propan
C ₄ H ₁₀	- Butan
C ₅ H ₁₂	- Pentan
C ₆ H ₁₄	- Hexan
C ₆ H ₆	- Benzen
CAPE	- <i>Computer Aided Process Engineering</i>
CD	- Crni destilat
CC	- Koncentrator
CL	- Kolektor
CN	- Kondenzator U ORC-u
CONCAWE	- <i>Conservation of Clean Air and Water in Europe</i>
CT	- <i>Current Typical</i>
CTO	- <i>Current Typical Opportunity</i>
CTW	- Rashladni toranj
DB	- Destabilizirani benzin

DBTPKS	- Debutanizer u pogonu PKS
DEA	- Sekcija za uklanjanje H ₂ S iz UNP
DEAREG	- DEA regeneratorski
DH	- Deheptanizer
DI	- Dizel
DIE	- Dietanolamin
DM	- Donji međurefluks
DP	- Dimni plinovi
D&M	- Dea i Merox
EEE	- Energetske, ekološke i ekonomske
EIA	- <i>Energy Information Administration</i>
EII [®]	- <i>Energy Intensity Index</i>
EK	- Europska komisija
ESCAPE	- <i>European Symposium on Computer–Aided Process Engineering</i>
EU	- Europska Unija
EV	- Isparivač
FCC	- <i>Fluid Catalytic Cracking</i>
Fp	- Pumpa
GALGEM	- <i>General Approach to Low Grade Energy Management</i>
GHG	- <i>Greenhouse gasses</i>
GM	- Gornji međurefluks
GN	- Generator
GP	- Generator pare
GWP	- <i>Global Warming Potential</i>
H	- Hladnjaci
H ₂	- Vodik
H ₂ O	- Voda
H ₂ S	- Sumporovodik
HDS	- Hidrodesulfurizacija

HDSB	- Hidrodesulfurizacija benzina
HDSFCC	- Hidrodesulfurizacija FCC benzina
HDSLPU	- Hidrodesulfurizacija lakog plinskog ulja
HDSPU	- Hidrodesulfurizacija plinskih ulja
HE	- Izmjenjivač topline
HEN	- <i>Heat Exchanger Network</i>
HENS	- <i>Heat Exchanger Network Synthesis</i>
HEP	- Hrvatska elektroprivreda
HK	- Kompozitna krivulja hladnih struja tvari
HLB	- Hidroobrada lakog benzina
HRAT	- <i>Heat Recovery Approach Temperature</i>
HTC	- <i>Heat transfer coefficient</i>
IEA	- <i>International Energy Agency</i>
IETS	- <i>Industrial Energy-Related Technologies and Systems</i>
IGCC	- <i>Integrated Gasification Combined Cycle</i>
IPD	- <i>Integrated Process Design</i>
ITBDSI	- Izmjenjivač topline benzin dna splittera - izopentan
ITBVSI	- Izmjenjivač topline benzin vrha splittera - izopentan
ITPBI	- Izmjenjivač topline primarni benzin - izopentan
ITPI	- Izmjenjivač topline petrolej - izopentan
ITTBI	- Izmjenjivač topline teški benzin - izopentan
ITTPUI	- Izmjenjivač topline teško plinsko ulje - izopentan
IWH	- <i>Industrial Waste Heat</i>
IZO	- Izomerizacija
IZOB	- Izomerizat benzin
K	- Kalcinator
KF	- Kapljevita faza
KK	- Komorno koksiranje
KLP	- Kiseli loživi plin

KN	- Kondenzator u procesnom postrojenju
KPK	- Kalcinirani petrol koks
KS	- Koks
KV	- Kontrolni volumen
LBH	- Hidroobrađeni laki benzin
LBL	- Laki benzin iz laboratorijske destilacije
LCA	- <i>Life Cycle Analysis</i>
LLE	- <i>Liquid-liquid equilibrium</i>
LP	- Loživi plin
LPU	- Lako plinsko ulje
LPUL	- Lako plinsko ulje iz laboratorijske destilacije
LU	- Loživo ulje
LU EL	- Loživo ulje ekstra lako
LU L	- Loživo ulje lako
LU S	- Loživo ulje srednje
LU T	- Loživo ulje teško
MB	- Motorni benzin
MBVS	- Merox benzina vrha splittera
MDEA	- Metildietanolamin
MER	- <i>Maximum energy recovery</i>
MIT	- <i>Massachusetts Institute of Technology</i>
Mr	- Merkaptani
NAPENU	- Nacionalni akcijski plan energetske učinkovitosti
NAPOIE	- Nacionalni akcijski plan za obnovljive izvore energije
NC	- Nečistoće
NN	- Narodne novine
ODP	- <i>Ozone Depletion Potential</i>
ODS	- Odsoljivač
ORC	- <i>Organic Rankine Cycle</i>

OTE	- Otpadna toplinska energija
OTS	- Otvoreni termodinamički sustav
OUNP	- Obrada ukapljenog naftnog plina
P	- Petrolej
PB	- Primarni benzin
PC	- <i>Personal Computer</i>
PF	- Plinovita faza
PHP	- Zagrijač
PI	- Procesni izmjenjivači
PKS	- Plinsko koncentracijska sekcija
PL	- Petrolej iz laboratorijske destilacije
PM	- <i>Practical Minimum</i>
PP	- Procesna peć
PPL	- Prirodni plin
PS	- Para za stripiranje
PSA	- Pogon za pročišćavanje H ₂
PSE	- <i>Process System Engineering</i>
PTV	- Potrošna topla voda
R	- Reforming
RB	- Rebojler
RDO	- <i>Research and Development Opportunity</i>
Re	- Reformat
Rg	- Regenerator
RH	- Republika Hrvatska
Rk	- Reaktor
RkB	- Reaktor u pogonu Bitumen
RNS	- Rafinerija nafte Sisak
RP	- Rafinerijsko postrojenje
RPL	- Rafinerijski plin

S	- Elementarni sumpor
SAD	- Sjedinjene Američke Države
S _{AK}	- Posuda za razdvajanje kapljevite i plinovite faze na atmosferskoj koloni
SB	- Stabilizirani benzin
SE	- Solarna energija
S _{LPU}	- Striper lakog plinskog ulja
SN	- Sirova nafta
SOA	- <i>State of the Art</i>
SP	- Spremnik
S _P	- Striper petroleja
SPB	- Splitter benzina
SPR	- Splitter reformata
SRU	- Pogon za izdvajanja sumpora
S _{SPB}	- Posuda za razdvajanje kapljevite i plinovite faze na splitteru benzina
S _{ST}	- Posuda za razdvajanje kapljevite i plinovite faze na stabilizatoru
ST	- Stabilizator
S _{TB}	- Striper teškog benzina
S _{TPU}	- Striper teškog plinskog ulja
SUNP	- Splitter ukapljenog naftnog plina
SZP	- Suho zasićena para
TB	- Teški benzin
TBL	- Teški benzin iz laboratorijske destilacije
TBN	- Turbina
TK	- Kompozitna krivulja toplih struja tvari
TLU	- Teško loživo ulje
TM	- <i>Thermodynamic Minimum</i>
TOC	- <i>Total Organic Carbon</i>
TPU	- Teško plinsko ulje
TPUL	- Teško plinsko ulje iz laboratorijske destilacije

TR	- Teški reformat
UNFCCC	- <i>United Nations Framework Convention on Climate Change</i>
UNIDO	- <i>United Nations Industrial Development Organization</i>
UNP	- Ukapljeni naftni plin
VAD	- Voda, antifoulant i deemulgator
VD	- Vakuum destilacija
VDH	- Proizvod iz vrha deheptanizera
VK	- Vakuum kolona
VLE	- <i>Vapour-liquid equilibrium</i>
VO	- Vakuum ostatak
ZPK	- Zeleni petrol koks
ZTS	- Zatvoreni termodinamički sustav

Sadržaj

Sažetak	I
Summary	II
Popis oznaka.....	III
Sadržaj.....	XVIII
Popis slika	XX
Popis tablica	XXV
1. Uvod.....	1
1.1. Struktura doktorskog rada.....	5
2. Stanje energetike u Republici Hrvatskoj i korištenje otpadne toplinske energije u industrijskim postrojenjima	8
2.1. Energetika u Republici Hrvatskoj.....	8
2.1.1. Energetski i ekološki indikatori na razini države	8
2.1.2. Energetski i ekološki indikatori industrijskog sektora.....	10
2.1.3. Regulatorni okvir za unaprjeđenje energetske učinkovitosti u RH	11
2.2. Otpadna toplinska energija u industriji	15
3. Naftna industrija, tehnologija prerade nafte i analiza energetike u rafinerijama nafte	23
3.1. Karakteristike naftne industrije u Republici Hrvatskoj.....	23
3.2. Tehnologija prerade nafte i povijesni pregled razvoja postrojenja za njenu preradu.....	26
3.3. Procesi i postrojenja za preradu nafte	29
3.3.1. Tipovi rafinerija nafte.....	36
3.3.2. Potrošnja energije i emisije CO ₂ u rafinerijama nafte.....	44
3.4. Potencijali za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte	55
4. Termodinamičke metode projektiranja procesa – pinch metoda i metoda eksergijske analize	62
4.1. Projektiranje procesa u kemijskim i energetskim postrojenjima	62
4.2. Pinch metoda.....	67
4.3. Eksergijska analiza.....	72
4.3.1. Definicija eksergije.....	76
4.3.2. Bilanca eksergije otvorenih termodinamičkih sustava	77
4.3.3. Indikatori eksergijske analize	82
5. Karakteristike, opis proizvodnog procesa i fizički model pogona atmosferske destilacije .	86
5.1. Opis proizvodnog procesa.....	89
5.2. Fizički model pogona atmosferske destilacije	105
6. Modeliranje i simulacija postrojenja za atmosfersku destilaciju nafte	116
6.1. Softverski alati za modeliranje i simulaciju procesa.....	123
6.1.1. Struktura i tijek rješavanja sekvencijalno-modularnih simulatora procesa	125
6.2. Model atmosferske destilacije nafte u referentnom postrojenju	128
7. Konceptijski projekt sustava za povrat toplinske energije u postrojenju atmosferske destilacije korištenjem pinch metode	161
7.1. Kratak pregled programskog okruženja i procedura Aspen Energy Analyzer-a®.....	161
7.1.1. Procedura automatskog generiranja mreže s usvojenim ekonomskim parametrima ...	167
7.2. Analiza postojeće mreže izmjenjivača topline u postrojenju AD	168
7.3. Analiza sustava za povrat otpadne toplinske energije	179

7.4 Prijedlog nove mreže izmjenjivača topline.....	183
7.4.1 Eksergijska analiza nove mreže izmjenjivača topline	190
8. Određivanje optimalne konfiguracije ORC-a s ciljem učinkovitog korištenja izvora otpadne toplinske energije i dostupne energije sunčevog zračenja u postrojenju atmosferske destilacije.....	197
8.1. Integracija tri stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje	202
8.2. Iskorištavanje otpadne toplinske energije procesnih struja tvari u ORC-u.....	214
8.3. Izbor radnog fluida i optimizacija parametara u ORC-u (realno rješenje).....	216
8.3.1. Matematički model.....	219
8.3.2. Rezultati optimizacije.....	220
8.3.3. Prijedlog rješenja sustava ORC	223
8.4. Solarna energija	230
8.4.1. Prijedlog rješenja sustava za iskorištavanje solarne energije	230
8.4.2. Matematički model.....	232
8.5. Konačni prijedlog rješenja sustava za iskorištavanje otpadne toplinske i solarne energije	239
8.6. Ekonomska analiza sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije.....	244
8.7. Ekonomska analiza sustava za iskorištavanje solarne energije.....	247
9. Zaključak.....	250
Popis literature.....	252
Prilog A1	272
Prilog A2	287
Kratki životopis.....	288
Resume	289

Popis slika

Slika 1.1. Pregled potrošnje korisne energije i gubitaka energije u različitim sektorima industrije u SAD.....	3
Slika 2.1. Mapiranje energetske gubitaka u generičkom industrijskom postrojenju, "Energy footprints"	17
Slika 3.1. Osnovni procesi u rafineriji nafte.....	29
Slika 3.2. Pojednostavljeni prikaz procesa destilacije u AK:.....	31
Slika 3.3. „Topping“ rafinerija.....	37
Slika 3.4. „Hydroskimming“ rafinerija	38
Slika 3.5. Rafinerija s katalitičkim krekingom i alkilacijom.....	39
Slika 3.6. Rafinerija s hidrokrekingom i izomerizacijom.....	40
Slika 3.7. Rafinerija s kokingom.....	41
Slika 3.8. Rafinerija s hidrokrekingom vakuum ostatka	42
Slika 3.9. Rafinerija s kokingom vakuum ostatka	43
Slika 3.10. Korištenje primarnih izvora energije u rafinerijama nafte u SAD: 4000 PJ	46
Slika 3.11. Struktura potrošnje energije u rafinerijama nafte: ukupna potrošnja goriva i električne energije $3,7 \times 10^6$ TJ.....	47
Slika 3.12. Tokovi energije u rafineriji nafte	48
Slika 3.13. Gubici energije u rafineriji nafte	49
Slika 3.14. Profil gubitaka u rafineriji nafte: ukupni gubici u pogonu bez procesa proiz. 1010 PJ.....	50
Slika 3.15. Prikaz kapaciteta različitih pogona rafinerije nafte	52
Slika 3.16. Energetske bilance rafinerija u SAD za 2001 godinu	53
Slika 3.17. Raspodjela CO ₂ emisija na rafinerijske procese (temeljeno na korištenju toplinske energije za kapacitet 29000 t/dan).....	54
Slika 3.18. Potrošnja energije u rafinerijama u SAD	58
Slika 3.19. Hijerarhija mjera za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte	61
Slika 4.1. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima kemijskog inženjerstva	65
Slika 4.2. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima bliskim kem. inženjerstvu	65
Slika 4.3. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima kem. inženjerstvo u praksi.....	65
Slika 4.4. Trend koji prikazuje promjenu broja članaka o preinakama/rekonstrukcijama na godišnjoj razini.....	66
Slika 4.5. Grafička ilustracija najznačajnijih knjiga s tematikom integracije procesa	68
Slika 4.6. Grafički prikaz faza projektiranja u pinch metodi.....	70
Slika 4.7. Stacionarno protjecanje fluida kroz cijev.....	78
Slika 5.1. Prostorni prikaz RNS	87
Slika 5.2. Pojednostavljena tehnološka shema RNS	88
Slika 5.3. Shematski prikaz RNS - projektirane proizvodne rute.....	91
Slika 5.4. Shematski prikaz RNS - postojeće proizvodne rute.....	92
Slika 5.5. Potrošnja energije u RNS u 2014. Godini	104
Slika 5.6. Shematski prikaz procesnog postrojenja za atmosfersku destilaciju.....	107
Slika 6.1. Dijagram toka koji prikazuje korake u modeliranju stvarnog procesa.....	118
Slika 6.2. Komponente sekvencijalno-modularnog simulatora.....	125
Slika 6.3. Veze između osnovnih računalnih elemenata i potrebnih ulaznih podataka za rješavanje zadatka simulacije procesa.....	127
Slika 6.4. Odabir mjernih jedinica	129
Slika 6.5. Izbor komponenti pri izradi modela u PRO/II®	129
Slika 6.6. Primarna metoda izračuna.....	130
Slika 6.7. Tehnološka shema pogona AD	131
Slika 6.8. Radni ekran u PRO/II® i paleta alata.....	133

Slika 6.9. Model pripremljen u PRO/II®	134
Slika 6.10. Odabir tipa struje tvari i unos parametara za struju tvari s poznatim sastavom	135
Slika 6.11. Sastav pare za stripiranje.....	135
Slika 6.12. Odabir tipa struje tvari i unos parametara za AOL	137
Slika 6.13. Unos podatka o protoku za AOL	138
Slika 6.14. Atmosferski ostatak laboratorijski (AOL) – uneseni podaci (a), AOL – destilacijska krivulja (b)...	138
Slika 6.15. Unos podatka o protoku za TPUL.....	139
Slika 6.16. Teško plinsko ulje laboratorijsko (TPUL) – uneseni podaci (a), TPUL – destilacijska krivulja (b) .	139
Slika 6.17. Unos podatka o protoku za LPUL.....	139
Slika 6.18. Lako plinsko ulje laboratorijsko (LPUL) – uneseni podaci (a), LPUL – destilacijska krivulja (b) ..	140
Slika 6.19. Unos podatka o protoku za PL	140
Slika 6.20. Petrolej laboratorijski (PL) – uneseni podaci (a), PL destilacijska krivulja (b)	140
Slika 6.21. Unos podatka o protoku za TBL	141
Slika 6.22. Teški benzin laboratorijski (TBL) uneseni podaci (a), TBL destilacijska krivulja (b).....	141
Slika 6.23. Unos podatka o protoku za LBL	141
Slika 6.24. Laki benzin laboratorijski (LBL) uneseni podaci (a), LBL destilacijska krivulja (b)	142
Slika 6.25. Destilacijska krivulja smjese laboratorijski dobivenih proizvoda	142
Slika 6.26. Promjena entalpije sirove nafte u zavisnosti o temperaturi	142
Slika 6.27. Osnovni podaci za atmosfersku kolonu (AK)	144
Slika 6.28. Podaci uneseni za donji i gornji međurefluks u AK.....	144
Slika 6.29. Profil tlaka u AK	145
Slika 6.30. Inicijalni uvjeti za AK.....	145
Slika 6.31. Specifikacije za AK (prvi dio)	146
Slika 6.32. Specifikacije za AK (drugi dio)	146
Slika 6.33. Specifikacije za ST	147
Slika 6.34. Specifikacije za SPB	147
Slika 6.35. Dugme „Run“poslije unošenja svih podataka u model	149
Slika 6.36. Model nakon zadovoljenja svih zadanih specifikacija i odabir opcije „View Results“	150
Slika 6.37. Prozor View Results za SPB	151
Slika 6.38. Podaci o procesnoj struji BDS ¹ _{SPB}	151
Slika 6.39. Generiranje izvješća u Excelu odabirom opcije „Generate Excel Output“	152
Slika 6.40. Referentni model AD	157
Slika 7.1. Definiranje ekonomskih parametara HENS-a u programskom okruženju AEA®	163
Slika 7.2. Kreirani Scenario u HI Project-u.....	164
Slika 7.3. Projektna razina u HI Project okruženju	165
Slika 7.4. „Grid“ dijagram postojeće mreže izmjenjivača topline u AD	166
Slika 7.5. Radni list sa svim podacima o postojećoj mreži u AD.....	166
Slika 7.6. Automatski generirana inicijalna mreža izmjenjivača topline (sa segmentiranim strujama)	167
Slika 7.7. Automatski generirane inicijalne HEN (bez segmentacije struja tvari)	168
Slika 7.8. Procesne struje tvari pomoću kojih je kreiran sustav za povrat otpadne toplinske energije u pogonu AD	170
Slika 7.9. Pojednostavljena tehnološka (lijevo) i unakrsna (desno) shema postojeće mreže izmjenjivača topline	171
Slika 7.10. Mrežni („grid“) dijagram postojeće mreže izmjenjivača topline pripremljen u AEA®	174
Slika 7.11. Pojednostavljeni prikaz mrežnog dijagrama postojeće mreže izmjenjivača topline u postrojenju AD	175
Slika 7.12. Kompozitne krivulje	180
Slika 7.13. Velika kompozitna krivulja.....	180
Slika 7.14. Eksergijske integralne krivulje.....	181

Slika 7.15. Velika eksergijska krivulja.....	181
Slika 7.16. Mreža izmjenjivača topline koja zadovoljava teorijske ciljeve pinch analize.....	182
Slika 7.17. Nova (modificirana) mreža izmjenjivača topline.....	184
Slika 7.18. Bilanca eksergije za postojeću i novu mrežu izmjenjivača topline.....	190
Slika 7.19. Koeficijent gubitka eksergije sustava ($y_{L,tot}$).....	191
Slika 7.20. Eksergijska učinkovitost stare i nove mreže izmjenjivača topline.....	191
Slika 7.21. Eksergijska učinkovitost u podsustavima (PI – procesni izmjenjivači, H – hladnjaci, PP – procesna peć) postojeće i nove mreže izmjenjivača topline.....	192
Slika 7.22. Koeficijent destrukcije eksergije.....	192
Slika 7.23. Koeficijent destrukcije eksergije u podsustavima postojeće i nove mreže izmjenjivača topline.....	193
Slika 7.24. Destrukcija eksergije u komponentama postojeće mreže izmjenjivača topline.....	193
Slika 7.25. Destrukcija eksergije u komponentama predložene mreže izmjenjivača topline.....	194
Slika 7.26. Toplinska snaga procesnih izmjenjivača topline (PPI), hladnjaka (PH) i procesne peći (PPP).....	195
Slika 7.27. Ukupna površina izmjenjivača topline.....	195
Slika 7.28. Operativni ($C_{noperat}$ [\$/god]) i Investicijski troškovi ($C_{ninvest}$ [\$]), te ukupna cijena (C_{nUPGT} [\$/god]) mreže izmjenjivača topline na godišnjoj razini.....	196
Slika 8.1. Shematski prikaz konvencionalnog Rankineovog ciklusa.....	197
Slika 8.2. Osnovne komponente sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije temeljenog na ORC-u.....	199
Slika 8.3 Integracija ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje.....	203
Slika 8.4. Pri nižim parametrima izmijenjena energija je veća ali je učinkovitost ciklusa niža.....	204
Slika 8.5. Kompozitne krivulje procesnih struja tvari. Teorijski (minimalno) je potrebno dovesti 20,05 MW toplinske energije iz vanjskih izvora i odvesti 17,45 MW.....	206
Slika 8.6. Integracija prvog stupnja ORC-a, 636 kW (Izopentan) tlak radnog medija 30 bar, korištenjem velike kompozitne krivulje.....	206
Slika 8.7. Mreža izmjenjivača topline nakon integracije 1. stupnja ORC-a.....	207
Slika 8.8. Kompozitne krivulje nakon integracije prvog stupnja ORC-a.....	208
Slika 8.9. Integracija drugog stupnja ORC-a, 839 kW (Izopentan) - tlak radnog medija 6,6 bar, korištenjem velike kompozitne krivulje.....	208
Slika 8.10. Mreža izmjenjivača topline nakon integracije dva stupnja ORC-a.....	209
Slika 8.11. Kompozitne krivulje nakon integracije dva stupnja ORC-a.....	210
Slika 8.12. Integracija trećeg stupnja ORC-a, 220 kW (izopentan) tlak radnog medija 3,9 bar, korištenjem velike kompozitne krivulje.....	211
Slika 8.13. Mreža izmjenjivača topline nakon integracije tri stupnja ORC-a.....	212
Slika 8.14. Kompozitne krivulje nakon integracije tri stupnja ORC-a (potreba za toplinskom energijom 20,05 MW i hlađenje 15,76 MW).....	213
Slika 8.15. Velika kompozitna krivulja nakon integracije tri stupnja ORC-a.....	214
Slika 8.16. Nova mreža izmjenjivača topline uz iskorištavanje otpadne toplinske energije u ORC-u.....	215
Slika 8.17. Osnovni slučaj zagrijavanja radnog fluida do stanja SZP (svjetlo plava puna linija) i slučaj povećanja tlaka (isprekidana linija).....	216
Slika 8.18. Pregrijavanje radnog fluida.....	218
Slika 8.19. Snižavanje tlaka radnog fluida.....	219
Slika 8.20. Promjena Carnotove učinkovitosti zavisno o temperaturi zasićenja radnog fluida (tlaku radnog fluida) i pregrijanju za 2, 4, 6, 8 i 10 °C.....	220
Slika 8.21. Zavisnost toplinskog toka o tlaku radnog fluida.....	221
Slika 8.22. Maksimalno moguća mehanička snaga ORC-a (uz Carnotovu učinkovitost).....	222
Slika 8.23. Zavisnost masenog protoka o parametrima rada ORC-a.....	222
Slika 8.24. ORC s mrežom izmjenjivača topline.....	224
Slika 8.25. Pojednostavljena shema predloženog sustava.....	225
Slika 8.26. T-s krivulje za predloženi sustav.....	226
Slika 8.27. Kombinirani solarni ORC sustav za proizvodnju električne energije.....	231

Slika 8.28. Detaljan shematski prikaz modificiranog ORC sustava	231
Slika 8.29. Promjena raspoložive solarne energije i učinkovitosti koncentratora tijekom dana	235
Slika 8.30. Promjena netto proizvedene mehaničke snage i učinkovitosti pretvorbe solarne energije u mehaničku snagu tijekom dana.....	235
Slika 8.31. Promjena temperature okoliša i optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora solarne energije tijekom dana	236
Slika 8.32. Usporedba iskoristive mehaničke snage uz održavanje optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora i uz održavanje konstantne temperature na 130 °C	236
Slika 8.33. T-s dijagram ORC sustava uz integraciju solarnih izvora energije	238
Slika 8.34. Shematski prikaz ORC sustava proširenog solarnim kolektorima	240
Slika 8.35. Mreža izmjenjivača topline u predloženom rješenju.....	241
Slika 8.36. T-s krivulje predloženog rješenja.....	241
Slika 8.37. Zavisnost kapitalnih investicija i predviđenih godišnjih ušteda za teorijski razmatrane opcije	247
Slika A1.1. Temperaturni segmenti struje SNI	272
Slika A1.2. Fizikalna svojstva struje SNI	272
Slika A1.3. Funkcija $h = f(T)$ struje SNI.....	272
Slika A1.4. Funkcija $\rho = f(T)$ struje SNI.....	272
Slika A1.5. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje SNI.....	272
Slika A1.6 Funkcija $v = f(T)$ struje SNI.....	272
Slika A1.7. Temperaturni segmenti struje SNIV	273
Slika A1.8. Fizikalna svojstva struje SNIV.....	273
Slika A1.9. Funkcija $h = f(T)$ struje SNIV	273
Slika A1.10. Funkcija $\rho = f(T)$ struje SNIV	273
Slika A1.11. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje SNIV	273
Slika A1.12. Funkcija $v = f(T)$ struje SNIV	273
Slika A1.13. Temperaturni segmenti struje PBAK	274
Slika A1.14. Fizikalna svojstva struje PBAK	274
Slika A1.15. Funkcija $h = f(T)$ struje PBAK.....	274
Slika A1.16. Funkcija $\rho = f(T)$ struje PBAK	274
Slika A1.17. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje PBAK	274
Slika A1.18. Funkcija $v = f(T)$ struje PBAK	274
Slika A1.19. Temperaturni segmenti struje TBISTB	275
Slika A1.20. Fizikalna svojstva struje TBISTB	275
Slika A1.21. Funkcija $h = f(T)$ struje TBISTB	275
Slika A1.22. Funkcija $\rho = f(T)$ struje TBISTB	275
Slika A1.23. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje TBISTB	275
Slika A1.24. Funkcija $v = f(T)$ struje TBISTB	275
Slika A1.25. Temperaturni segmenti struje PISP.....	276
Slika A1.26. Fizikalna svojstva struje PISP.....	276
Slika A1.27. Funkcija $h = f(T)$ struje PISP	276
Slika A1.28 Funkcija $\rho = f(T)$ struje PISP.....	276
Slika A1.29. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje PISP	276
Slika A1.30. Funkcija $v = f(T)$ struje PISP	276
Slika A1.32. Fizikalna svojstva struje LPUISLPU	277
Slika A1.33. Funkcija $h = f(T)$ struje LPUISLPU.....	277
Slika A1.34. Funkcija $\rho = f(T)$ struje LPUISLPU	277
Slika A1.35. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje LPUISLPU	277
Slika A1.36. Funkcija $v = f(T)$ struje LPUISLPU.....	277

Slika A1.38. Fizikalna svojstva struje TPUISTPU	278
Slika A1.39. Funkcija $h = f(T)$ struje TPUISTPU.....	278
Slika A1.40. Funkcija $\rho = f(T)$ struje TPUISTPU	278
Slika A1.41. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje TPUISTPU	278
Slika A1.42. Funkcija $v = f(T)$ struje TPUISTPU.....	278
Slika A1.43. Temperaturni segmenti struje AOIAK	279
Slika A1.44. Fizikalna svojstva struje AOIAK	279
Slika A1.45. Funkcija $h = f(T)$ struje AOIAK	279
Slika A1.46. Funkcija $\rho = f(T)$ struje AOIAK	279
Slika A1.47. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje AOIAK	279
Slika A1.48. Funkcija $v = f(T)$ struje AOIAK	279
Slika A1.49. Temperaturni segmenti struje DP.....	280
Slika A1.50. Fizikalna svojstva struje DP.....	280
Slika A1.51. Funkcija $h = f(T)$ struje DP	280
Slika A1.52. Funkcija $\rho = f(T)$ struje DP.....	280
Slika A1.53. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje DP	280
Slika A1.54. Funkcija $v = f(T)$ struje DP.....	280
Slika A1.55. Temperaturni segmenti struje VH	281
Slika A1.56. Fizikalna svojstva struje VH	281
Slika A1.57. Funkcija $h = f(T)$ struje VH	281
Slika A1.58. Funkcija $\rho = f(T)$ struje VH	281
Slika A1.59. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje VH	281
Slika A1.60. Funkcija $v = f(T)$ struje VH	281
Slika A1.61. Temperaturni segmenti struje ZzH.....	282
Slika A1.62. Fizikalna svojstva struje ZzH.....	282
Slika A1.64. Funkcija $\rho = f(T)$ struje ZzH.....	282
Slika A1.65. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje ZzH.....	282
Slika A1.66. Funkcija $v = f(T)$ struje ZzH	282
Slika A1.73. Kompozitne krivulje	285
Slika A1.74. Velika kompozitna krivulja.....	285
Slika A1.75. Grid dijagram struja tvari i Pinch točka sustava.....	286
Slika A1.76. Energetski ciljevi.....	286
Slika A1.77. Minimalne potrebe vanjskih medija za grijanje i hlađenje procesnih struja tvari	286

Popis tablica

Tablica 3.1. Energetske bilance tekućih goriva u RH, sirova nafta (tisuće tona)	24
Tablica 3.2. Energetske bilance tekućih goriva u RH, derivati nafte (tisuće tona)	25
Tablica 3.3. Povijesni razvoj proizvodnih procesa u preradi nafte	28
Tablica 3.4. Indikatori potrošnje u rafinerijama u SAD	51
Tablica 3.5. Matrica potencijala energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte	59
Tablica 4.1. Simboli za eksergiju i eksergijsku učinkovitost korišteni u udžbenicima	84
Tablica 5.1. Oznake na slikama 5.3. i 5.4.	93
Tablica 5.2. Oznake na slici 5.6.	108
Tablica 6.1. Popis struja tvari u tehnološkoj shemi pogona AD	132
Tablica 6.2. Parametri rada procesnih izmjenjivača topline	148
Tablica 6.3 Rezultati simulacije s validacijom rezultata	153
Tablica 6.3. Nastavak I	154
Tablica 6.3. Nastavak II	155
Tablica 6.4. Značajnija odstupanja temperature proizvoda	159
Tablica 6.5. Značajnija odstupanja protoka proizvoda	160
Tablica 7.1. Ekonomski parametri HENS zadatka	163
Tablica 7.2. Detaljni podaci o strujama tvari u postojećoj mreži izmjenjivača topline	172
Tablica 7.2. Nastavak I	173
Tablica 7.3. Osnovni energetske i ekonomski parametri postojeće mreže izmjenjivača topline u pogonu AD... ..	173
Tablica 7.4. Parametri izmjenjivača topline i parametri struja tvari u izmjenjivačima topline (sadašnje stanje) ..	176
Tablica 7.4. Nastavak I	177
Tablica 7.4. Nastavak II	178
Tablica 7.5. Elementi eksergijske analize izmjenjivača topline u postojećoj mreži (Način izračuna je prikazan u tablici A2.1)	178
Tablica 7.6. Osnovni energetske i ekonomski parametri inicijalne HEN u pogonu AD	179
Tablica 7.7. Osnovni energetske i ekonomski parametri predložene HEN u pogonu AD	183
Tablica 7.8. Detaljni podaci o strujama u predloženoj mreži izmjenjivača topline	185
Tablica 7.8. Nastavak I	186
Tablica 7.9. Parametri izmjenjivača topline i parametri struja tvari u izmjenjivačima topline	187
Tablica 7.9. Nastavak I	188
Tablica 7.9. Nastavak II	189
Tablica 7.10. Elementi eksergijske analize izmjenjivača topline u predloženoj mreži (Način izračuna je prikazan u tablici A2.1)	189
Tablica 8.1. Optimalni radni parametri za tipične organske fluide	223
Tablica 8.2. Podaci o strujama u predloženom sustavu za iskorištavanje otpadne toplinske energije	227
Tablica 8.3. Parametri izmjenjivača topline i parametri struja tvari u izmjenjivačima topline ORC-a	228
Tablica 8.4. Radni parametri turbine u ORC-u ($P_M = 1518$ kW)	228
Tablica 8.5. Elementi eksergijske analize izmjenjivača topline u ORC-u (Način izračuna u tablici A2.1)	229
Tablica 8.6. Elementi eksergijske analize turbine ORC-a (Način izračuna u tablici A2.1)	229
Tablica 8.7. Konstante krivulje učinkovitosti solarnih kolektora za kolektor s evakuiranim cijevima i parabolični kolektor. (Vrijednosti su preuzete izravno iz specifikacija proizvođača.)	233
Tablica 8.8. Rezultati simulacije sustava za iskorištavanje solarne energije i proizvodnju električne energije u ORC-u	237
Tablica 8.9. Parametri struja tvari u sustavu za iskorištavanje solarne energije	238
Tablica 8.10. Parametri struja tvari u karakterističnim točkama kombiniranog sustava OTE+SE	242

Tablica 8.10. Nastavak I	243
Tablica 8.11. Rezultati ekonomske analize	246
Tablica 8.12. Cijene solarnih sustava	248
Tablica 8.13. Ekonomski pokazatelji sustava za iskorištavanje solarne energije	249
Tablica A2.1. Elementi eksergijske analize uz pretpostavku adijabatskog procesa u svim analiziranim slučajevima	287

1. Uvod

Analizom ključnih ekonomsko-tehnoloških obilježja gospodarske situacije u Europskoj Uniji (u daljnjem tekstu EU) [1], može se zaključiti da je u posljednjem desetljeću industrijski sektor zabilježio veliki pad potrošnje energije u odnosu na promet, kućanstva, usluge i poljoprivredni sektor. Analize tvrtke Siemens [2] ukazuju na dva čimbenika ovakvog trenda, a to su industrijska recesija i stroga politika energetske učinkovitosti koju provodi EU. Kao posljedica drugog faktora, energetska učinkovitost u industrijskom sektoru u EU je poboljšana za 30%, uz prosječnu godišnju stopu rasta od 1,8% u razdoblju od 1990. do 2009. godine. Najveće poboljšanje energetske učinkovitosti je zabilježeno u kemijskoj industriji (smanjenje potrošnje energije od 54%), industriji strojeva (40%) i industriji čelika (26%). Sve ovo jasno ukazuje da je trend investiranja u energetske učinkovite i ekološki prihvatljive tehnologije postao strateški pravac razvitka ekonomije i društva u cjelini. Organizirano korištenje svih relevantnih, stručnih i znanstveno-istraživačkih potencijala u EU rezultiralo je porastom pokazatelja održivog razvoja u svim granama industrije.

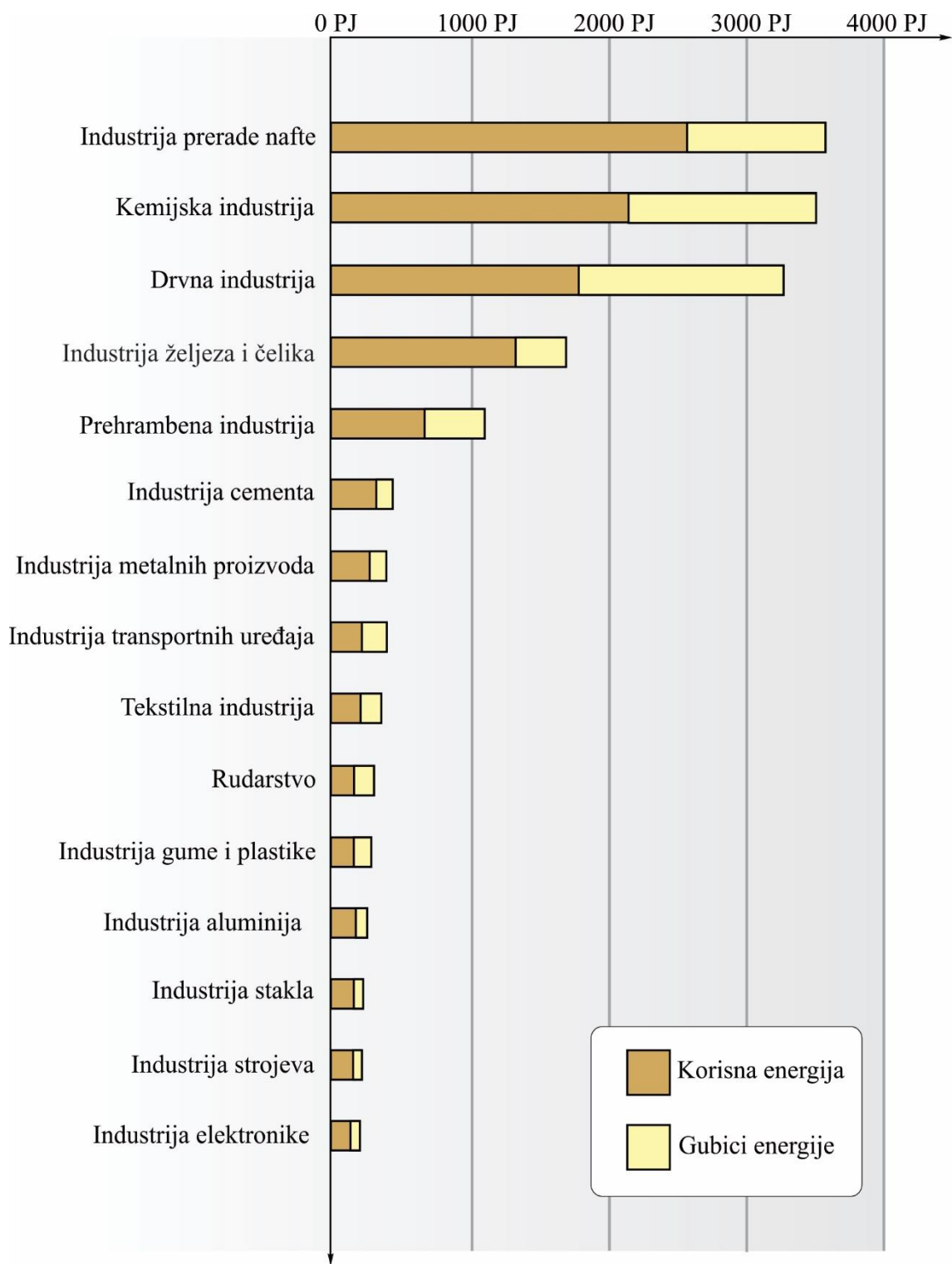
Prateći smjernice održive energetske politike u EU, pitanje energetske učinkovitosti i zaštite okoliša u Republici Hrvatskoj (u daljem tekstu RH) je pravno i institucionalno regulirano Strategijom energetskog razvoja Republike Hrvatske [3]. Strategija je u međuvremenu dopunjena s dva popratna dokumenta, Nacionalnim akcijskim planom za obnovljive izvore energije (skraćeno NAPOIE) [4] i Nacionalnim akcijskim planom energetske učinkovitosti (skraćeno NAPENU) [5], uz zaključak da unatoč globalnom padu indikatora potrošnje energije u industrijskom sektoru, poboljšanje energetske učinkovitosti i smanjenje utjecaja na okoliš predstavlja ključni razvojni pravac u podizanju konkurentnosti svih gospodarskih subjekata u RH.

Shodno prikazanim inicijativama i aktualnim istraživačkim pravcima, predmet istraživanja u ovom doktorskom radu je unaprjeđenje energetskih, ekoloških i ekonomskih (skraćeno EEE) performansi postojećeg postrojenja kemijske industrije u RH. Objekt istraživanja u radu je pogon atmosferske destilacije (skraćeno AD), dio industrijskog postrojenja za preradu nafte u Rafineriji nafte Sisak (skraćeno RNS), INA – Industrija nafte d.d. Zagreb, koje zadovoljava 25% potreba za naftnim derivatima u RH. Osnovne karakteristike proizvodnog ciklusa u objektu istraživanja, kao i u cjelokupnom postrojenju, su složena konfiguracija energetskog sustava, visoke potrebe za toplinskom energijom, kao i visok stupanj negativnog utjecaja na okoliš.

Pregledom aktualne svjetske i domaće literature, kao i analizom primjera dobre industrijske prakse, nameće se zaključak da se učinkovito korištenje otpadne toplinske energije u postrojenjima sličnog tipa i kapaciteta, označava kao najveći potencijal za uštedu energije i opće poboljšanje održivosti proizvodnog ciklusa. Danas se smatra da se od ukupne količine energije koja se upotrebljava u industriji, 20% do 50% gubi u obliku različitih izvora otpadne toplinske energije: otpadni plinovi i fluidi, rashladna voda, gubici toplinske energije u industrijskim postrojenjima i proizvodima, itd., [6], [7]. Slika 1.1., dobivena analizom različitih izvora iz studija International Energy Agency (skraćeno IEA) [8] i Industrial Energy-Related Technologies and Systems (skraćeno IETS) [9], daje pregled energetske potrošnje i energetskih gubitaka u različitim sektorima industrije u Sjedinjenim Američkim Državama (skraćeno SAD). Podaci ukazuju da sektori prerade nafte (rafinerije nafte), kemijske i drvne industrije predstavljaju sektore s najvećim gubicima energije u industriji, što u velikoj mjeri usmjerava istraživanje u doktorskom radu u pravcu učinkovite, ponovne upotrebe otpadne toplinske energije u objektu istraživanja.

Sukladno toj smjernici te uzimajući u obzir kompleksnost energetske sustava u rafinerijskom postrojenju (skraćeno RP), kao primjeren metodološki alat za realizaciju istraživanja, odabrane su suvremene, sustavno orijentirane metode projektiranja procesa. Sustavan pristup i interdisciplinarnost ove metode svrstavaju u znanstveno područje procesnog sistemskog inženjerstva (engl. *Process Systems Engineering* – skraćeno PSE) [10], ili još bliže u područje računalno podržanog procesnog inženjerstva (engl. *Computer Aided Process Engineering* – skraćeno CAPE) [11], dok se u slijedu projektnih aktivnosti one identificiraju fazom konceptijskog projektiranja [12].

Tijekom posljednjih 30 godina ovaj je pristup uspješno primijenjen za poboljšanje EEE performansi više industrijskih postrojenja, među kojima se shodno praktičnim koristima, posebno ističu postrojenja za preradu nafte. Treba naglasiti da su istraživanja u pravcu racionalnog iskorištavanja energije ponovnom upotrebom otpadne toplinske energije, provedena u rafinerijama nafte u 70-im godinama prošlog stoljeća, inicirala razvoj hijerarhijskog pristupa u projektiranju procesa. Istovremeno su se razvijale metode integracije topline, kasnije i integracije procesa, od kojih su u radu korištene termodinamičke metode, pinch metoda (engl. *Pinch Analysis*) [13], [14], [15], [16], [17] i metoda eksergijske analize (engl. *Exergy Analysis*) [18], [19], [20], [21]. Sukladno tendencijama smanjenja uporabe fosilnih goriva u industrijskim procesima, metodologija je u 90-tim godinama prošlog stoljeća uspješno proširena i na integraciju obnovljivih izvora energije.



Izvor podataka: [6], [7]

Slika 1.1. Pregled potrošnje korisne energije¹ i gubitaka energije u različitim sektorima industrije u SAD

¹ Rašković u [22] u korisne oblike energije ubraja tehnički iskoristive oblike energije: toplinska energija, mehanički rad, energija svjetlosti i kemijska energija

Prethodno navedene činjenice oblikuju i osnovnu hipotezu istraživanja u doktorskom radu da integracija otpadne toplinske energije i obnovljivih izvora energije u referentnom postrojenju, korištenjem pinch metode i eksergijske analize, dovodi do poboljšanja njegovih pokazatelja održivog razvoja, odnosno EEE performansi.

U sadržajnom smislu, koji je detaljnije opisan u poglavlju 1.1., istraživanje u uvodnom dijelu dokorskog rada uključuje analizu energetske i ekološke indikatore u RH, značaj ponovne upotrebe otpadne toplinske energije u industrijskim postrojenjima s naglaskom na rafinerije nafte te pregled osnovnih postulata, prethodno navedenih termodinamičkih metoda integracije procesa. Realizacija osnovne hipoteze istraživanja provedena je kroz niz sukcesivnih etapa istraživanja kako slijedi: pregled osnovnih fizikalno-kemijskih karakteristika sirovina i produkata procesa u preradi nafte; analiza materijalnih i energetske tokova u RNS i u postrojenju AD; izrada modela objekta istraživanja u računalnim programima za simulaciju energetske sustava uz prateću validaciju rezultata simulacije; projektiranje alternativnih tehnoloških shema energetske sustava AD korištenjem termodinamičkih metoda integracije procesa, s ciljem racionalnije i ekološki prihvatljivije upotrebe otpadne toplinske energije i obnovljivih izvora energije. Doktorski rad sadrži i literarni pregled s kritičkim osvrtom na informacije u svjetskoj i domaćoj literaturi te primjere dobre industrijske prakse. U cilju preglednije analize velikog broja informacija iz dostupnih izvora, odstupljeno je od ustaljene prakse smještanja literarnog pregleda u jedinstveno poglavlje, već je on sistematiziran u više nezavisnih cjelina koje prate tematiku određenih poglavlja. Na sličan način, u zavisnosti o polaznim postavkama projektnog zadatka i primijenjenoj metodologiji za njegovo rješavanje, pregledi i diskusije rezultata u vidu usporednih analiza energetske i ekonomske performansi projektnih rješenja prate tematiku više poglavlja.

Sukladno prezentiranom činjeničnom stanju, unaprjeđenje performansi postojećih industrijske objekata u kemijskoj industriji, s posebnim osvrtom na poboljšanje EEE performansi procesa proizvodnje, predstavlja aktualan, tematski koherentan i znanstveno opravdan problem primjeren razini istraživanja u doktorskom radu.

Očekivani znanstveni doprinosi predloženog istraživanja su:

1. Postavljena metodologija za procjenu EEE performansi RP, primjenjiva i na druge vrste kemijske postrojenja, kao i kod projektiranja novih postrojenja;
2. Kao osnova postavljene metodologije, razvijen je originalni računalni program-softver (od engl. *software*) za analizu i simulaciju materijalnih i energetske tokova u složenim kemijskim postrojenjima, temeljen na suvremenim metodama integracije topline;

3. Spoznaje o mogućim rekonstrukcijama procesa u RP kao i drugim vrstama kemijskih postrojenja, s ciljem poboljšanja EEE performansi (tj. „unaprjeđenja indikatora održive proizvodnje“);
4. Pravila i trendovi za projektiranje novih visokoučinkovitih kemijskih i ostalih procesnih postrojenja, u kojima se u cilju maksimalnog korištenja otpadne toplinske energije koristi organski Rankineov ciklus (engl. *Organic Rankine Cycle* – skraćeno ORC) i integriraju obnovljivi izvori energije.

1.1. Struktura doktorskog rada

Doktorski rad sadrži devet poglavlja od kojih je prvo poglavlje posvećeno uvodnim razmatranjima, a posljednje (deveto) poglavlje zaključnim komentarima o izvedenim istraživanjima. U skladu s propisanim standardom publikacija u tehničko-tehnološkom znanstvenom području, prvom poglavlju prethodi jedinstven popis simbola/skraćenica, slika i tablica, dok su pregled korištene literature i prilozi smješteni na kraju rada, iza devetog poglavlja.

U drugom poglavlju se obrađuju područja koja sačinjavaju znanstveno-istraživački okvir predložene hipoteze istraživanja, s ciljem sagledavanja šireg konteksta obrađene tematike u radu. Poglavlje započinje kratak pregledom najvažnijih energetske i ekološke indikatora u RH, kako na razini cijele države tako i u sektoru industrije, s osvrtom na regulatorni okvir potreban za unaprjeđenje ukupne energetske učinkovitosti i podizanje ekološkog standarda u RH. U nastavku poglavlja su obrađeni i elementi potrebni za potpuno razumijevanje postupka ponovne upotrebe otpadne toplinske energije u industriji, uz pregled relevantnih informacija iz dostupne literature.

U trećem poglavlju su predstavljeni osnovni elementi procesa prerade nafte. Poglavlje započinje pregledom karakteristika sirove nafte kroz analizu njenog kemijskog sastava, fizikalnih svojstva, te klasifikacijom sa stanovišta njene pogodnosti za preradu i geografskog porijekla. U nastavku je prikazan povijesni razvoj procesa za preradu nafte, te su opisani osnovni tehnološki procesi u suvremenim rafinerijama nafte uz ilustraciju najznačajnijih tipova rafinerija nafte. Poglavlje sadrži pregled potrošnje energije u rafinerijama nafte u svijetu uz pripadajuće emisije stakleničkih plinova i potencijale za poboljšanje energetske učinkovitosti.

U četvrtom poglavlju je definirano projektiranje procesa kao aktivnost koja pripada znanstvenom području PSE. U poglavlju je opisana hijerarhijska procedura projektiranja procesa i definirana integracija procesa kao znanstvena disciplina. Poglavlje uključuje i dio u

kojem je definirana sinteza mreže izmjenjivača topline i predstavljena su njena osnovna obilježja. U ovom poglavlju je opisana i pinch metoda, te su predstavljena njena osnovna obilježja i definirane faze u postupku rješavanja mreže izmjenjivača topline korištenjem navedene metode. Poglavlje završava definicijom eksergije, eksergijske analize i eksergijske učinkovitosti. Predstavljene su njihove uloge i važnost u analizi procesnog sustava te je prikazan njihov povijesni razvoj.

U petom poglavlju je opisan proces prerade nafte u RNS, te između ostalog sadrži pregled proizvoda i kratku analizu energetske potrošnje. Na kraju poglavlja je detaljno opisan proces prerade nafte u referentnom pogonu koji je predmet analize u radu, pogonu za atmosfersku destilaciju nafte.

U šestom poglavlju je definiran zadatak u procesu modeliranja, te je prikazan povijesni razvoj odgovarajućih softvera koji se koriste pri modeliranju. Modeliranje u svrhu znanstvenih i inženjerskih aktivnosti je svrstano u znanstveno područje CAPE. Radi potpunosti, napravljen je i pregled primjera u kojima je korištenje modeliranja i simulacija imalo značajan utjecaj na pozitivne rezultate poslovanja. Nadalje, u poglavlju je detaljno objašnjena uloga modeliranja procesa, te preduvjeti i zahtjevi za izradu odgovarajućeg modela. Prikazani su i objašnjeni osnovni koraci pri izradi modela procesa. Ovo poglavlje također obuhvaća i povijesni razvoj softvera koji je povezan i s aspektom razvoja računala, uz dodatan pregled razloga za naglo povećanje interesa za modeliranjem u određenim vremenskim razdobljima. Simulatori su zatim klasificirani u odgovarajuće skupine, te je napravljen pregled osnovnih obilježja svake klasifikacijske skupine. Pošto se u radu koristi sekvencijalno-modularni tip simulatora, opisana je opća struktura i tijek rješavanja problema u navedenom tipu simulatora. Poglavlje završava s detaljnim opisom računalnog modela procesa prerade nafte u pogonu AD koji je pripremljen u programskom paketu PRO/II[®] te su prezentirani rezultati simulacijskog modela.

U sedmom poglavlju je prikazan proces projektiranja sustava za povrat toplinske energije u postrojenju AD korištenjem pinch metode. Prikazan je proces izrade modela energetskog sustava koji obuhvaća najvažnije struje tvari u pogonu AD, a pripremljen je u programskom paketu Aspen Energy Analyzer[®] (skraćeno AEA[®]). Kroz poglavlje su prikazana osnovna energetska obilježja analiziranog procesa i alati koji se koriste za njihovo određivanje. Na temelju dobivenih rezultata postavljeni su teorijski energetske ciljevi za analizirani sustav. Nakon izrade odgovarajuće teorijske mreže izmjenjivača, napravljena je analiza i definirani su procesni faktori koji utječu na njegovu primjenjivost/neprimjenjivost. Na temelju tih zaključaka predloženo je rješenje koje zadovoljava sve procesne uvjete.

U osmom poglavlju su predstavljeni koraci koji imaju za cilj iskorištavanje raspoložive otpadne toplinske energije koja ne može biti iskorištena u procesu prerade. Poglavlje započinje s teorijskim opisom ORC-a pri čemu su definirana njegova osnovna obilježja. Nakon toga slijedi prikaz postupka integracije tri stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje. Pošto dobiveno rješenje zbog kompleksnosti i utjecaja na sam proces prerade nije praktično primjenjivo, potom je prikazan i postupak projektiranja ORC sustava koji zadovoljava sve postavljene procesne uvjete. Projektiranje procesa obuhvaća i postupak optimizacije parametara ORC-a i izbora radnog fluida. Na temelju rezultata dobivenih analizom i postupkom optimizacije predložen je ORC sustav za iskorištavanje otpadne toplinske energije koju nije moguće iskoristiti u procesu prerade. Zatim je analizirana opcija nadogradnje projektiranog ORC-a sa sustavom za iskorištavanje solarne energije, ali pod uvjetom da ne smije utjecati na normalno odvijanje procesa prerade. U tu svrhu je pripremljen matematički model te je na temelju rezultata analize predloženo odgovarajuće tehnološko rješenje. Na kraju poglavlja je napravljena ekonomska analiza koja je pokazala izrazitu opravdanost investicija u rješenja koja su rezultat primjene metoda projektiranja procesa s ciljem poboljšanja EEE performansi postrojenja za atmosfersku destilaciju nafte.

2. Stanje energetike u Republici Hrvatskoj i korištenje otpadne toplinske energije u industrijskim postrojenjima

U skladu s predmetom doktorskog rada u ovom su poglavlju obrađena tematska područja koja predstavljaju znanstveno-istraživački okvir predložene hipoteze istraživanja, s ciljem sagledavanja šireg konteksta obrađene tematike u radu. U prvom dijelu poglavlja prikazan je kratak presjek stanja energetike u RH kroz pregled najvažnijih energetske i ekoloških indikatora, kako na razini cijele države tako i u sektoru industrije. U nastavku je prikazan i osvrt na regulatorni okvir za unaprjeđenje ukupne energetske učinkovitosti u RH. U drugom dijelu poglavlja su obrađeni elementi potrebni za potpuno razumijevanje ponovne upotrebe otpadne toplinske energije u industriji, uz literarni pregled relevantnih informacija o toj tematici iz dostupne literature.

2.1. Energetika u Republici Hrvatskoj

2.1.1. Energetski i ekološki indikatori na razini države

Ukupna potrošnja energije po glavi stanovnika u RH u 2014. godini je iznosila 2268 kg ekvivalentne nafte i predstavlja tek 72,7% prosječne potrošnje po stanovniku EU [23]. Od 1992. godine, kad je u RH ostvaren minimum potrošnje energije, ukupna potrošnja energije² do 2014. godine rasla je s prosječnom godišnjom stopom od 0,9%, pri čemu se tijekom razdoblja od 2009. do 2014. godine ukupna potrošnja energije smanjivala s prosječnom godišnjom stopom od 2%. Pritom su samo gubici energetske transformacije³ ostvarili trend porasta s prosječnom godišnjom stopom od 0,9%, dok su sve ostale potrebe u strukturi ukupne potrošnje ostvarile trend smanjenja.

U razdoblju od 2009. do 2014. godine došlo je do promjene strukture primarnih oblika energije. Udio fosilnih goriva je smanjen (prirodnog plina s 36,9% na 24,8% a sirove nafte s 13,1% na 10,4%), dok su udjeli ostalih primarnih oblika energije povećani: vodnih snaga s

² Ukupnom potrošnjom energije se zadovoljavaju sve potrebe za energijom u energetske sustavu – ukupna neposredna potrošnja energije, neenergetske potrošnja energije, potrošnja energije za pogon energetske postrojenja, gubici energije u energetske transformacijama i gubici energije u transportu i razdiobi energije [23].

³ U [23] gubici energetske transformacije predstavljaju razliku između ukupne energije za energetske transformacije i ukupne proizvodnje transformirane energije.

28,6% na 36,5%, ogrjevnog drva i ostale biomase s 20,7% na 23,7%. Udio ostalih obnovljivih izvora energije (energija vjetra, biodizel, sunčeva energija, geotermalna energija i bioplin) povećan je u 2014. godini na 4,4%, a udio toplinske energije iz toplinskih pumpi se nije promijenio i iznosio je samo 0,2%. U RH je na kraju 2015. godine bilo 1271 operativnih elektrana na obnovljive izvore energije, ukupne snage 449,5 MW, uz podatak da je predviđeno uključivanje još 545 MW. One ukupno mogu pokriti 16% današnje potrošnje električne energije, čime bi bio dostignut prosjek EU [24].

Trend smanjenja potrošnje fosilnih goriva uvjetovao je i pozitivan trend smanjenja emisija stakleničkih plinova (engl. *Greenhouse gasses* – skraćeno GHG). U RH su 2012. godine GHG emisije bile na razini od 26,5 milijuna tona CO₂ ekvivalenta, što je 15,5% manje u odnosu na 1990. godinu i 24% manje od bazne godine [25], [26]. Pad ukupnih GHG emisija zabilježen je od 1991. do 1994. godine. Emisije su zatim počele rasti 1995. godine uz prosječnu godišnju stopu od 3% sve do 2007. Podaci pokazuju da su se zbog pada gospodarskih aktivnosti tijekom 2009. i 2010. godine emisije smanjile za 6,4% u 2009. godini i 7,9% u 2010. godini u odnosu na 2008. godinu. Ukupne emisije u 2009. i 2010 godini su bile ispod emisijskih kvota Kyoto protokola u kojem RH ima obavezu smanjenja GHG emisija za 5% u razdoblju od 2008. do 2012. godine u odnosu na baznu 1990. godinu.

Prema preliminarnim rezultatima izračuna za 2014. godinu, emisija CO₂ iz pokretnih i nepokretnih energetske izvora je iznosila 15,1 mil. tona. Iz nepokretnih energetske izvora u 2014. godini se emitiralo 63%, i to 32% iz postrojenja za proizvodnju i transformaciju energije, 17% iz industrije i građevinarstva, te 14% iz neindustrijskih ložišta. Cestovni promet je sudjelovao u emisiji s 35%, a vancestovni promet (zračni, željeznički, pomorski i riječni promet) s 2%. Osim iz energetske sektora, do emisija dolazi i iz proizvodnih procesa bez izgaranja goriva (najviše iz cementara), iz sektora pridobivanja i distribucije fosilnih goriva (izdvajanje CO₂ iz prirodnog plina na CPS Molve) i ostalih neenergetske izvora, što iznosi za različite godine od 14 do 18% ukupnih emisija CO₂ u RH.

Ukupna neposredna potrošnja energije u RH u 2014. godini je iznosila 1597 kg ekvivalentne nafte po glavi stanovnika što je u odnosu na prosjek u EU 28 manje za 28,6%. Najveći udio u neposrednoj potrošnji energije u 2014. ostvarila je opća potrošnja 52%, (njen udio je u 2009. godini iznosio 52%), udio prometa iznosio je 32,4% (u 2009. godini 30%) dok je udio industrije u neposrednoj potrošnji smanjen sa 17,1% na 15,6%.

U tom smjeru je i snažan trend smanjenja udjela tekućih goriva u ukupnoj potrošnji energije (46,8% u 1990. godini, 39,9% u 2009. godini i 31,3% u 2014. godini), pa se prema podacima

iz 2014. g. u RH po glavi stanovnika troši 709 kg ekvivalentne nafte, što je 26,3% manje od potrošnje u EU.

2.1.2. Energetski i ekološki indikatori industrijskog sektora

Potrošnja energije u industrijskom sektoru u RH je smanjena za više od 50% u razdoblju od 1988. do 2014. godine s 98 PJ u 1988. godini na 42 PJ u 2014. godini [23]. Pritom je visok trend smanjenja naročito izražen kod potrošnje tekućih goriva. U razdoblju od 2009. do 2014. godine ostvaren je ukupan trend smanjenja potrošnje energije u industriji s prosječnom godišnjom stopom od 4,5%. Najviše se smanjivala potrošnja tekućih goriva (11%) i prirodnog plina (10,8%), potom pare i vrele vode (4,3%), ugljena i koksa (1%), električne energije (0,4%). Jedini pozitivan trend uočen je u potrošnji ogrjevnog drva i ostale biomase čija je potrošnja rasla s prosječnom godišnjom stopom od 2,1%.

U razdoblju od 2009. do 2014. godine došlo je i do promjene udjela industrijskih grana u ukupnoj potrošnji energije u industriji. Smanjen je udio industrije građevinskog materijala, kemijske industrije i industrije papira, dok su udjeli ostalih grana industrije povećani. Udjeli industrije željeza i čelika kao i industrije nemetalnih minerala povećani su za 0,6%, tako da su ove dvije grane u 2014. godini ostvarile udio od 5,2%. Također je povećan udio industrije obojenih metala za 0,3% tako da je njezin udio u 2014. godini iznosio 1,4%. Najveći udio u potrošnji energije u industriji ostvarila je industrija građevinskog materijala, ali joj je udio smanjen s 32% na 30,8% u 2014. godini. Najveće smanjenje udjela za 4,4% ostvarila je kemijska industrija tako da je njezin udio u 2014. godini iznosio 13,6%. Udio industrije papira smanjio se s 5,4% na 4%.

Analizirajući utjecaj industrijskih emisija na okoliš, autori u izvješću za 2012. godinu [27] zaključuju da su u odnosu na 2008. godinu smanjene emisije zakiseljavajućih tvari (za 39,2%), GHG (za 18%) i prekursora prizemnog ozona (za 15,7%), dok su emisije lebdećih čestica promjera manjeg od 2,5 μm (mješavina organskih i anorganskih tvari, teških metala i sitnih čestica) ostale na otprilike istoj razini. Količina otpadnih voda koja je nastala iz gospodarskih djelatnosti (primarno prerađivačke industrije) kontinuirano se smanjuje, a s njima i emisije ukupnih suspendiranih čestica i ukupnog organskog ugljika (engl. *Total Organic Carbon* - skraćeno TOC) [27].

Prema podacima za RH prikazanima kroz projekt „Pokazatelji energetske učinkovitosti u Europi“ [28], između 1995. i 2012. je vidljiv trend poboljšanja energetske učinkovitosti

ukupnog gospodarstva za 16,6% u odnosu na 1995. godinu. To se prvenstveno može pripisati smanjenju indeksa energetske učinkovitosti za sektor Industrija (25,6%).

2.1.3. Regulatorni okvir za unaprjeđenje energetske učinkovitosti u RH

Republika Hrvatska je jedna od strana u Ugovoru o energetske zajednici (engl. *Energy Community Treaty*) koji je potpisan 2005. godine i potvrđen u Hrvatskom saboru 2006. godine (NN 6/2006), čime se RH obvezala na postupno preuzimanje dijela pravne stečevine EU iz područja energetike [29]. Donošenjem energetske paketa energetske ciljevi EU su razrađeni u tri faze. Prvi energetske paket čine Direktiva 96/92/EZ koja sadrži pravila za tržište električne energije i Direktiva 98/30/EZ s pravilima za tržište prirodnog plina. Drugim energetske paketom su dodane nove direktive za plinsko (2003/55/EZ) i elektroenergetske tržište (2003/54/EZ), ali su donesene i nove direktive: 2004/67 sadrži mjere za zaštitu sigurnosti opskrbe prirodnim plinom, 2005/89 sadrži mjere zaštite sigurnosti opskrbe električnom energijom, te uredba Europske komisije (skraćeno EK) 1228/2003 koja sadrži uvjete pristupa mreži za prekogranične razmjene električne energije i uredba 1775/2005 koja sadrži uvjete pristupa mrežama za transport prirodnog plina. Treći energetske paket čine nove direktive koje sadrže pravila za tržište električne energije (2009/72/EZ) i tržište prirodnog plina (2009/73/EZ), te uredba EK 714/2009 koja sadrži uvjete pristupa mreži za prekogranične razmjene električne energije, 715/2009 koja sadrži uvjete pristupa mrežama za transport prirodnog plina i 713/2009 kojom je osnovana Agencija za suradnju energetske regulatora i sadrži pravila o razdvajanju djelatnosti proizvodnje i opskrbe od mrežnih djelatnosti.

Osim direktiva i uredbi, EK objavljuje priopćenja koja su vezana za energetske ciljeve u EU. U priopćenju „Plan za obnovljivu energiju – obnovljiva energija u 21. stoljeću: izgradnja trajnije budućnosti“, EU postavlja ciljeve od 20% ukupnog udjela obnovljivih izvora energije i 10% obnovljivih izvora energije u sektoru transporta, kao korake u smjeru smanjenja zavisnosti o uvozu fosilnih goriva, poticanju razvoja i primjeni novih tehnologija i ostvarenju dugoročne energetske stabilnosti. Ovaj cilj je sadržan u direktivi 2009/28/EZ, gdje je postavljen i rok do 2020. godine u kojem se cilj želi postići.

Istovremeno s donošenjem energetske paketa i postavljanjem ciljeva za povećanje udjela obnovljivih izvora energije, postavljeni su i ciljevi za poboljšanje energetske učinkovitosti. Direktiva 2010/30/EU definira označavanje i informacije o potrošnji energije proizvoda, u direktivi 2010/31/EU je definirana energetske učinkovitost zgrada, a u direktivi 2012/27/EU energetske učinkovitost.

Republika Hrvatska je prije dobivanja punopravnog članstva u EU (srpanj 2013. godine), provela preustroj energetskeg sektora i liberalizaciju tržišta [30]. Zakonodavni okvir za energetske sektor u RH je uređen s nekoliko zakona: Zakon o energiji (NN 120/12 i 14/14), Zakon o regulaciji energetskeg djelatnosti (NN 120/12), Zakon o tržištu električne energije (NN 22/13), Zakon o tržištu plina (NN 28/13 i 14/14), Zakon o tržištu toplinske energije (NN 80/13 i 14/14), Zakon o tržištu nafte i naftnih derivata (NN19/14), Zakon o biogorivima za prijevoz (NN 65/09, 145/10, 144/12 i 14/14). Kroz ove zakone je u hrvatsko zakonodavstvo prenesena pravna stečevina EU.

Energetska politika i planiranje razvoja energetskeg sektora RH uređeno je Strategijom energetskeg razvoja RH koju donosi Hrvatski sabor i u njoj su utvrđena potrebna ulaganja u energetiku, poticaji za obnovljive izvore energije i kogeneraciju, mjere za poboljšanje energetske učinkovitosti i unaprjeđenje zaštite okoliša [29]. Tri su temeljna energetska cilja Strategije energetskeg razvoja RH: sigurnost opskrbe energijom, konkurentnost energetskeg sektora i održivost energetskeg razvoja [24]. Unaprjeđenje sigurnosti opskrbe energijom je postavljeno kao cilj zbog rasta zavisnosti o uvozu nafte, te nesigurne opskrbe prirodnim plinom i električnom energijom koji su između ostalog rezultat neulaganja u infrastrukturu (skladišta za plin, nove elektrane) i visoke zavisnosti o uvozu. U energetskeg strukturi proizvodnje električne energije u RH, visoke udjele imaju hidroelektrane, termoelektrane i nuklearna elektrana, što uz visok udio proizvodnje prirodnog plina iz vlastitih izvora rezultira prihvatljivom konkurentnošću hrvatskeg energetskeg sustava. Kao glavni mehanizmi za podizanje konkurentnosti energetskeg sektora prepoznati su razvoj energetskeg tržišta, otvorenost države domaćim i osobito stranim investitorima, podjela rizika investiranja, razvoj i tehnološki napredak, te veća participacija domaćih tvrtki u projektima izgradnje i eksploatacije energetskeg objekata. Pošto 75% ukupnih GHG emisija u RH dolazi iz energetske djelatnosti, jedan od najvećih izazova energetskeg sustava je održivi razvoj. Da bi se ostvarili ciljevi preuzeti Kyoto protokolom bez kupovine emisijskih kvota na tržištu, potrebno je promijeniti postojeće pravce razvoja potrošnje energije i početi značajnije ulagati u energetske učinkovitost, obnovljive izvore energije i tehnologije s niskom emisijom CO₂.

Najznačajniji zadatak za strategiju energetskeg razvoja RH je zadovoljenje energetskeg potreba uz istodobno ograničenje GHG emisija. Također poboljšanje energetske učinkovitosti se vidi kao glavna smjernica u razvoju energetskeg sustava. Svi ciljevi i smjernice u sektoru proizvodnje nafte, naftnih derivata i prirodnog plina prezentirani su u planiranoj modernizaciji rafinerija i primjeni poboljšanih tehnologija za iskorištavanje naftnih i plinskih polja.

Poboljšanje energetske učinkovitosti u proizvodnji i distribuciji električne energije planirano je kroz učinkovitije energetske pretvorbe uz korištenje naprednih tehnologija izgaranja, izgradnju elektrana s visokom iskoristivošću (do 60%), proizvodnju toplinske i električne energije u kogeneraciji, modernizaciju prijenosne i distribucijske mreže, upotrebu naprednih računalnih sustava za nadzor i upravljanje mrežom, izgradnju elektrana u blizini lokacija s visokom potrošnjom i distribuiranu proizvodnju električne energije. U proizvodnji toplinske energije, poboljšanje energetske učinkovitosti je moguće kroz poboljšanje učinkovitosti pretvorbe energije, izgradnjom postrojenja za proizvodnju električne i toplinske energije u kogeneraciji, smanjenjem gubitaka pri distribuciji i upotrebom obnovljivih izvora energije.

U RH je prepoznata važnost energetske učinkovitosti, te je 2008. godine dovršen generalni plan energetske učinkovitosti i donesen je Zakon o učinkovitom korištenju energije u neposrednoj potrošnji (NN 152/08), a 2014. godine Zakon o energetske učinkovitosti. U Zakonu o energetske učinkovitosti u uvodnom dijelu je definirano da je njegova svrha ostvarivanje ciljeva održivog energetskog razvoja kroz postizanje smanjenja negativnih utjecaja na okoliš iz energetskog sektora, poboljšanje sigurnosti opskrbe energijom, zadovoljavanje potreba potrošača energije i ispunjavanje međunarodnih obveza RH u području smanjenja GHG emisija kroz poticanje mjera energetske učinkovitosti u sektoru industrije, prometa, uslužnih djelatnosti, poljoprivrede i u kućanstvima (svi sektori potrošnje energije) [31]. Donošenjem ovog zakona u hrvatsko zakonodavstvo je prenesena direktiva 2012/27/EU o energetske učinkovitosti i uređeno je područje učinkovitog korištenja energije, donošenje planova i mjera energetske učinkovitosti, regulirane su obveze pojedinih tijela i prava potrošača u primjeni mjera energetske učinkovitosti. Kroz zakon je omogućeno postavljanje ciljeva, donošenje mjera za smanjenje potrošnje primarne energije i usvajanje mehanizama za poticanje energetske učinkovitosti [30].

Učinkovita upotreba energije u sektoru neposredne potrošnje je od izuzetne važnosti jer su mogući najveći učinci. Direktni rezultat poboljšanja energetske učinkovitosti i mjera kojima se to postiže je smanjenje potrošnje energije, odnosno smanjenje porasta potrošnje u budućem razdoblju. U konačnici se smanjuje proizvodnja energije, smanjuje se uvoz energije, povećava sigurnost opskrbe, a smanjuju se i potrebe za gradnjom novih kapaciteta [24].

Program energetske učinkovitosti obuhvatio je razdoblje od 2008. – 2016. godine. Glavni postavljeni cilj odnosio se na planirane energetske uštede u obuhvaćenom razdoblju u iznosu od 19,77 PJ, koje su trebale biti postignute provedbom mjera energetske učinkovitosti u sektorima neposredne potrošnje (industrija, promet, kućanstva i usluge). Postavljeni cilj

energetskih ušteda predstavlja 9% prosječne neposredne potrošnje energije u RH u razdoblju od 2001. do 2005. godine. Daljnji planovi koji obuhvaćaju ciljeve u razdobljima do 2020. godine i do 2030. godine, pripremljeni su uz pretpostavku da će najveći rezultati u energetskim uštedama biti postignuti do 2016. godine, što se planiralo postići uglavnom poticajnom energetskom politikom.

Pošto postavljeni ciljevi za poboljšanje energetske učinkovitosti u sektoru neposredne potrošnje zahtijevaju odgovarajući angažman države kako bi se osigurali uvjeti za iskorištavanje mjera energetske učinkovitosti, predviđeno je poduzimanje sljedećih aktivnosti:

- razvoj energetskog tržišta i tržišno određivanje cijena;
- poticanje energetske učinkovitosti kroz zakonske okvire;
- provedba politike energetske učinkovitosti kroz institucionalni okvir;
- promoviranje energetske učinkovitosti i informiranje javnosti;
- financijska potpora provedbi mjera za poboljšanje energetske učinkovitosti.

Kako bi se udovoljilo zahtjevima o učinkovitom korištenju energije u neposrednoj potrošnji i energetskim uslugama koji su definirani u direktivama EU, izrađen je NAPENU. U planu su postavljeni ciljevi u pogledu energetskih ušteda u skladu s kojima su predložene i konkretne mjere za ispunjenje tih ciljeva. Djelotvoran poticaj za poboljšanje energetske učinkovitosti je povećanje cijena energenata tvrtkama, što predstavlja i mogućnost za smanjivanje troškova i ublažavanje učinaka krize.

Klimatske promjene koje su rezultat djelovanja čovjeka, vidljive su i u RH. Republika Hrvatska je u Petom nacionalnom izvješću za Okvirnu konvenciju UN-a o promjeni klime (engl. *United Nations Framework Convention on Climate Change* – skraćeno UNFCCC) iz 2010. godine, izvijestila kako se u sljedećih nekoliko desetljeća očekuje porast srednjih temperatura zraka u cijeloj zemlji. Očekuje se smanjenje godišnje količine oborina u priobalnom području što će biti osobito izraženo ljeti, te će imati posljedice na vodna dobra općenito. Osim toga, na priobalna područja će imati utjecaj i porast razine mora sa svim posljedicama. U skladu s tim očekivanjima, nameću se i prioritete u smjeru poboljšanja vodoopskrbne infrastrukture i učinkovitosti korištenja vode u poljoprivredi i industriji. Očekuje se negativan utjecaj hidroloških promjena i smanjenja površinskog otjecanja na proizvodnju električne energije u hidroelektranama što će se odraziti i na ulaganja. Temperaturne promjene će imati direktan utjecaj na vršnu sezonsku potrošnju što će se odraziti na energetski sektor. Dodatan izazov predstavlja predviđeni porast razine mora i erozija obale te njihov utjecaj na ulaganja u obalnu infrastrukturu.

Cilj RH je dostizanje udjela obnovljivih izvora energije od 20%. Da bi se zadovoljili zahtjevi iz direktive EU o obnovljivim izvorima energije (2009/28/EZ), 2010. godine je donesen NAPOIE. Iako RH raspolaže sa značajnim potencijalom u području obnovljivih izvora energije, prisutne su određene prepreke koje ometaju povećanje udjela obnovljivih izvora energije od kojih su najveće složeni postupci dobivanja dozvola, složenost postupaka za utvrđivanje politike, njenu provedbu i razvoj projekata, snažna pozicija Hrvatske elektroprivrede (skraćeno HEP) i nezainteresiranost poslovnih banaka za ulaganje u projekte obnovljivih izvora energije. Kao što je već navedeno, udio sektora industrije u neposrednoj potrošnji energije u RH iznosi oko 20%. Nakon značajnog pada potrošnje energije u sektoru industrije u devedesetim godinama prošlog stoljeća, početkom 21. stoljeća započeo je polagan rast potrošnje u ovom sektoru. Mjerama energetske učinkovitosti je predviđena potpora tvrtkama u provođenju energetskih pregleda i uspostava sustava upravljanja energijom. Za energetski intenzivne industrije je predviđena obveza provođenja energetskog pregleda, a za ostale tvrtke shema financijskih potpora za dobrovoljne energetske preglede, usporedba energetskih indikatora između tvrtki koje pripadaju istoj gospodarskoj grani, uspostava edukacijskih programa, smanjenje plaćanja naknade na emisije CO₂ tvrtkama koje se obavežu na poboljšanje svoje energetske učinkovitosti, uspostava sustava poticaja za visokoučinkovitu proizvodnju toplinske i električne energije u kogeneraciji, uključivanje RH u europsku shemu trgovanja emisijskim jedinicama [25].

2.2. Otpadna toplinska energija u industriji

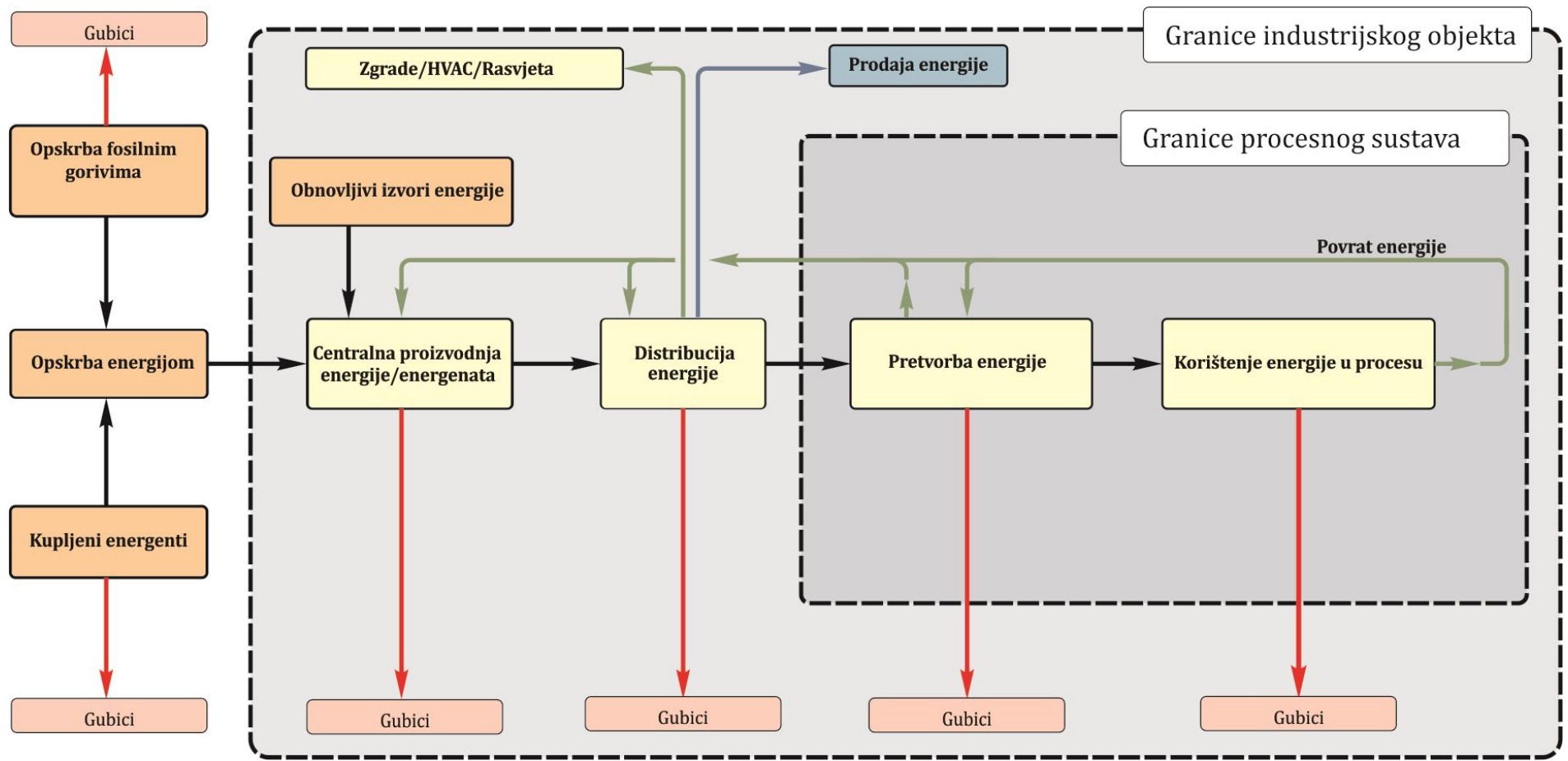
Otpadna toplinska energija u industriji (engl. *Industrial Waste Heat* – skraćeno IWH) predstavlja uobičajen naziv za toplinsku energiju koja se generira tijekom različitih procesa pretvorbe u pojedinim dijelovima industrijskih postrojenja. Ista nema utjecaja na proizvodni ciklus (u smislu da njeno generiranje ne prekida proizvodni proces) i u pravilu se nepovratno oslobađa u okoliš (u slučaju nepostojanja sustava za njeno naknadno iskorištavanje, odnosno sustava za povrat otpadne toplinske energije). Pregledom literature s engleskog govornog područja može se uočiti nekonzistentna, često i nedovoljno jasna definicija ovog pojma. Nekonzistentnost se odražava u upotrebi različitih sinonima za otpadnu toplinsku energiju: npr. *excess heat*, *residual heat*, *low grade heat*, *secondary heat*, *conversion losses*, itd., u evaluaciji njenog termo-tehničkog potencijala (izboru i gradaciji termodinamičkih i fizikalno-kemijskih parametara izvora otpadne toplinske energije) i načina za njeno minimiziranje odnosno ponovnu uporabu (povrat) s ciljem poboljšanja ekoloških i energetskih performansi industrijskog postrojenja. Pojam minimiziranje [32] se prvenstveno odnosi na poboljšanje

učinkovitosti procesa/tehnologije u postrojenju⁴, dok se pojam povrata ili ponovne uporabe otpadne toplinske energije odnosi na njenu ponovnu uporabu. Pritom je obuhvaćena ponovna uporaba otpadne toplinske energije u postojećim procesnim jedinicama u postrojenju, ali i u drugim procesnim/energetskim sustavima u kojima je moguća (ali ne i nužna) njena pretvorba u druge oblike energije. Ovaj oblik uporabe otpadne toplinske energije autori u referencama [33] i [34] detaljnije prikazuju shemom toka energije u funkciji određivanja potencijala za povrat otpadne toplinske energije. Treba naglasiti da će se shodno karakteru ovog istraživačkog zadatka problem racionalne uporabe otpadne toplinske energije u ovoj doktorskoj disertaciji razmatrati kroz prizmu njene ponovne uporabe odnosno povrata.

U skladu s prethodno iznesem stavovima je i konstatacija Benediga [34], [35] da se u većini publikacija (autor navodi kao primjere reference [36] i [37]) industrijska otpadna toplinska energija jednostavno definira kao toplinska energija oslobođena u okoliš, a njena identifikacija i kvantificiranje zasnivaju se na ulazno-izlaznim (engl. *input/output*) analizama proizašlim iz prvog zakona termodinamike. Jednostavnu definiciju industrijske otpadne toplinske energije također su predložili Viklund i Johansson [38] kao “nusproizvod industrijskih procesa“ (autori koriste sinonim engl. *excess heat*) koji se trenutno ne koristi, ali koji može u budućnosti donijeti značajne koristi i industriji i društvu. U skladu s tom definicijom, autori ne razmatraju moguću integraciju otpadne toplinske energije u okviru tehnološko-procesnog ili energetskog sustava industrijskog postrojenja, već obrađuju tehnologije za njeno prikupljanje, skladištenje, korištenje bez pretvorbe i pretvorbu u druge oblike energije.

Sličan pristup ovom problemu uočava se i u nizu tehničkih izvješća US Department of Energy [39], [40], [41], gdje se otpadna toplinska energija u industriji nešto detaljnije obrađuje kroz mapiranje energetskih gubitaka u generičkom postrojenju, uz napomenu da otpadna toplinska energija predstavlja najznačajniji dio tih gubitaka. Gradacija izvora otpadne toplinske energije provedena je na temelju temperature i “čistoće” (engl. *cleanliness*), a općenit pristup korišten za procjenu i usporedbu potrošnje energije i gubitaka u različitim sektorima industrije SAD, obuhvatio je razvoj tzv. energetskog otiska (engl. *Energy Footprints*), koji je prikazan na slici 2.1. i objašnjen u nastavku ovog poglavlja.

⁴U izvješću IEA iz 2008 [33] navodi da se primjenom najboljih raspoloživih tehnika i suvremenih tehnologija može uštedjeti od 18% do 36% primarne energije u industrijskim postrojenjima.



Izvor podataka: [39]

Slika 2.1. Mapiranje energetske gubitaka u generičkom industrijskom postrojenju, “Energy footprints”

Na strani opskrbe (lijeva strana sheme), tzv. energetska otisak prikazuje detalje o energiji kupljenoj od vanjskih dobavljača, energiju proizvedenu u vlastitom proizvodnom pogonu (električnu i goriva koja su nusproizvodi procesa prerade) i višak električne energije koji se transportira u distribucijsku mrežu (prodaja energije). Na strani potreba (desna strana sheme unutar granica pogona), tzv. energetska otisak prikazuje gdje se i kako energija upotrebljava u tipičnom pogonu, od centralnih kotlova do procesnih peći i motora. Još važnije, tzv. energetska otisak identificira načine gubitka energije zbog niske energetske učinkovitosti opreme i distribucijskog sustava, unutar i izvan granica postrojenja. Gubici su kritični, pošto predstavljaju neposredne mogućnosti za poboljšanje energetske učinkovitosti i smanjenje potrošnje energije kroz najbolje tehnike upravljanja energijom i poboljšanja energetskog sustava.

Lanac opskrbe energijom započinje s električnom energijom, parom, prirodnim plinom, ugljenom i drugim gorivima kojima se postrojenje opskrbljuje iz energetskih postrojenja izvan granica sustava, koja su u vlasništvu tvrtki za distribuciju prirodnog plina i distributera goriva. Određene industrije proizvode nusproizvode i gorivo u svojim pogonima, to je također dio sustava opskrbe energijom (označene kao ponovna upotreba energije, engl. *energy recycle*).

Gubici energije se generiraju u sustavima za opskrbu i distribuciju energije (crvena strelica na slici 2.1.). Energija se gubi u sustavima za proizvodnju električne energije i sustavima vodene pare, na strani vanjskih dobavljača i pri proizvodnji unutar vlastitih pogona zbog određene energetske učinkovitosti (odnosno neučinkovitosti) opreme uslijed mehaničkih i termodinamičkih ograničenja. Energija se gubi i u sustavima za distribuciju i prijenos pri dobavi energije iz vanjskih izvora u postrojenje i unutar postrojenja.

Gubici se generiraju i u sustavima za pretvorbu energije (npr. izmjenjivači topline, procesne peći, pumpe, motori) gdje je energetska učinkovitost termodinamički i mehanički ograničena konstrukcijskim materijalima i konstrukcijom opreme. U određenim slučajevima procesi za proizvodnju toplinske energije nisu optimalno locirani, tj. blizu potrošača te povrat viška energije može biti neekonomičan. Energija je ponekad izgubljena samo zato jer ne može biti spremljena. Energija je također izgubljena kad otpadna toplinska energija iz procesa prerade nije ponovno upotrijebljena i kad otpadni nusproizvodi u obliku goriva nisu iskorišteni. "Energy Footprint" u sektoru industrije za proizvodnju tekućih derivata prikazan je u poglavlju 3.

U nizu publikacija nastalih u razdoblju od 2012. do 2015. godine grupe autora iz Njemačke otpadnu toplinsku energiju definiraju kao bilo koji oblik toplinske energije (npr. latentna ili osjetna), a koja nema utjecaja na rad sustava ili bilo kojeg njegovog dijela i koja se nepovratno

oslobađa u okoliš [42]. Prijenos otpadne toplinske energije u okoliš se odvija kroz sva tri mehanizma prijenosa toplinske energije (konvekcija, kondukcija i zračenje), a od posebne važnosti je otpadna toplinska energija sadržana u materijalnim tokovima koji napuštaju sustav na temperaturama višim od temperature okoliša. Prema njihovom mišljenju, toplinska energija generirana u kogeneracijskim postrojenjima i upotrijebljena za pokrivanje potreba izvan promatranog sustava, ne može se klasificirati kao otpadna toplinska energija.

U istom radu autori dodatno pojašnjavaju definiciju otpadne toplinske energije primjenom tri hijerarhijska kriterija za ocjenu potencijala njenog iskorištenja (engl. *waste heat potential*). Prema prvom, teorijskom ili fizikalnom kriteriju, kao potencijalno korisna se razmatra samo otpadna toplinska energija sadržana u materijalnim tokovima temperature više od temperature okoliša, dok se otpadna toplinska energija generirana mehanizmom zračenja i kondukcije isključuje iz daljeg razmatranja. Sljedeći, tehnički kriterij razmatra mogućnosti tehnički izvodivog korištenja izvora otpadne toplinske energije, tj. onih koji zadovoljavaju teorijske kriterije s termodinamičkog aspekta (postojanje minimalnih temperaturnih razlika, razina toplinskih i strujnih gubitaka, razno). Posljednji kriterij u hijerarhiji, ekonomski kriterij daje krajnju ocjenu o ekonomskoj isplativosti korištenja otpadne toplinske energije uvodeći u razmatranje ekonomske kategorije kao što su cijena energije, vrijeme povrata investicija, razno. Primjenom podataka iz široke ekspertske baze [43], [44], autori daju kvalitativnu gradaciju uzroka nedovoljnog iskorištenja potencijala kao i metoda za prikupljanje podataka. Zaključuju da tehnološko-tehnička ograničenja imaju veći prioritet kod odlučivanja u odnosu na financijska i regulatorna ograničenja (uz konstataciju da je ovakav zaključak često u suprotnosti s mišljenjem šireg kruga stručnjaka).

U publikaciji [45] dan je pregled i ekonomska analiza najznačajnijih tehnologija za povrat otpadne toplinske energije. Prikazane tehnologije su klasificirane u grupu aktivnih i pasivnih tehnologija u zavisnosti o tome je li otpadna toplinska energija upotrijebljena izravno (na istoj ili nižoj temperaturi), odnosno je li pretvorena u neki drugi oblik energije (toplinska ili mehanička/električna energija). Korištenjem podataka iz više literarnih izvora kreiran je i detaljan pregled najznačajnijih izvora otpadne toplinske energije u industriji kao i pregled niskotemperaturnih industrijskih procesa.

U posljednjem razmatranom radu posvećenom problemu otpadne toplinske energije [46], autori geografski mapiraju potencijale za iskorištavanje otpadne toplinske energije u industriji, koristeći pritom podatke iz 33 države (6 podregija) i provode njihovu gradaciju korištenjem

dodatnih indikatora kao što su potrošnja energije u analiziranoj državi, udio industrijske potrošnje energije, udio energetske intenzivnih grana u industriji, razno.

Za razliku od prethodno navedenih publikacija, u znanstvenim radovima novijeg datuma primjetan je pokušaj autora da u metodologiju gradacije izvora otpadne toplinske energije u industrijskim postrojenjima kao i njihovu učinkovitiju ponovnu uporabu uključe i postulate II. stavka termodinamike kao i metodu eksergijske analize.

U jednom od najcitiranijih radova [47], grupa autora toplinsku energiju generiranu u industrijskim procesima dijeli na visokokvalitetnu (engl. *high-grade heat*) i niskokvalitetnu (engl. *low-grade heat*), u zavisnosti o tome da li je moguće njeno ekonomski opravdano iskorištavanje u okviru tehnološko-procesnog sustava. Gradacija izvora vrši se u funkciji njegove temperature, temperature toplinskog ponora, minimalne temperaturne razlike za opravdanu rekuperaciju otpadne toplinske energije i minimalne temperature za opravdano iskorištavanje otpadne toplinske energije u funkciji korisnosti izvora (engl. *usefulness of the source*), odnosno eksergije izvora.

Podjelom na visokokvalitetnu i niskokvalitetnu toplinsku energiju autori uspostavljaju i hijerarhiju za poboljšanje energetske učinkovitosti postrojenja kroz zahvate ponovne uporabe (engl. *reuse*) visokokvalitetne toplinske energije u okviru procesa (smanjujući potrošnju energije ponovnom uporabom raspoložive visokokvalitetne toplinske energije), odnosno povrata (engl. *recovery*) niskokvalitetne toplinske energije primjenom drugih energetskih sustava, npr. toplinske pumpe ili ORC sustava.

U radu [48] i [49] autori daju kritički osvrt na ustaljenu praksu da se gradacija izvora energije provodi isključivo u funkciji temperature izvora. Očit primjer za to su izvori visoke temperature kod kojih količina dostupne otpadne toplinske energije premašuje kapacitet potencijalnog toplinskog ponora, pa autori kao dodatni kriterij za ocjenu potencijala izvora uvode i postojanje odgovarajućeg toplinskog ponora. Otpadna toplinska energija se definira kao suma netto eksergije izvora nakon provedene integracije procesa (korištenjem pinch metode), pri čemu su definirani i termini resurs (engl. *resource*) otpadne toplinske energije, a koja predstavlja teorijski potencijal otpadne toplinske energije i pričuva (engl. *reserve*) otpadne toplinske energije koja je u funkciji odabrane tehnologije i ekonomskih ograničenja.

Autori u radu [49] naglašavaju opravdanost upotrebe metoda integracije procesa u postupku ponovne uporabe otpadne toplinske energije u prethodno navedena dva rada, ali također naglašavaju i nužnost proširenja “baze” potencijalnih izvora izvan granica tehnološko-procesnog sustava. Autori u razmatranje izvora uključuju i energetske sustav postrojenja i tzv.

“Total Site Integration” pristup. Zaključak njihovog istraživanja je da odabrana metodologija predstavlja relativno jednostavan i jeftin način za ukupnu redukciju potrošnje primarne energije u sustavu.

Monney i koautori [32] koriste metodu integracije procesa (pinch metodu) u kombinaciji s eksergijskom analizom, matematičkom optimizacijom i heurističkim metodama za razvoj programa tzv. “Općeg pristupa u menadžmentu niskokvalitetnom energijom“ (engl. *General Approach to Low Grade Energy Management* – skraćeno GALGEM). Arzbaeher i koautori u radu [48] uvode tri elementa za ocjenu izvora otpadne toplinske energije a to su kvantiteta, kvaliteta i vremenska dostupnost (engl. *Quantity, Quality and Temporal Availability*), te daju pregled temperatura potencijalnih izvora otpadne toplinske energije u industrijskim postrojenjima. U navedenom radu su na jezgrovit način predstavljene najznačajnije metodologije, tehnologije i oprema, te analizirani tehnički i ekonomski motivi za učinkovito iskorištavanje otpadne toplinske energije u industriji.

U nedavno publiciranoj studiji Zulfer Utlu [49] predstavlja teorijsku analizu mogućnosti za povrat otpadne toplinske energije (primjenom energetske i eksergijske analize procesa), kao i pregled praktičnih industrijskih aplikacija u Turskoj u razdoblju od 1990. do 2011. godine. Obrađeni podaci identificirali su potencijal otpadne toplinske energije od 36% do 40% ukupne potrošnje energije u industriji, pri čemu je 55% do 60% od te količine moguće tehnički iskoristiti. Autor predlaže i tripartitnu temperaturnu gradaciju izvora otpadne toplinske energije popraćenu shemom toka i praktičnim tehnologijama za njenu realizaciju.

Kurle i koautori [50] u nedavno objavljenom radu predlažu integrirani pristup, sastavljen od metoda statističkog proračuna, simulacije i matematičke optimizacije za identifikaciju i kvantifikaciju potencijala otpadne toplinske energije. Teorijske postavke pristupa demonstrirane su na slučaju postrojenja automobilske industrije za strojnu obradu materijala. Sveobuhvatan pregled metodologija i tehnologija povezanih s problemom otpadne toplinske energije prezentiran je i u publikaciji Kumara i Karimia [51]. Njihov revijalni rad sadrži šest cjelina u kojima su sistematski kategorizirana relevantna istraživanja o specijaliziranim termodinamičkim ciklusima, izboru radnih fluida u ciklusima, termodinamičkim analizama temeljenim na postulatima II. zakona termodinamike kao i metodama energetske i ekonomske optimizacije sustava za povrat toplinske energije. U zaključnom razmatranju autori konstatiraju visok intenzitet istraživanja u području termodinamičkih i tehničkih problema sustava za povrat toplinske energije, uz gotovo zanemariv udio suvremenih optimizacijskih metodologija (kao

npr. *Artificial Neural Networks*, *Fuzzy Logic* i *Genetic Algorithms*) i parametarskih optimizacijskih metoda (kao npr. *Taguchi's Method* i *Graph theory*).

Huang i koautori u [52] definiraju koncept industrijske otpadne toplinske energije kao "održivost" potencijalnih izvora u smislu njihovog dugoročnog korištenja pomoću tehnologije za povrat identificiranih resursa („unutrašnja“ i „vanjska“ ponovna upotreba "aktivnih" i „pasivnih“ izvora otpadne toplinske energije). Autori korištenjem generičkog dijagrama vrše klasifikaciju tehnologija za povrat toplinske energije i detaljno prikazuju aspekte upotrebe toplinskih pumpi, izmjenjivača topline, toplinskih cijevi, kotlova, rashladnih ciklusa i ciklusa za pretvorbu toplinske energije u mehanički rad ili električnu energiju. U radu se nalazi i kritički osvrt na trenutnu praksu iskorištavanja otpadne toplinske energije kako u razvijenim tako i u zemljama u razvoju, a posebna pažnja je usmjerena na problem povrata otpadne toplinske energije u azijskim državama uz sagledavanje perspektive za uspješniju eksploataciju ovog industrijskog resursa. Revijalni rad sličnog sadržaja publiciran je i od strane Sahae i Chakrabortya [53], pri čemu autori usmjeravaju istraživanja na tehnologije povrata toplinske energije kroz pretvorbu u električnu energiju u više sektora industrije u Indiji kao i u radovima [54] i [55].

Kao zaključak ovog pregleda, istraživanje postupaka i metodologija za iskorištenje otpadne toplinske energije iz industrijskih procesa, vjerovatno predstavlja ključni pravac za smanjenje potrošnje energije i poboljšanje energetske učinkovitosti industrijskih postrojenja. Unatoč značajnim koristima u pogledu zaštite okoliša i uštedama energije, korištenje izvora otpadne toplinske energije zavisi prvenstveno o ekonomiji i o percipiranim tehničkim rizicima njegove provedbe. Praksa za sada pokazuje da su ulaganja u tehnologiju za iskorištenje otpadne toplinske energije prisutna samo u slučaju pretpostavke brzog povrata investicije ($\ll 3$ godine) i uz percepciju niskih tehnoloških rizika.

3. Naftna industrija, tehnologija prerade nafte i analiza energetike u rafinerijama nafte

Naftna industrija je gospodarska grana koja se bavi istraživanjem, eksploatacijom, preradom i rafiniranjem nafte i njenih derivata te prirodnog plina. Nafta ima značajan udio u svjetskoj potrošnji energije i kreće se u području od 32% u Europi i Aziji do visokih 53% na Bliskom Istoku [56].

Naftna industrija se uobičajeno dijeli na tri glavna sektora:

- istraživanje i proizvodnja (engl. *Upstream*);
- transport, spremnici i veleprodaja nafte i naftnih proizvoda (engl. *Midstream*);
- prerada nafte, marketing i distribucija naftnih proizvoda (engl. *Downstream*).

Rafinerije nafte se svrstavaju u zadnju grupu, te na tržište plasiraju proizvode koji uključuju motorne benzine, petrolej, avionsko gorivo, dizel, loživo ulje, maziva, vosak, asfalt, prirodni plin i ukapljeni naftni plin (skraćeno UNP). Rafinerijska industrija je kroz zadnjih nekoliko desetljeća doživjela značajne promjene u dinamici tržišta, dostupnim resursima i napretku tehnologije [57]. Napredak u istraživanju, proizvodnji i tehnologiji prerade omogućio je korištenje resursa koji su sredinom prošlog stoljeća smatrani neekonomičnim i tehnički nepogodnim (npr. teška loživa ulja, katran, bitumen). Budući smjer razvoja industrije prerade nafte će biti određen rastom operativnih troškova ili investicija zbog regulacije vezano za zaštitu okoliša, a koja se odnosi i na proizvodne pogone i na proizvode. Dodatan utjecaj će imati ubrzanje globalizacije što će imati snažan utjecaj na cijene nafte. Očekivani rezultat tih faktora je smanjenje profitabilnosti rafinerijskih kapaciteta, što će uzrokovati značajne promjene u radu naftnih tvrtki i njihovoj strukturi, a koje će biti nužne za konkurentnost na tržištu. Razvoj i upotreba novih tehnologija koje bi se trebale nositi s budućim izazovima je stoga osnova za postizanje profitabilnog poslovanja.

3.1. Karakteristike naftne industrije u Republici Hrvatskoj

Prema klasifikaciji poduzetnika, proizvodnja rafiniranih naftnih proizvoda (i koksa) u RH obuhvaća 18 trgovačkih društava, koja su tijekom 2012. godine ostvarila ukupan prihod od 1,6 milijardi kuna, uz dobit od oko 100 milijuna kuna [58]. INA – Industrija nafte d.d. Zagreb, hrvatska naftna tvrtka sa sjedištem u Zagrebu, kao najveće trgovačko društvo u ovom sektoru, ostvaruje gotovo cijeli izvoz, uvoz i investicije sektora. INA je osnovana 1963. godine pod

nazivom Kombinat za naftu i plin, nastao spajanjem poduzeća za istraživanje i proizvodnju nafte i plina Naftaplin (osnovan 1952. godine), Rafinerije nafte u Rijeci (osnovana 1883. godine) i Rafinerije nafte u Sisku (osnovana 1927. godine). Tvrtka je 1964. godine promijenila ime u INA – Industrija nafte [59]. Segment djelatnosti Rafinerije i marketing u INA d.d. upravlja rafinerijama u Sisku i Rijeci, proizvodnjom maziva, komercijalnom mrežom veleprodaje te mrežom logistike za skladištenje i distribuciju naftnih proizvoda. INA d.d. je u proteklih 10 godina uložila više od 5 milijardi kuna u razvoj rafinerijskih sustava, čime je uz podizanje kompleksnosti rafinerija ostvarena i ekološka konkurentnost [60]. Nekoliko značajnih parametara koji daju osnovni uvid u naftnu industriju RH [23] predstavljeno je u tablicama 3.1. i 3.2.

Tablica 3.1. Energetske bilance tekućih goriva u RH, sirova nafta (tisuće tona)

	2009.	2010.	2011.	2012.	2013.	2014	2009-14 %
Proizvodnja	776,2	720,4	664,4	599,9	600,7	593,2	-5,2
Uvoz	4048,2	3536,2	2838,3	2325,0	2461,8	1851,2	-14,5
Ukupna potrošnja	4804,2	4267,1	3358,0	3108,3	3032,8	2441,4	-12,7
Prerada u degazolinaži	109,2	104,2	84,8	50,7	64,4	52,7	-13,6
Prerada u rafinerijama	4695,0	4162,9	3273,2	3057,6	2968,4	2388,7	-12,6
Ukupna prerada rafinerija	4854,1	4266,6	3615,2	3732,0	3391,1	2981,6	-9,3
Gubici u rafinerijama	22,8	35,0	24,1	26,8	34,1	26,2	2,8
Ukupna proizvodnja rafinerija							
Rafinerijski proizvodi	4831,3	4231,6	3591,1	3705,2	3357,0	2955,4	-9,4
-ukapljeni naftni plin	295,4	245,7	214,4	238,7	209,1	189,0	-8,5
-motorni benzin	1206,7	1093,8	871,1	990,4	928,3	805,0	-7,8
-petrolej i MG	93,7	94,6	117,2	97,1	108,6	105,8	2,5
-dizelsko gorivo	1220,2	1079,0	933,8	1132,8	1072,4	951,1	-4,9
-ekstra lako loživo ulje	268,4	227,7	196,9	153,5	169,4	112,5	-16,0
-loživo ulje	1065,9	868,2	731,4	562,5	514,3	423,6	-16,9
-primarni benzin	138,3	66,2	90,1	59,0	30,4	33,1	-24,9
-bitumen	107,1	66,5	49,5	25,6	36,0	2,6	-52,5
-rafinerijski plin	200,2	161,5	267,1	293,8	175,4	276,2	6,6
-ostali derivati	235,4	328,4	119,6	151,8	113,1	56,5	-24,8

Izvor podataka: EIHP [6]

Tablica 3.2. Energetske bilance tekućih goriva u RH, derivati nafte (tisuće tona)

	2009.	2010.	2011.	2012.	2013.	2014.	2009-14.
UKUPNA PROIZVODNJA	4971,0	4355,7	3695,0	3770,5	3417,8	3009,5	-9,5
-Rafinerije	4831,3	4231,6	3591,1	3705,2	3357,0	2955,4	-9,4
-Degazolinaža	139,7	124,1	103,9	65,3	60,8	54,1	-17,3
Uvoz	1250,8	1393,2	1708,9	1702,3	1584,2	2078,5	10,7
Izvoz	1866,5	1924,7	1573,3	1558,3	1539,8	1547,7	-3,7
Saldo skladišta	164,8	-57,1	134,3	-2,2	87,4	153,9	
Bunker brodova	7,0	6,3	24,4				
Brutto raspoloživo	4513,1	3760,8	3940,5	3912,3	3549,6	3694,2	-3,9
Potrošnja za pogon	311,3	262,1	354,4	360,3	256,5	342,4	1,9
-proizvodnja nafte i plina							
-elektroprivreda							
-rafinerije	311,3	262,1	354,4	360,3	256,5	342,4	1,9
Energetske transformacije	932,7	475,5	654,7	811,7	499,3	636,0	-7,4
-termoelektrane	306,4	16,0	59,4	61,3	19,8	2,6	-61,5
-javne toplane	173,6	108,4	90,9	50,2	27,4	26,8	-31,2
-javne kotlovnice	25,9	28,1	28,8	16,8	8,2	6,0	-25,4
-industrijske toplane	231,3	205,2	166,0	147,4	73,7	62,9	-22,9
-industrijske kotlovnice	30,1	21,7	22,3	11,0	7,3	7,2	-24,9
-rafinerije	163,8	96,1	287,3	525,0	362,9	530,5	26,5
-gradske plinare	1,6						
Neenergetska potrošnja	305,3	215,5	214,5	168,9	177,2	157,1	-12,4
Neposredna potrošnja	2963,8	2807,7	2716,9	2571,4	2616,6	2558,7	-2,9
Industrija	241,9	194,2	166,8	158,0	204,7	210,3	-2,8
-željeza i čelika	3,6	3,3	3,6	4,4	5,0	3,7	0,5
-obojenih metala	5,2	4,4	5,4	5,9	6,1	5,5	1,1
-stakla i minerala	2,6	2,4	2,1	1,9	0,3	0,2	-40,1
-kemijska	7,6	1,1	1,4	0,8	0,8	2,1	-22,7
-građevnog materijala	182,2	144,4	118,7	117,4	168,4	176,1	-0,7
-papira	2,0	0,3	0,4	0,2	0,2	0,1	-45,1
-prehrambena	24,4	24,8	24,9	17,7	15,9	15,0	-9,3
-ostala	14,3	13,5	10,3	9,7	8,0	7,6	-11,9
Promet	2029,8	1964,5	1933,8	1872,6	1909,5	1891,0	-1,4
-željeznički	28,5	28,5	26,4	24,8	23,4	21,2	-5,7
-cestovni	1830,2	1768,8	1733,5	1673,2	1698,2	1678,8	-1,7
-zračni	97,9	103,9	110,0	113,8	124,3	124,6	4,9
-pomorski i riječni	46,4	36,8	37,2	35,4	38,5	43,5	-1,3
-javni gradski	26,8	26,5	26,7	25,4	25,1	22,9	-3,1
Opća potrošnja	692,1	649,0	616,3	540,8	502,4	457,4	-7,9
-kućanstva	236,8	222,3	197,7	164,6	145,6	121,0	-12,6
-usluge	98,6	94,7	85,8	71,6	60,9	51,4	-12,2
-poljoprivreda	223,2	215,4	220,5	200,6	195,6	194,7	-2,7
-graditeljstvo	133,5	116,6	112,3	104,0	100,3	90,3	-7,5

Izvor podatak: EIHP [6]

3.2. Tehnologija prerade nafte i povijesni pregled razvoja postrojenja za njenu preradu

Osnovna sirovina u rafinerijama nafte, sirova nafta (kasnolatinski naphtha; grčki $\nu\alpha\phi\theta\alpha$; perzijski naft; engl. *petroleum, crude oil*) [61] je tamno-zelena ili crno-smeđa fluorescentna supstanca tekuće do polukrute konzistencije [62], koja zavisno o sastavu ima manju ili veću viskoznost. Sirova nafta u direktnoj primjeni nema neku osobitu vrijednost, ali nakon prerade se dobivaju visokovrijedna tekuća goriva, maziva, kruta goriva i proizvodi koji se mogu koristiti i kao sirovina za petrokemijsku industriju [63].

Po kemijskom sastavu, nafta je smjesa ugljikovodika različitih spojeva, uz varijabilan udio organskih spojeva s kisikom (naftenske kiseline, alifatične kiseline, fenoli i *dr.*), dušikom (supstituirani piridini, karbozoli, indoli, pirol i amidi), sumporom (alkil-sulfidi, merkaptani, ciklički sulfidi) [64], [65]. Pored emulgirane vode, nafta sadrži i manje količine otopljenih suspendiranih anorganskih tvari (*tzv.* nečistoće u nafti), od kojih osobito metali (V, Ni, Fe, Mo, Cu, Na, Si, Al, Zn, itd.) mogu imati značajan utjecaj na proces prerade [66]. Iako ugljikovodici čine veći dio nafte, proces prerade je prvenstveno u funkciji neugljikovodičnog sastava (organski spojevi sa sumporom, kisikom i dušikom). Ovi spojevi imaju tendenciju koncentriranja u naftnim frakcijama s višim temperaturama vrelišta i na taj način bez obzira na njihov početni sadržaj u sirovoj nafti, znatno otežavaju obradu tih naftnih frakcija [67], [68]. Ovo pitanje je u posljednje vrijeme aktualizirano uzimajući u obzir rastući trend prerade nafte s visokim sadržajem neugljikovodičnih spojeva [57], [69]. Točan udio komponenti u smjesi nafte varira zavisno o lokaciji i starosti izvora nafte, kao i o dubini na kojoj se nafta nalazi. Iako se nafte iz različitih izvora (geografskih lokacija) odlikuju vrlo različitim sastavom i svojstvima [70], udio komponenti u njihovom elementarnom sastavu ne pokazuje veće varijacije: udio ugljika se uglavnom nalazi u području 83% ÷ 87%, vodika 10% ÷ 14%, dušika 0,1% ÷ 2%, kisika 0,05% ÷ 1,5% i sumpora 0,05% ÷ 6%.

Najzastupljeniji ugljikovodici u nafti su:

- ugljikovodici parafinskog karaktera, zasićeni, s ravnim ili razgranatim lancima, čiji je sadržaj u području 15% ÷ 60%;
- ugljikovodici naftenskog karaktera, zasićeni, s jednim ili više prstena, čiji je sadržaj u području 30% ÷ 60%;
- ugljikovodici aromatskog karaktera, s jednim ili više aromatskih prstena, čiji je sadržaj u području 3% ÷ 30%;

- asfaltne komponente, čiji je sadržaj oko 6%.

U proizvodima prerade nafte javljaju se i ugljikovodici olefinskog karaktera.

Vrijednost sirove nafte u prvom redu određuje njena pogodnost za preradu u funkciji frakcijskog sastava i fizikalnih karakteristika svake od frakcija. Frakcijski sastav nafte se određuje eksperimentalno u aparaturi za destilaciju, gdje se postupcima zagrijavanja, isparavanja i kondenzacije vrši fizikalno odvajanje pojedinih frakcija i generiraju podaci za konstruiranje monotono rastuće destilacijske krivulje. Korištenjem destilacijske krivulje dobivaju se podaci o vrsti i prinosu svake frakcije u ispitivanoj nafti. Upotrebom podataka o frakcijskom sastavu nafte i fizikalnim karakteristikama svake frakcije, naftu je moguće klasificirati prema [71]:

- kemijskom sastavu frakcija koje isparavaju u području $250\text{ °C} \div 300\text{ °C}$ na parafinske, naftenske, parafinsko-naftenske, naftensko-aromatske i parafinsko-naftensko-aromatske nafte;
- načinu prerade, u funkciji gustoće ključnih frakcija nafte na parafinske, naftenske i miješane;
- kvaliteti proizvoda koja je temeljena na karakteristikama dobivenih proizvoda iz nafte parafinske i nafte asfaltne baze;
- tehnološkim pokazateljima: sadržaju sumpora, sadržaju frakcije koja na atmosferskom tlaku isparava do temperature 350 °C , sadržaju osnovnih ulja i sadržaju parafina.

U svijetu se često koristi i podjela koja se temelji na tradicionalnom označavanju gustoće u stupnjevima API (American Petroleum Institute), prema kojima je lagana nafta (gustoća manja od $854,1\text{ kg/m}^3$) imala gustoću $>34\text{ °API}$, srednje teška ($854,1\text{ kg/m}^3$ do $933,1\text{ kg/m}^3$) od 34 °API do 20 °API i teška nafta (gustoća veća od $933,1\text{ kg/m}^3$) $<20\text{ °API}$. Pošto je gustoća nafte funkcija njezina sastava, ta klasifikacija razlikuje tri osnovne skupine: nafta parafinske baze (30 °API do $>40\text{ °API}$), nafta miješane baze (20 °API do 40 °API) i nafta naftenske baze (33 do $<20\text{ °API}$).

Rafinerijska postrojenja za preradu sirove nafte (rafinerije nafte) se u generičkom smislu mogu opisati kao grupa funkcionalno integriranih aparata i uređaja za realizaciju niza fizikalno-kemijskih procesa u postupku dobivanja poluproizvoda i krajnjih proizvoda nafte. Rafinerije nafte predstavljaju kompleksne proizvodne sustave čiji je stupanj održivosti u funkciji fizikalno-kemijskih zakona, inženjerskih specifikacija, ekonomskih indikatora, ekoloških ograničenja i tržišno orijentiranih zahtjeva za kvalitetom gotovih proizvoda. S povijesnog gledišta većina autora [57], [72], [73], [74] početak komercijalne proizvodnje naftnih proizvoda i izgradnju prvih rafinerijskih postrojenja smješta u razdoblje 60-tih godina 19. stoljeća.

Tablica 3.3. Povijesni razvoj proizvodnih procesa u preradi nafte

Godina	Naziv procesa	Svrha	Ostali proizvodi
1862.	Atmosferska destilacija	Proizvodnja petroleja	Benzin, katran, itd.
1870.	Vakuum destilacija	Maziva, sirovina za procese krekiranja (1930)	Asfalt, sirovina za proces kokinga
1913.	Termičko krekiranje	Povećanje proizvodnje benzina	Ostatak, teško loživo ulje
1916.	Slaćenje	Smanjivanje sumpora i mirisa	Sumpor
1930.	Termički reforming	Poboljšanje oktanskog broja	Ostatak
1932.	Hidrogenacija	Uklanjanje sumpora	Sumpor
1932.	Koking	Proizvodnja benzina	Koks
1935.	Katalitička polimerizacija	Povećanje proizvodnje benzina i oktanskog broja	Sirovina za petrokemijsku industriju
1937.	Katalitički krekning	Benzin s visokim oktanskim brojem	Sirovina za petrokemijsku industriju
1939.	Visbrejking	Smanjenje viskoznosti	Povećan prinos srednjih destilata nafte, katran
1940.	Alkilacija	Povećanje prinosa benzina i oktanskog broja	Visokooktansko avionsko gorivo
1940.	Izomerizacija	Proizvodnja sirovine za alkilaciju	Benzin
1942.	Fluid katalitičko krekiranje	Povećanje proizvodnje benzina i oktanskog broja	Sirovina za petrokemijsku industriju
1950.	Deasfaltizacija	Povećanje proizvodnje sirovine za procese krekiranja	Asfalt
1952.	Katalitički reforming	Konverzija benzina niske kvalitete	Aromatski ugljikovodici
1954.	Hidrodesulfurizacija	Uklanjanje sumpora	Sumpor
1957.	Katalitička izomerizacija	Konverzija u molekule s visokim oktanskim brojem	Sirovina za alkilaciju
1960.	Hidrokreking	Poboljšanje kvalitete proizvoda i smanjenje sadržaja sumpora	Sirovina za alkilaciju
1975.	Hidrokreking ostataka	Povećanje prinosa benzina iz teških frakcija (ostataka)	Teški ostaci

Izvor podataka: [57]

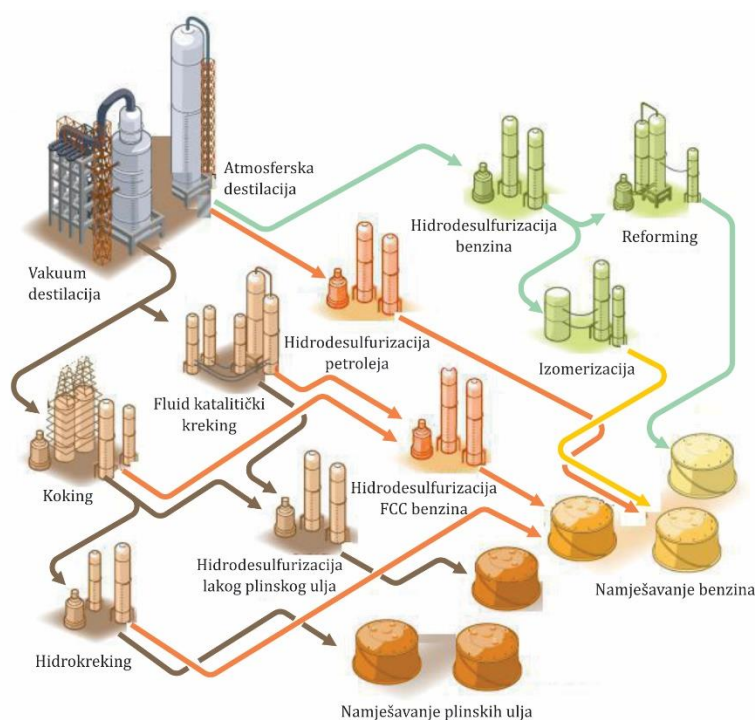
Prvotna postrojenja su se temeljila na cikličkom procesu atmosferske destilacije, pri čemu su se procesi ponavljali na različitim temperaturama u cilju dobivanja različitih frakcija (glavni je proizvod bio petrolej). Kao izuzetno važna karika u konsolidaciji i snažnom napretku naftne industrije tog razdoblja smatra se prijelaz na kontinuirani tip proizvodnog procesa [75], kao i osnivanje tvrtke Standard Oil Co. od strane John D. Rockefellera koja i danas kontrolira 90% rafinerijskih kapaciteta u SAD [76]. Nakon postepenog razvoja u sljedećih 100 godina [77], kako je prikazano u tablici 3.3. [57], proizvodni proces u rafinerijama nafte u zadnjih 20 godina postaje sve složeniji, pošto rastu potrebe za preradom nafte sve lošije kvalitete, dolazi do naglih promjena cijene, uvodi se regulativa zaštite okoliša kao i sve veći zahtjevi kako na proces prerade tako i na kvalitetu proizvoda.

U daljnjem tekstu ovog poglavlja, definirani su osnovni procesi prerade nafte, a napravljen je i kratak pregled najznačajnijih proizvoda naftne industrije (od kojih se većina i proizvodi u

objektu istraživanja, u RNS). U nastavku su opisani najznačajniji tipovi rafinerija, a kao uvod u analizu objekta istraživanja, definirani su i najznačajniji energetske resursi suvremenih rafinerijskih postrojenja. U zadnjem dijelu poglavlja opisan je proizvodni ciklus u RNS i provedena analiza potrošnje energije s ciljem identificiranja dijela postrojenja u kojem se kroz rekonstrukciju može doprinijeti značajnom poboljšanju ukupnih performansi postrojenja.

3.3. Procesi i postrojenja za preradu nafte

Ranije je već naglašeno da se rafinerija nafte može promatrati kao mreža visoko integriranih proizvodnih procesa s kompleksnim i raznolikim proizvodnim rutama u cilju učinkovite proizvodnje široke palete poluproizvoda i gotovih proizvoda. U praksi se rafinerija konfigurira zavisno o karakteristikama dostupnih sirovina kao i planovima proizvodnje odnosno ciljanim proizvodima⁵. Osnovni procesi suvremenog rafinerijskog postrojenja mogu se podijeliti u pet osnovnih cjelina [62], [63], od kojih su najznačajnije prikazane na slici 3.1.⁶



Slika 3.1. Osnovni procesi u rafineriji nafte

⁵U zadnjih nekoliko desetljeća, europske rafinerije su bile usmjerene na maksimiziranje proizvodnje dizelskog goriva, dok su američke bile usmjerene prema maksimalnoj proizvodnji motornih benzina.

⁶Suvremena rafinerijska postrojenja, pored proizvodnih pogona obavezno imaju i cjelinu za prihvata i primarnu pripremu nafte, (riječnu ili pomorsku luku za istovar nafte, terminal za autocisterne i željeznički terminal), te naftovode i spremnike za sirovine, poluproizvode i gotove proizvode.

1. Separacijski procesi, pomoću kojih se vrši odvajanje frakcija nafte prema molekularnoj masi i području temperature isparavanja. Separacijski procesi spadaju u grupu primarnih procesa prerade nafte u kojima se ne mijenjaju ni veličina ni struktura ugljikovodika u nafti. Primarni procesi se sastoje od pojedinačnih operacija: atmosferske, vakuum, ekstrakcijske i azeotropne destilacije te destilacije vodenom parom, apsorpcije, adsorpcije, desorpcije, ekstrakcije, kristalizacije, itd.

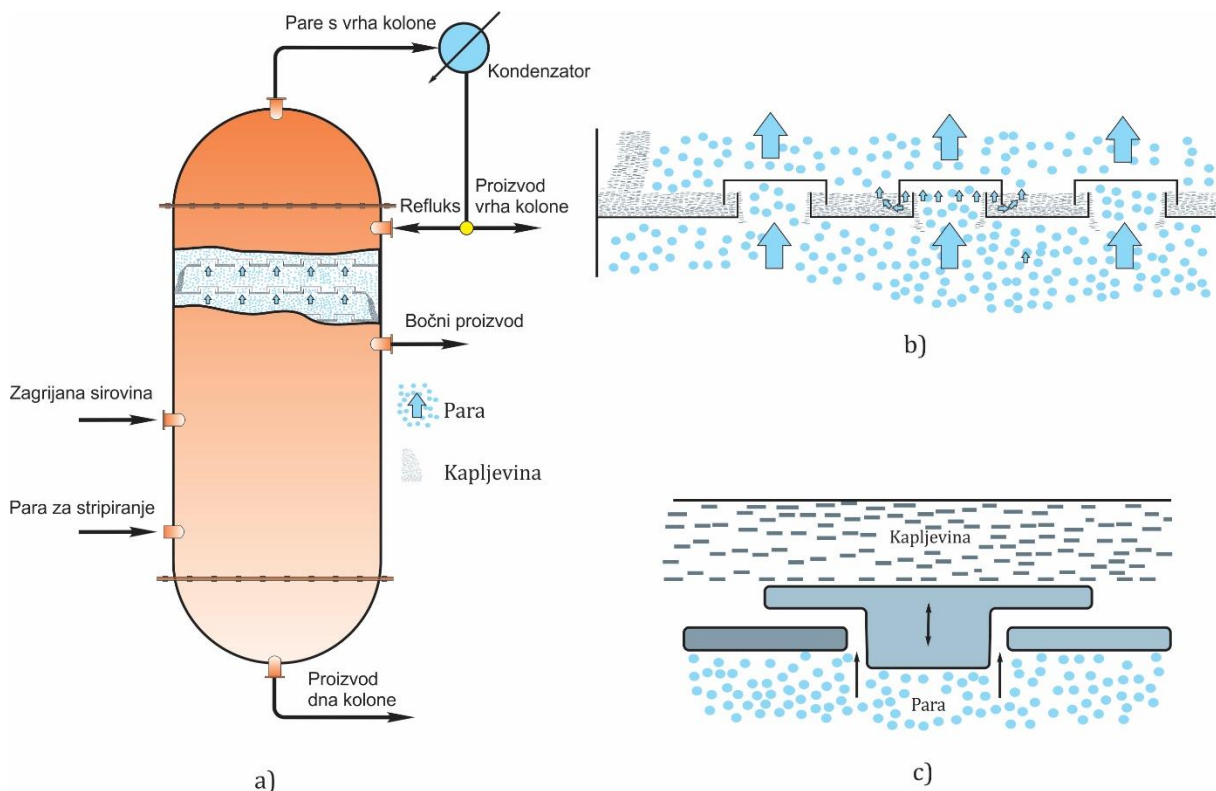
Odvajanje frakcija nafte se vrši u postrojenju za destilaciju, i to u koloni za atmosfersku destilaciju⁷ (atmosferska kolona - skraćeno AK), a ostatak iz procesa atmosferske destilacije (najteže frakcije nafte) se uvodi u kolonu sa sniženim tlakom (vakuum kolona - skraćeno VK), u kojoj se snižavaju vrelišta preostalih težih sastavnica ostatka atmosferske destilacije. Sirova nafta se prije ulasku u postrojenje za destilaciju prvo predgrijava u izmjenjivačima topline, preuzimajući energiju od toplih frakcija nafte koje dolaze iz AK preko pomoćnih tzv. kolona za stripiranje. Predgrijana nafta se zatim uvodi u uređaj za odvodnjavanje i odsoljavanje u kojem se odstranjuju nečistoće (soli otopljene ili suspendirane u emulziji nafte i vode, krute čestice, metali u anorganskim spojevima) i višak vode iz struje tvari⁸. Nafta pripremljena za preradu, cjevovodom se transportira do izmjenjivača topline u kojima se dalje predgrijava i zatim uvodi u procesnu peć u kojoj se zagrijava na temperaturu destilacije 340 °C do 360 °C.

Zagrijava nafta, pretežno u parovitom stanju, izlazi iz peći i ulazi u AK. Zbog razlike u tlaku nafte na izlazu iz peći i u koloni, nafta naglo isparava. Temperatura je najviša na dnu kolone i opada prema vrhu gdje je najniža. Pare ugljikovodika koje struje prema gore u koloni prolaze kroz kapljevitu fazu ugljikovodika na podovima (tavanima ili pliticama), a kapljevita faza s jednog poda na drugi pod struji prema dolje kroz kolonu, dakle suprotno strujanju para ugljikovodika (slika 3.2.a). Osnovni proces frakcionacije se odvija na podovima. Na slici 3.2.b je prikazan pod s ventilima i raspored faza ugljikovodika. Ventili se otvaraju kad tlak parne

⁷Iako se u praksi uobičajeno koristi naziv atmosferska destilacija u koloni se odvija proces rektifikacije, tj. višestruko ponavljanje destilacije na atmosferskom tlaku. Rektifikaciju omogućava konstrukcija kolone, najčešće uspravna cilindrična posuda (visine do 40 m i promjera 2-6 m) u koju su ugrađene horizontalne pregrade, podovi s otvorima kroz koje protustrujno prolaze tekući i plinoviti ugljikovodici izmjenjujući toplinsku energiju pri čemu ugljikovodici isparavaju i kondenziraju.

⁸Ovaj korak je izuzetno bitan jer nečistoće i višak vode iz sirove nafte uzrokuju pojavu korozije i erozije u procesnim aparatima, cjevovodima i armaturi, te niz pogonskih problema (npr. otežan proces separacije ugljikovodika u atmosferskoj koloni), koji u konačnici umanjuju kvalitetu gotovih proizvoda i ukupnu energetska učinkovitost postrojenja.

faze koja se nalazi ispod poda naraste povrhn tlaka koji djeluje na ventil s gornje strane (slika 3.2.c). Nakon otvaranja ventila para prolazi kroz kapljevitu fazu koja se nalazi na podu, pri čemu se odvija frakcionacija. U procesu raste količina kapljevite faze na podu kao rezultat procesa frakcionacije, ali i zbog dolaska nove količine s poda koji se nalazi iznad. Višak kapljevite faze preko preljeva odlazi na donji tavan. Kapljevita faza koja struji s bilo kojeg poda na niži pod, dolazi na višu temperaturu na kojoj isparavaju lakši ugljikovodici, čime se njihova koncentracija u kapljevitoj fazi (koja struji na niži pod) smanjuje. S druge strane, pare ugljikovodika koje s bilo kojeg poda struje prema višem dolaze na pod s nižom temperaturom, uslijed čega se dio komponenata s višom temperaturom vrenja na tom podu kondenzira i prelazi u kapljevitu fazu, te se koncentracija teže isparljive komponente u parnoj fazi smanjuje a lakše isparljive raste. Temperatura u koloni opada od dna prema vrhu i sastav frakcija na pojedinim podovima je različit. U cilju učinkovitijeg uklanjanja lakše isparljivih ugljikovodika na dnu kolone se uvodi pregrijana vodena para. Da bi se održala temperatura na vrhu kolone i poboljšao proces frakcionacije, dio kondenzirane vršne frakcije se vraća u kolonu kao povratna struja tvari (refluks).



Slika 3.2. Pojednostavljeni prikaz procesa destilacije u AK:

a) presjek kolone, b) podovi (tavan ili plitica) s ventilima, c) ventil na tavanu i raspored faza

S određenih podova kolone odvođe se bočne frakcije, a s dna kolone se odvođi ostatak atmosferske destilacije (teške frakcije nafte). Bočne frakcije iz kolone se odvođe u kolone za stripiranje, u kojima se pomoću pregrijane vodene pare povećava temperatura medija i smanjuje parcijalni tlak ugljikovodika. Rezultat ovog procesa je isparavanje lakših komponenti i povećavanje temperature početka destilacije proizvoda. Dio smjese vodene pare i isparenih ugljikovodika se kao refluks vraća u kolonu za destilaciju [62]. Bočne frakcije se potom odvođe preko izmjenjivača topline gdje se hlade u skladišta, otkud se transportiraju u postrojenja za sekundarnu preradu.

S vrha AK izdvaja se vršna (benzinska) frakcija koja pored para ugljikovodika sadrži vodenu paru s dna kolone i iz kolona za stripiranje. Poslije hlađenja i kondenzacije iz ove frakcije se izdvaja loživi plin, koji se dalje obrađuje u apsorberu i kasnije koristi kao gorivo u samoj rafineriji. Kondenzat vršne frakcije se nakon izdvajanja vode odvođi u apsorber. U apsorberu struje kiseli loživi plin i kapljevita faza vršne frakcije AK protustrujno, pri čemu plin apsorbira zaostale lakše ugljikovodike iz kapljevite faze dok kapljevina apsorbira zaostale teže ugljikovodike iz plina.

Kapljevita faza iz apsorbera (destabilizirani benzin) nakon izlaska iz apsorbera se zagrijava preuzimajući toplinsku energiju od produkata AK, nakon čega se odvođi u kolonu za odvajanje propana i butana (stabilizator benzina) čija se smjesa naziva ukapljeni naftni plin (UNP).

Stabilizirani benzin se zatim odvođi na daljnju preradu u splitter benzina, gdje se u destilacijskom procesu uz dovođenje toplinske energije razdvaja na benzin vrha splittera i benzin dna splittera.

Ostatak atmosferske destilacije se transportira na dalju preradu. Sastoji se od viših ugljikovodika s temperaturom vrenja iznad 350 °C. Frakcionacija ovog ostatka pod atmosferskim tlakom nije moguća zbog termičkog razlaganja ovih ugljikovodika na temperaturi višoj od 380 °C. Zato se frakcionacija ostatka atmosferske destilacije vrši pod tlakom nižim od atmosferskog u vakuumu (vakuum destilacija). Razdvajanje vakuum destilacijom na frakcije je u principu isto kao i postupkom atmosferske destilacije.

2. Procesi pretvorbe (konverzije) pripadaju grupi sekundarnih procesa prerade nafte⁹ u kojima dolazi do mijenjanja veličine i/ili strukture molekula ugljikovodika kemijskim putem. Pretvorba se vrši pomoću:

⁹Sekundarnim procesima se povećava iscrpak na kvalitetnijim proizvodima, poboljšava se kvaliteta primarnih destilata (povećanje oktanskoga broja benzina, cetanskoga broja dizelskoga goriva i toplinske postojanosti,

- dekompozicije, razbijanjem većih molekula u manje s nižim temperaturama isparavanja (parno i katalitičko krekiranje, hidrokrekiranje te koking i lom viskoznosti kao posljedica termičkog krekiranja);
- unifikacije, izgradnjom većih molekula iz manjih u procesima alkilacije, polimerizacije i drugim procesima (alkilacija, oligomerizacija, polimerizacija);
- reformiranjem, promjenom geometrijske strukture molekula ugljikovodika u procesima izomerizacije, katalitičkog reforminga i drugim procesima.

Termičko krekiranje se temelji na termičkoj nestabilnosti ugljikovodika pri zagrijavanju na temperature više od 400 °C, pri čemu se vrši cijepanje ugljikovodika višeg vrelišta u ugljikovodike nižeg vrelišta pri povišenim temperaturama, bez prisutnosti katalizatora. Pored temperature na tijek reakcije toplinskog krekiranja utječu tlak i vrijeme. Kao sirovina za termički krekiranje koriste se laki ostaci parafinskih nafti koji sadrže najmanje smole od koje nastaje koks dok su proizvodi plin, benzin, plinsko ulje i koks. Najznačajniji procesi termičkog krekiranja su lom viskoznosti (visbrejking) pomoću kojeg se smanjuju viskoznost i točka tečenja destilacijskih ostataka u cilju poboljšanja kvalitete loživih ulja i koking, proces za dobivanje vrednijih proizvoda iz destilacijskih ostataka uz proizvodnju koksa.

Katalitičko krekiranje spada u suvremenije postupke krekiranja i zastupljenije je od termičkog krekiranja. U ovoj vrsti procesa, reakciju inicira, proširuje i ubrzava prisutnost katalizatora. Kao katalizatori su se ranije koristili prirodni alumosilikati a danas se koriste sintetički tzv. zeoliti. Na kvalitetu dobivenog proizvoda utječu sastav katalizatora, veličina i poroznost njegovog zrna (aktivna površina). Aktivna površina zrna katalizatora se s vremenom smanjuje uslijed taloženja koksa, čime se aktivnost katalizatora s vremenom smanjuje. Spaljivanjem nataloženog koksa (nastaje CO₂) se nataloženi ugljik uklanja i na taj se način katalizator regenerira. Sirovine za procese katalitičkog krekiranja mogu biti vakuum plinska ulja, teško plinsko ulje iz atmosfere destilacije, plinska ulja dobivena procesima termičkog krekiranja, a dodaju se i manji udjeli ostataka destilacije. Proizvodi procesa katalitičkog krekiranja su frakcije benzina, UNP-a i cikličkog ulja, a uglavnom se koriste kao komponente za namješavanje gotovih proizvoda. Najzastupljeniji proces katalitičkog krekiranja je proces u fluidiziranom katalitičkom sloju (engl. *Fluidized Catalytic Cracking* - skraćeno FCC).

smanjenje udjela sumpornih i dušikovih spojeva, poboljšava se kvaliteta loživog ulja, koksa i bitumena, proizvode se maziva ulja i masti, dobivaju se sirovine za petrokemijsku industriju, osobito plinoviti alkani, olefini i aromatski ugljikovodici).

Specijalnu vrstu katalitičkog kreiranja čini proces u kojem se pored katalizatora koristi vodik pa se naziva hidrokreiranje. Hidrokreiranje je proces koji je u stvari kombinacija procesa katalitičkog krekinga, izomerizacije i hidrogenacije s ciljem pretvorbe teških frakcija nafte (vakuum plinsko ulje, teško plinsko ulje) u petrolej, dizel i benzin s niskim sadržajem sumpora. U prvom koraku se vrši proces hidrogenacije u prisutnosti vodika i katalizatora, a u drugom koraku se odvija proces kreiranja uz prisutnost katalizatora. U ovom procesu se koristi disfunkcionalni katalizator, najčešće zeoliti uz metalne okside i sulfide (Co-Mo, Ni-Mo), koji istodobno pospješuje reakcije kreiranja i hidrogenacije ugljikovodika kao i odstranjivanje spojeva sumpora, dušika i metala. Temperatura na kojoj se izvodi ovaj postupak je u području od 350 °C ÷ 450 °C, a prinos je oko 100% (računato na sirovu naftu).

Katalitički procesi, pored cijepanja molekula ugljikovodika, obuhvaćaju i reakcije reformiranja gdje se u prisutnosti katalizatora mijenja struktura ugljikovodika. Na taj se način dobivaju benzini visokog oktanskog broja (reformat), koji nastaju prije svega iz aromatskih i razgranatih ugljikovodika. Reformiranje podrazumijeva odvijanje niza simultanih reakcija:

- **ciklizacija ili aromatizacija**, u ovim se postupcima ugljikovodici normalnog niza (alkani i alkeni) pretvaraju u cikličke spojeve, cikloalkane ili cikloalkene (ciklizacija) ili u aromatične spojeve (aromatizacija);
- **izomerizacija**, u ovim se postupcima alkani normalnih nizova pretvaraju u alkane s razgranatim nizom;
- **polimerizacija**, postupak u kojem se dvije ili više manjih olefinskih molekula spajaju i hidrogeniziraju pri čemu nastaju ugljikovodici koji se nalaze u sastavu benzina. Pored zasićenih ugljikovodika, kao proizvodi kreiranja i reformiranja, nastaju i nezasićeni ugljikovodici etilen, propilen, butilen i izo-butilen. Oni se u ovom postupku polimeriziraju i hidrogeniziraju, te daju tzv. polimerizirani benzin visokog oktanskog broja;
- **hidrokreiranje**.

3. Procesi obrade se koriste za poboljšanje kvalitete naftnih poluproizvoda i gotovih proizvoda uklanjanjem spojeva sumpora, dušika i kisika. Svrha ovih postupaka je da se iz derivata nafte uklone spojevi sumpora, dušika i kisika u cilju poboljšanja oksidacijske stabilnosti produkata i sprječavanja procesa korozije u postrojenju. Najvažniji procesi obrade su obrada vodikom (hidrodesulfurizacija, hidrogenitifikacija, hidrodeo-ksigenacija, hidrogenacija), proces slađenja (u cilju odvajanja sumpornih spojeva iz lakših frakcija nafte), oksidacijski procesi (merox proces) i procesi pri dobivanju mazivih ulja, procesi deparafinacije

(uklanjanje visokomolekularnih parafinskih ugljikovodika, odnosno krutog parafina) i deasfaltacije (odstranjivanje neželjenih asfaltnih spojeva, uobičajeno sumpornom kiselinom).

4. Namješavanje je proces kombiniranja frakcija ugljikovodika, aditiva i drugih komponenti s ciljem proizvodnje gotovih proizvoda koji zadovoljavaju zadane specifikacije.

5. Drugi rafinerijski procesi koji uključuju izdvajanje lakih ugljikovodika, stripiranje kiselih voda, obradu krutog otpada i otpadnih voda, pripremu procesne i rashladne vode, skladištenje i manipulaciju, prijevoz proizvoda, proizvodnju vodika, obradu kiselih i otpadnih plinova te izdvajanje sumpora.

Glavni rafinerijski proizvodi su:

- **motorni benzin**, najvažniji rafinerijski proizvod koji predstavlja smjesu ugljikovodika koji isparavaju u području između temperature okoliša do 200 °C. Motorni benzin sadrži približno 200 različitih ugljikovodika čija koncentracija varira zavisno o izvoru, procesima prerade i specifikacijama. Uz proizvodnju benzina u procesima destilacije, termički i katalitički krekning su glavni procesi koji se koriste za dodatnu produkciju. Pored njih se dodatno koriste procesi kojima se poboljšava kvaliteta benzina, polimerizacija, alkilacija, izomerizacija i reforming. Najvažnija svojstva motornog benzina su oktanski broj, isparljivost i tlak para. Često se koriste aditivi s ciljem poboljšanja performansi i osiguravanja zaštite protiv oksidacije i nastajanja hrđe;
- **petrolej**, srednji destilat nafte koji se koristi kao avionsko gorivo te u kućanstvima za zagrijavanje prostora. Kad se koristi kao avionsko gorivo, kritična svojstva su temperatura smrzavanja, temperatura paljenja i točka dimljenja. Temperaturno područje isparavanja komercijalnog avionskog goriva je 190 °C – 275 °C, a za vojne svrhe 55 °C – 290 °C. Petrolej s manje kritičnim specifikacijama se koristi u svjetiljkama, za zagrijavanje prostora, kao otapalo ili se namješava u dizelsko gorivo;
- **ukapljeni naftni plin (UNP)**, sastoji se od propana i butana, a koristi se kao gorivo ili kao poluproizvod koji se dalje prerađuje u petrokemijskoj industriji. Važna svojstva za odgovarajuću primjenu su tlak para i sadržaj nečistoća;
- **dizelska goriva i ulja za loženje**, imaju temperaturno područje isparavanja 200 °C – 370 °C. Svojstva koja se kontroliraju su temperatura paljenja i temperatura tečenja. Poželjno je čisto gorenje bez nastajanja depozita u spremnicima i odgovarajući cetanski broj dizel goriva koji je bitan za dobar start motora i izgaranje;
- **teško loživo ulje**, koristi se u brodskim motorima, energanama, komercijalnim zgradama i u industrijskim pogonima kao jedino gorivo ili se kombinira s loživim uljem i dizelom.

Najvažnija svojstva teškog loživog ulja su viskoznost i nizak sadržaj sumpora zbog zaštite okoliša;

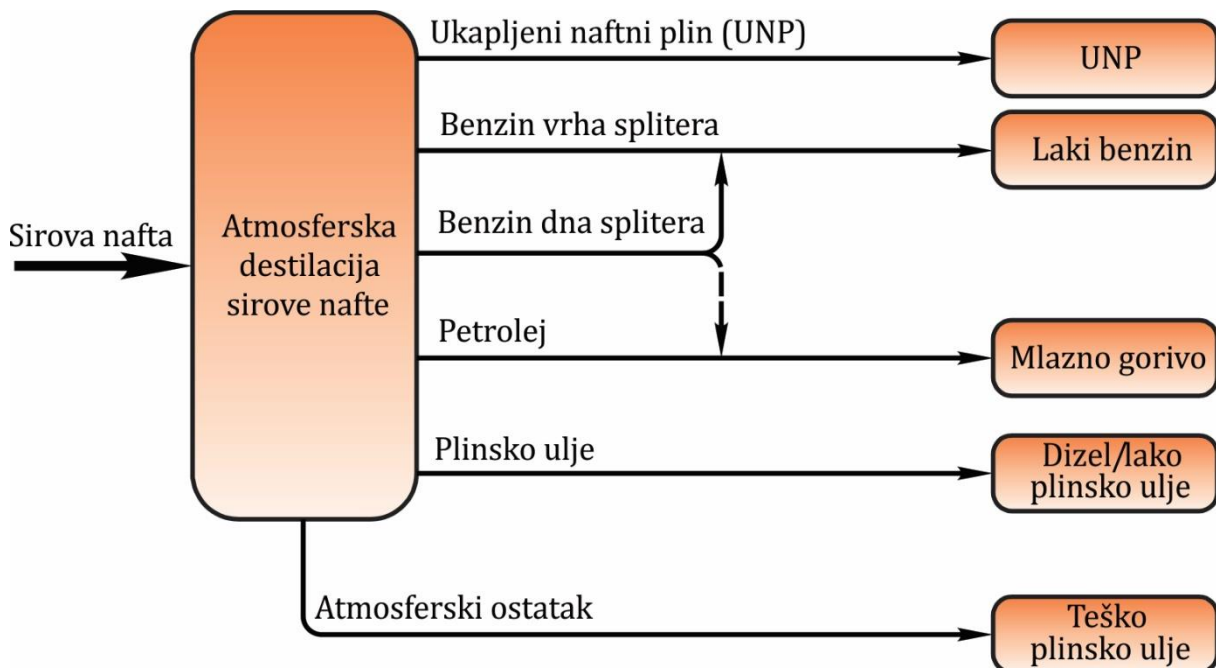
- **koks i asfalt**, koks je gotovo čisti ugljik koji se koristi u industriji za proizvodnju elektroda, briketa ugljena i slično. Asfalt se koristi za izgradnju cesta i materijala za pokrivanje krovova zgrada, te mora biti inertan na većinu kemikalija i vremenskih utjecaja;
- **otapala**, različiti proizvodi, čije se temperaturno područje isparavanja i sastav ugljikovodika strogo kontrolira, a koriste se kao otapala. U ovu grupu ubrajaju se benzen, toluen i ksilen;
- **petrokemijski proizvodi**, značajan broj proizvoda dobivenih iz nafte kao što su etilen, propilen, butilen i izobutilen se primarno koriste kao sirovina za petrokemijsku industriju, gdje se upotrebljavaju u proizvodnji plastike, sintetičkih vlakana i drugih proizvoda;
- **maziva**, specijalni rafinerijski procesi koriste se za proizvodnju baznih mazivih ulja. Aditivi, kao što su deemulgatori, antioksidansi i sredstva za poboljšanje viskoznosti namještavaju se u bazna ulja zbog postizanja svojstava koja su specificirana za motorna ulja, industrijske masti, maziva i ulja koja se koriste na strojevima za rezanje i obradu materijala. Najvažnije svojstvo baznog mazivog ulja je visok indeks viskoznosti koji osigurava dobru konzistenciju u uvjetima promjenjivih radnih temperatura.

3.3.1. Tipovi rafinerija nafte

U suvremenim postrojenjima za preradu nafte ne postoji jedinstvena shema proizvodnog procesa i kapaciteta procesnih jedinica, već se on uglavnom usklađuje shodno mnogobrojnim utjecajnim faktorima. Tako, u rafinerijama orijentiranim na maksimiziranu proizvodnju motornih benzina postoji potreba za velikim kapacitetom jedinica u kojima se odvijaju procesi reforminga i katalitičkog krekinga, dok se u rafinerijama orijentiranim na maksimalnu proizvodnju plinskih ulja (dizela) i produkata nastalih od srednjih frakcija nafte posebna pažnja posvećuje jedinicama za hidrokreking i/ili koking.

Ipak, u literaturi [57], [78] autori uočavaju nekoliko standardnih tipova rafinerija za koje su pojednostavljene tehnološke sheme prikazane na slikama 3.3. do 3.9. Najjednostavnija postrojenja za preradu nafte „topping“ (slika 3.3.) i „hydroskimming“ (slika 3.4.) rafinerije, bile su u praksi široko zastupljene sve do sredine 70-tih godina prošlog stoljeća, dok se danas koriste samo kao integralni dio petrokemijskih kompleksa (npr. u svrhu dobivanja primarnog benzina koji predstavlja osnovnu sirovinu za proizvodnju etilena na postrojenju pirolize). Ključni proizvodni proces najjednostavnijih rafinerija je destilacijski proces u AK, dok se ostali procesi koriste za završnu obradu produkata. Proizvodi najjednostavnijih rafinerija odlikuju se malom

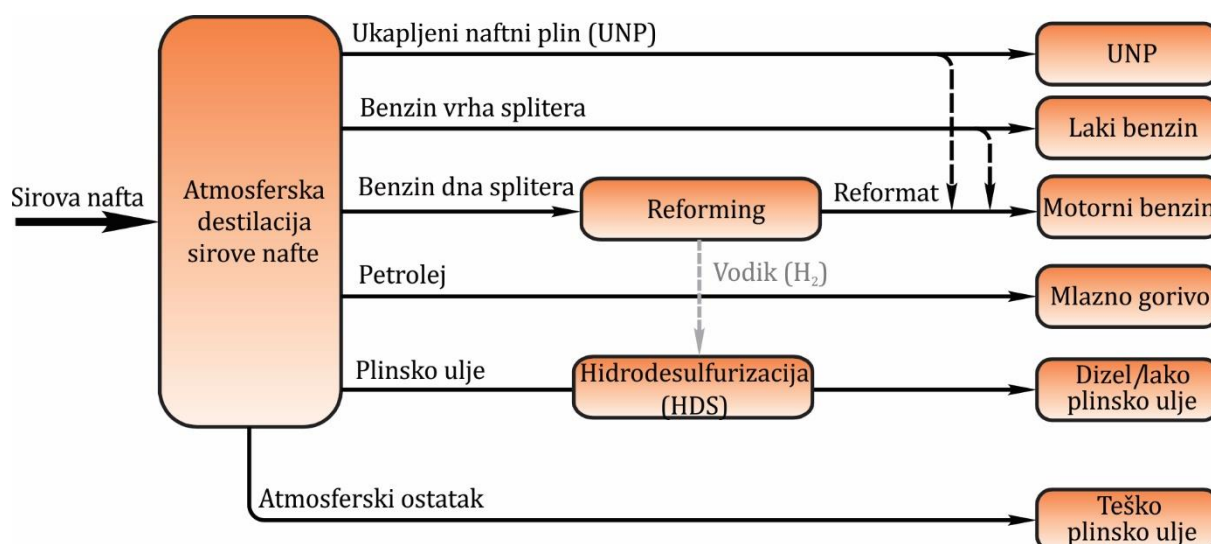
komercijalnom vrijednošću i visokim sadržajem sumpornih spojeva, prije svega zbog nedostatka konverzijskih procesa prerade destilata nafte.



Slika 3.3. „Topping“ rafinerija

Osnovni elementi „topping“ rafinerija su postrojenje za destilaciju sirove nafte (atmosferska kolona), procesne jedinice za izdvajanje plinova i lakih ugljikovodika, te sustav za proizvodnju i distribuciju energetskih medija. U nešto kompleksnijoj „hydroskimming“ rafineriji proizvodnom ciklusu se pridodaju jedinice za proces hidroobrade (u cilju uklanjanja sumpornih spojeva iz destiliranih goriva) i proces reforminga (u cilju proizvodnje produkata koji sadrže komponente s visokim oktanskim brojem).

Porast cijena nafte početkom 70-tih godina prošlog stoljeća uvjetovao je preraspodjelu cijena derivata i porast iscrpaka visokovrijednih tzv. „bijelih“ derivata (motorni benzini i dizelska goriva), koji su ujedno i poskupjeli, dok su tzv. „crni“ derivati, tj. ulja za loženje pojeftinili. Sve to je uvjetovalo razvoj kompleksnih rafinerija koje su u svom sastavu zadržale sve procese jednostavnih rafinerija, uz uključivanje procesa za pretvorbu atmosferskog ostatka: vakuum destilaciju (skraćeno VD), hidrodeshulfurizaciju vakuum plinskih ulja, katalitički kreking (FCC) s alkilacijom, visbrejking.

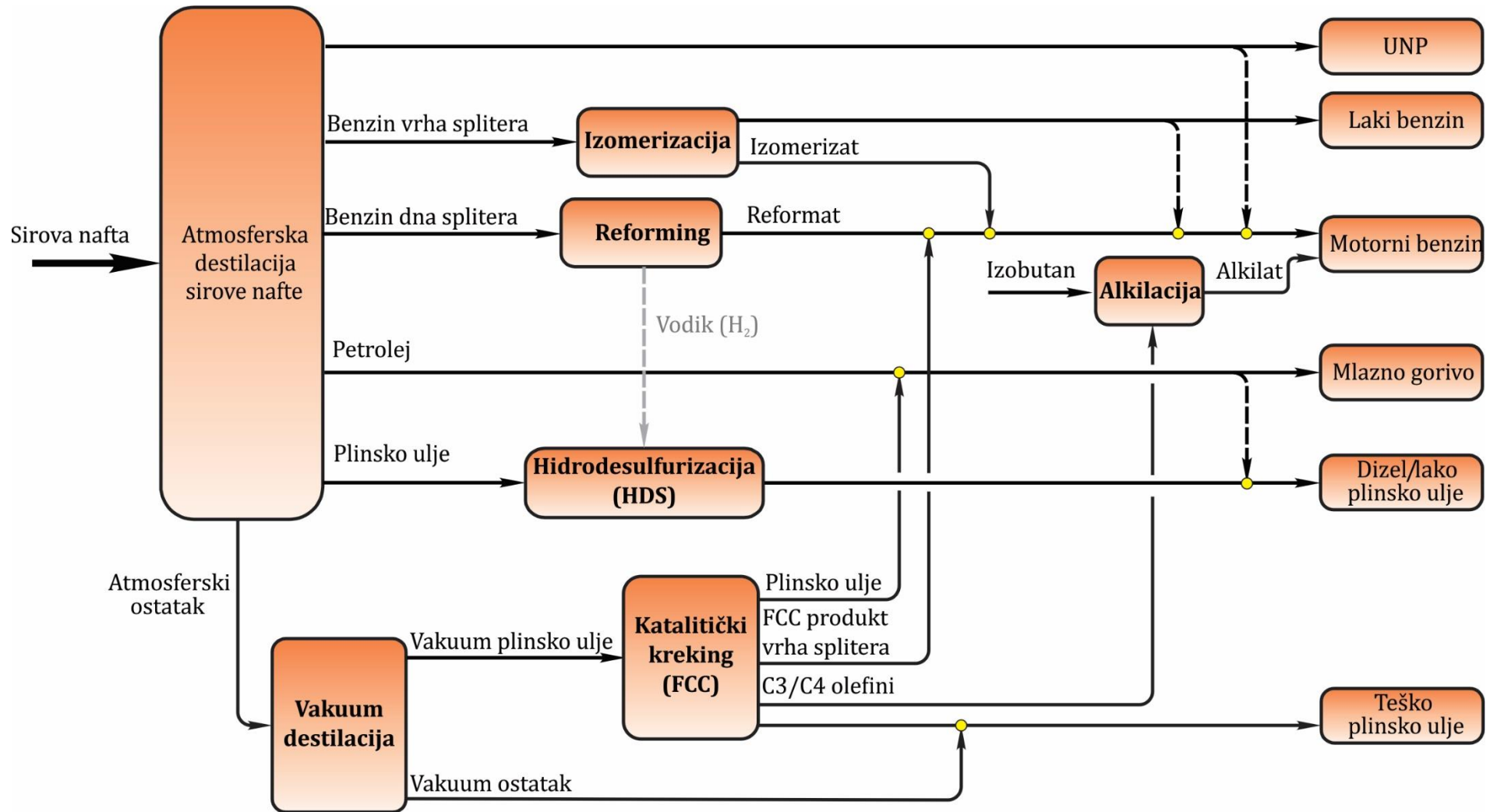


Slika 3.4. „Hydroskimming“ rafinerija

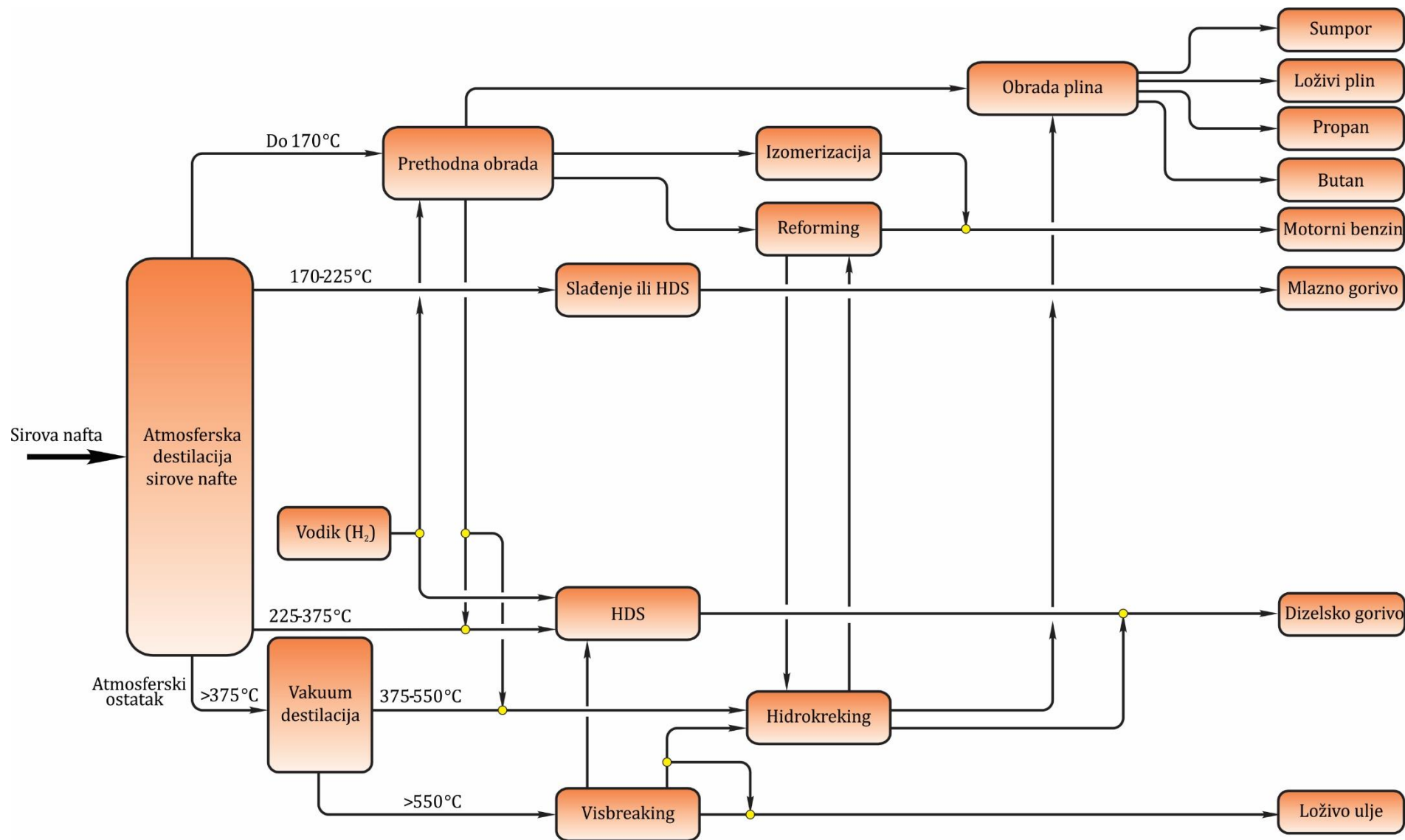
Shodno namjeni, kompleksne rafinerije je moguće podijeliti na dva podtipa. Kad je u njihovoj strukturi prisutan proces katalitičkog krekinga s alkilacijom (slika 3.5.), rafinerija je orijentirana na maksimalnu proizvodnju motornog benzina dok je proizvodnja plinskog ulja neznatno veća u odnosu na jednostavne rafinerije. Pri tom se u procesu hidrodosulfurizacije iz vakuum plinskih ulja dobiva sirovina za proces katalitičkog krekinga, što je preduvjet za proizvodnju motornih benzina bez sumpora.

Kompleksne rafinerije koje u svom sastavu umjesto procesa katalitičkog krekinga s alkilacijom imaju procese hidrokrekinga i izomerizacije, orijentirane su na proizvodnju većih količina plinskog ulja. Proces izomerizacije je nužan zbog povećanja oktanske vrijednosti lakog benzina koji bi inače završio u baznom benzinu, kao što je to slučaj kod jednostavne rafinerije. Tehnološka shema kompleksne rafinerije s hidrokrekingom i izomerizacijom prikazana je na slici 3.6. Ulje za loženje, dobiveno procesom visbrejkinga i djelomično iz teškog katalitičkog ulja (proizvod katalitičkog krekinga) ima vrlo visok sadržaj sumpora (oko 3%).

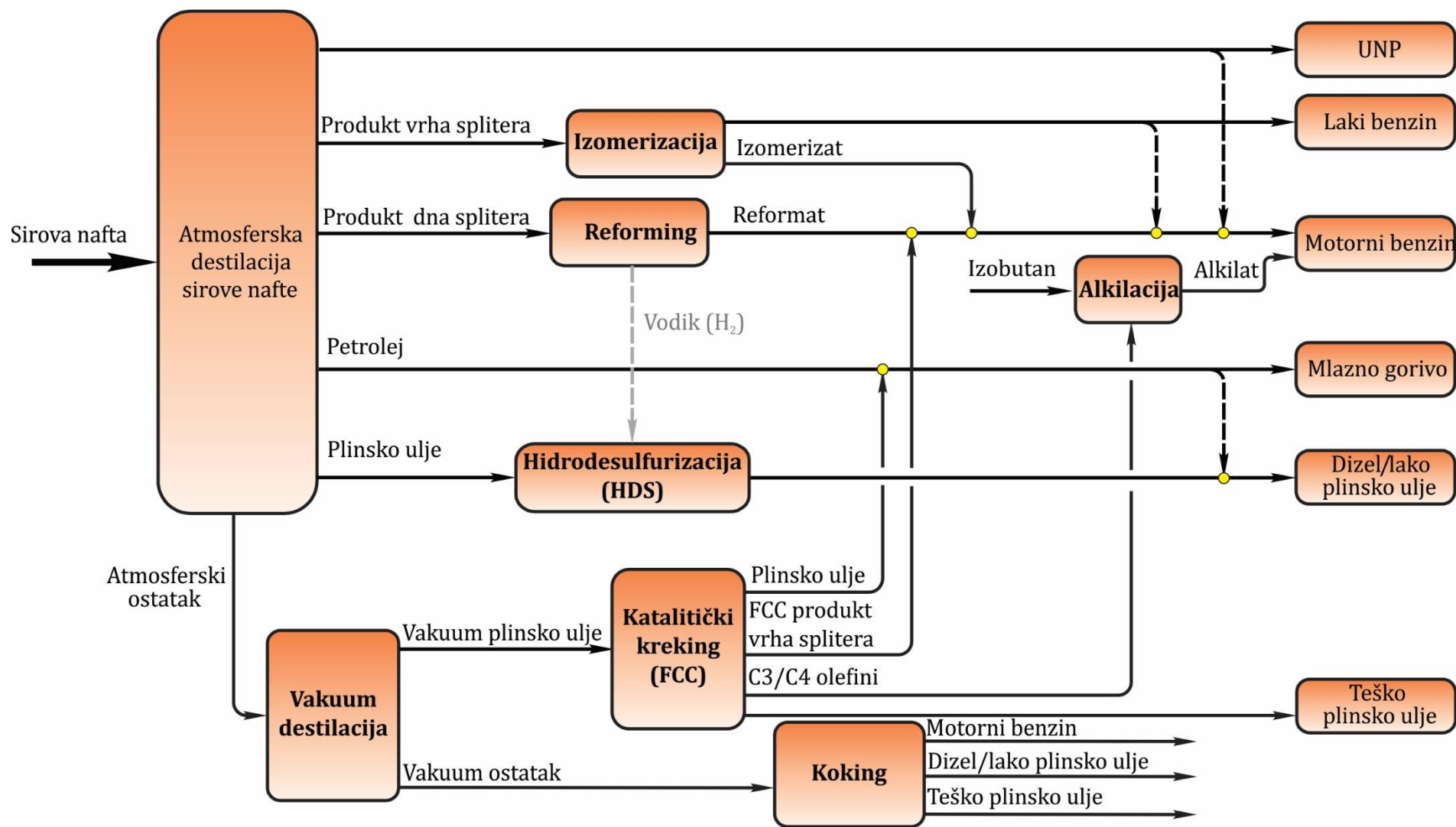
U kompleksnim rafinerijama se uz navedene jedinice može nalaziti i jedinica za pretvorbu teških ostataka u visokovrijedne proizvode – koking (slika 3.7.). Osim ovih tipova kompleksnih rafinerija postoji tip kompleksne rafinerije koji je kombinacija katalitički kreking-alkilacija s blagim hidrokrekingom i izomerizacijom. Ova kombinacija je vrlo fleksibilna u zadovoljavanju potreba tržišta za motornim benzinom i dizelskim gorivom, uz zadovoljenje najstrožih uvjeta kvalitete.



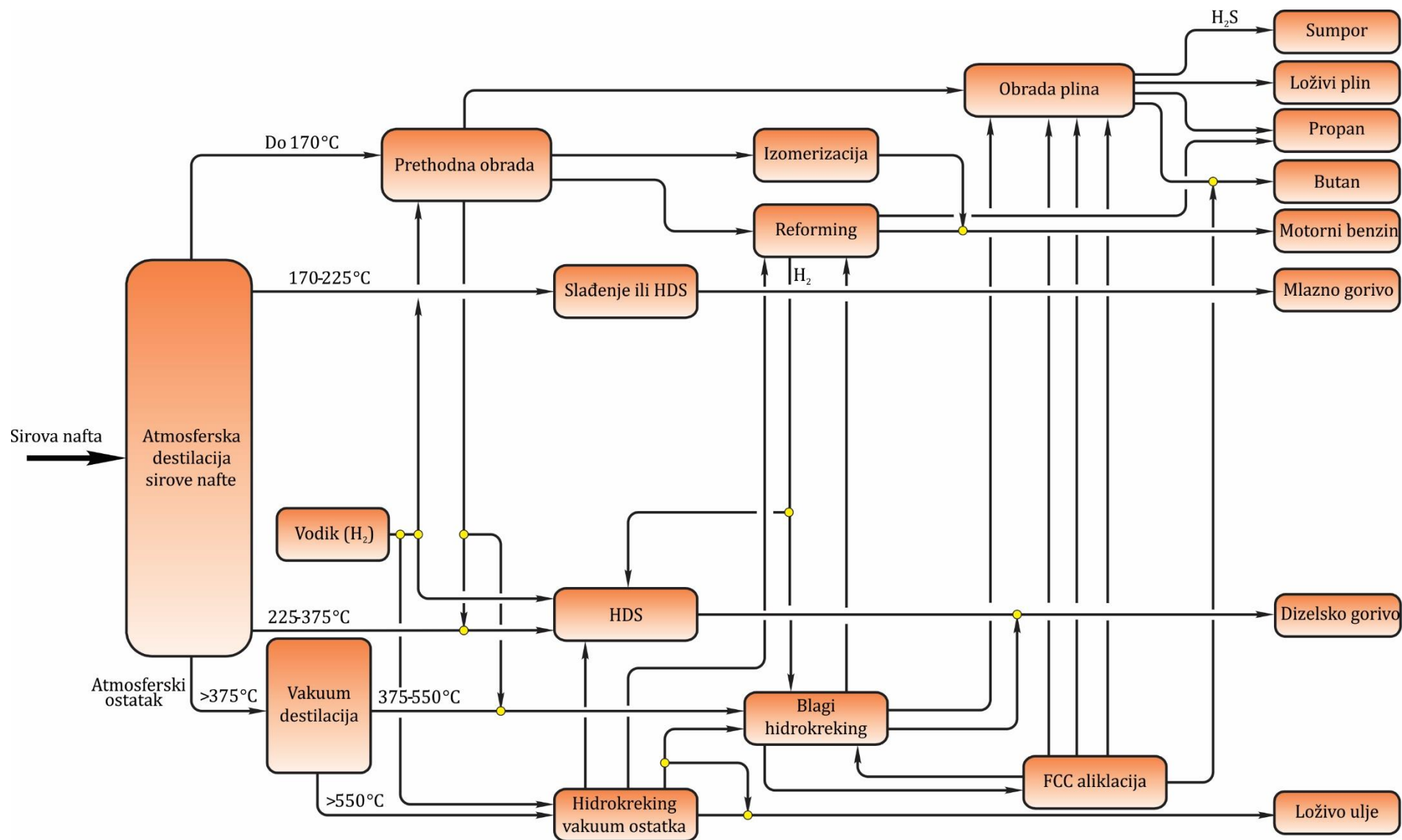
Slika 3.5. Rafinerija s katalitičkim krekingom i alkilacijom



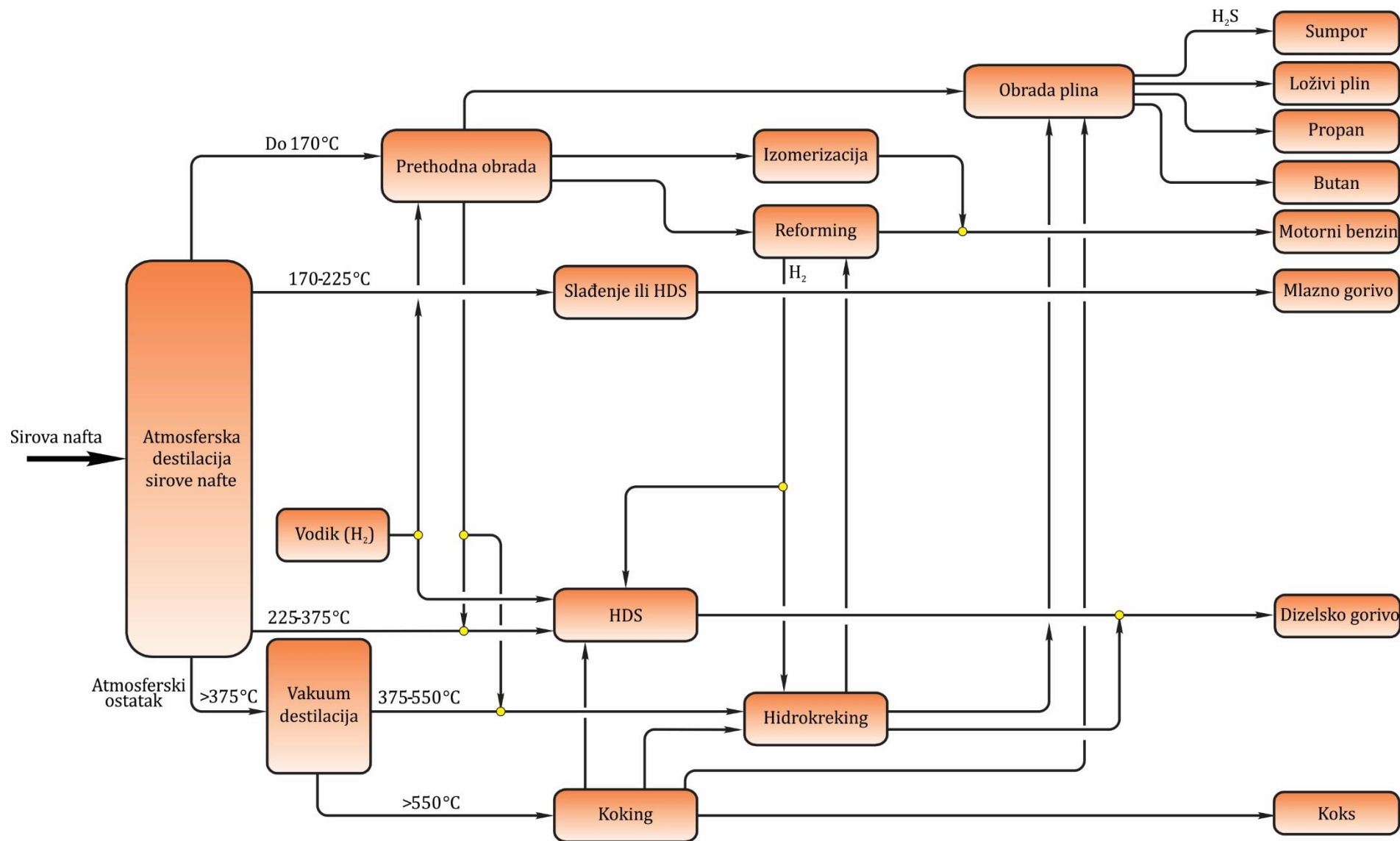
Slika 3.6. Rafinerija s hidrokrekingom i izomerizacijom



Slika 3.7. Rafinerija s kokingom



Slika 3.8. Rafinerija s hidrokrekingom vakuuma ostataka



Slika 3.9. Rafinerija s kokingom vakuum ostatka

Početak 2000. godine počinju se u EU primjenjivati stroge norme glede kvalitete naftnih proizvoda (sadržaj sumpora) kao i emisija štetnih spojeva vezano za zaštitu okoliša (sumporni, dušikovi i ugljikovi spojevi). Te norme uvjetuju uvođenje novih procesa u tehnološke sheme rafinerije te smanjenje proizvodnje teških ostataka (ulja za loženje, koks) na maksimalno 10%. Novi procesi su hidrokreking, koking i deasfaltacija, koji prerađuju vakuum ostatak u visokovrijedne „bijele proizvode“ ili sirovine za hidrokreking ili FCC, kao i za proces kogeneracije ili kombinirani ciklus s integriranim uplinjavanjem (engl. *Integrated Gasification Combined Cycle* – skraćeno IGCC). Rafinerija duboke konverzije, koja u svom sastavu ima proces hidrokrekinga vakuum ostatka prikazana je na slici 3.8.

Ovakva rafinerija proizvodi minimalne količine ulja za loženje (oko 5,0%) sa sadržajem sumpora ispod 1,0% masenog udjela i mnogo više dizelskog goriva nego motornog benzina, što je vrlo dobro ako se proanaliziraju budući trendovi u potrošnji goriva. Rafinerije duboke konverzije mogu umjesto hidrokrekinga vakuum ostatka imati proces kokinga. Ovakav tip rafinerije prikazan je na slici 3.9. Ovakva rafinerija ne proizvodi ulje za loženje nego koks. Koks se koristi kao gorivo za termoelektrane koje imaju sustav za odsumporavanje dimnih plinova jer je sadržaj sumpora u koksu vrlo visok ($> 3,5\%$). Ovaj tip rafinerije proizvodi veće količine dizelskog goriva nego motornog benzina, veće nego kod rafinerije s hidrokrekingom vakuum ostatka.

Rafinerija duboke konverzije može umjesto navedenih procesa hidrokrekinga vakuum ostatka te kokinga imati proces kogeneracije (IGCC). Ovaj tip rafinerije ne proizvodi ulje za loženje ili koks kao raniji tipovi rafinerija nego električnu energiju. Rafinerije duboke konverzije također iz vakuum ostatka proizvode bitumen. Obično se proces za dobivanje bitumena ugrađuje u ranije navedene tipove rafinerija koje u svom sastavu imaju VD, pa se jedan dio vakuum ostatka koristi za proizvodnju bitumena, zavisno o potrebama tržišta, a preostali dio za ranije navedene procese duboke konverzije (hidrokreking vakuum ostatka, koking, deasfaltacija i kogeneracija). Osim navedenih tipova rafinerija postoje i rafinerije za proizvodnju baznih ulja i parafina.

3.3.2. Potrošnja energije i emisije CO₂ u rafinerijama nafte

Rafinerije nafte pripadaju energetske intenzivnim postrojenjima u kojima troškovi energije potrebne za proces proizvodnje zauzimaju visok udio u krajnjoj cijeni gotovih proizvoda. U izvještaju U.S. Energy Information Administration (skraćeno EIA) iz 2010. godine iznosi se podatak da potrošnja energije predstavlja 43% ukupnih operativnih troškova rafinerije nafte [79], dok se u izvješću Conservation of Clean Air and Water in Europe (skraćeno CONCAWE)

[80] navodi da u europskim rafinerijama nafte vlastita energetska potrošnja često prelazi i 60% od ukupnih operativnih troškova u procesu proizvodnje. Primjetno je da je u posljednja dva desetljeća ovaj odnos čak i nepovoljniji zbog rasta troškova energije, sve zahtjevnijih standarda za kvalitetom gotovih proizvoda i sve kompleksnijih proizvodnih procesa u rafinerijama.

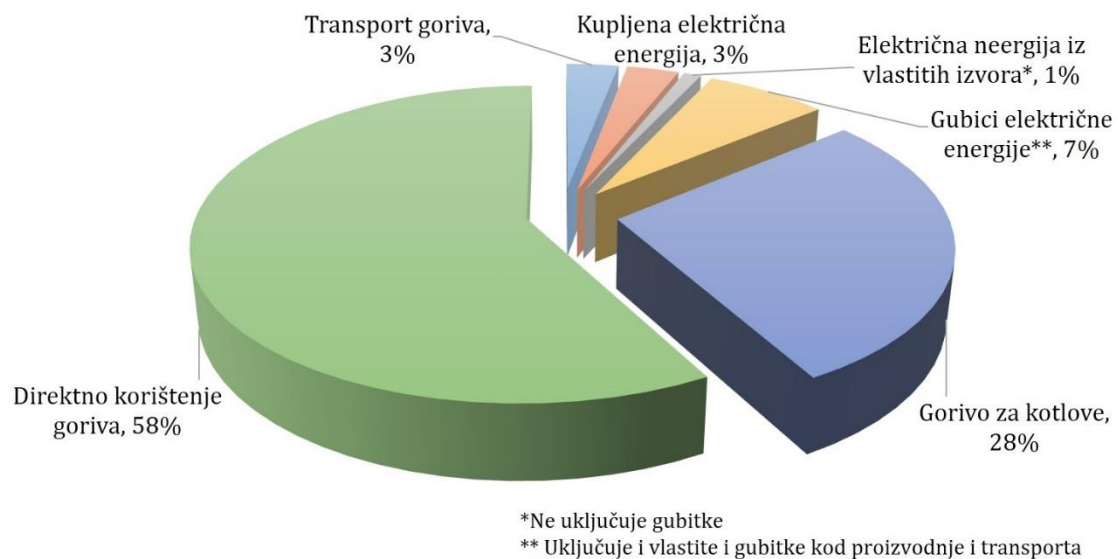
Za razliku od drugih energetski intenzivnih postrojenja potrebe za energijom u suvremenim rafinerijama nafte (uglavnom toplinskom i značajno manje električnom energijom), uglavnom se podmiruju iz vlastitih energetske izvora u postrojenju a samo djelomično se pokrивaju nabavom od lokalnih distributera energije [81]. Osnovni energenti za podmirivanje potreba su goriva, tj. poluproizvodi i proizvodi procesa prerade nafte (po nekim autorima više od 80% [82]), od kojih najveći udio imaju rafinerijski plin, ostatna loživa ulja (loživo ulje, vakuum ostatak i asfaltni ostaci) i FCC koks. Uzimajući u obzir velik broj utjecajnih faktora [83]¹⁰, u suvremenim rafinerijama nafte nije moguće kreirati univerzalni algoritam potrošnje energije za vlastite potrebe već se on uglavnom temelji na individualnim procjenama. Neke od tih procjena predstavljene su u nastavku ovog poglavlja.

U studiji [84] autori procjenjuju da sveukupni troškovi zbog vlastite potrošnje energije u tipičnoj rafineriji predstavljaju oko 40% ukupnih operativnih troškova potrebnih za funkcioniranje proizvodnog ciklusa. Po njihovim proračunima proizvodnja i upotreba najzastupljenijeg energenta, toplinske energije, predstavlja najveći udio u tim troškovima (oko 80%), dok većinu preostalih troškova čine troškovi električne energije (za pogon pumpi, kompresora, motora, ventilatora, rashladnih sustava, rasvjeta, itd.). Autori u studiji [85] analiziraju udjele najznačajnijih energenata u pokrivanju vlastite potrošnje energije u rafinerijama nafte u SAD. Po njima rafinerijski plin (s udjelom od 46%) i prirodni plin (25%) predstavljaju najznačajnije energente u ukupnoj potrošnji rafinerije, dok je udio električne energije znatno manji i ne prelazi udio od 5%.

Razmatranjem ukupne materijalne bilance rafinerije nafte, prema kojoj ukupna ulazna količina sirove nafte uključuje i dio koji se troši za pokrivanje vlastitih energetske potreba, Szklo i Schaffer u [86] procjenjuju da je količina te dodatne nafte u području od 7% do 15% od ukupne prerade nafte u rafinerijskim procesima.

¹⁰Petrick i Pellegrino u [83] definiraju potrošnju energije u rafinerijama kao funkciju cijena goriva i cijena električne energije, kvalitete sirove nafte, karakteristika proizvoda, tipa i kapaciteta postrojenja, propisa u području zaštite okoliša i dostupnosti kapitala.

Detaljniji presjek ukupne vlastite potrošnje goriva u rafinerijama nafte (istraživanja ograničena na rafinerije nafte u SAD) predstavljen je u studiji [39]. Grupa autora je pri analizi potrošnje primarnih energenata u rafinerijama nafte (slika 3.10.) utvrdila da goriva za kotlove (za proizvodnju vodene pare koja se u najvećoj mjeri koristi za stripiranje) i procese u kojima se vrši direktno izgaranje (u procesnim pećima, u pogonima za termički i katalitički krekning i koking, reaktorima i dr.) i drugoj opremi čine 86% ukupnih primarnih izvora energije, dok električna energija pokriva preostalih 14%. Analizirani podaci uključivali su primarne energente nabavljene na tržištu (kupljena goriva i električna energija), goriva koja su nusproizvodi proizvodnih procesa i energetske gubitke u proizvodnji električne energije na vanjskim lokacijama.

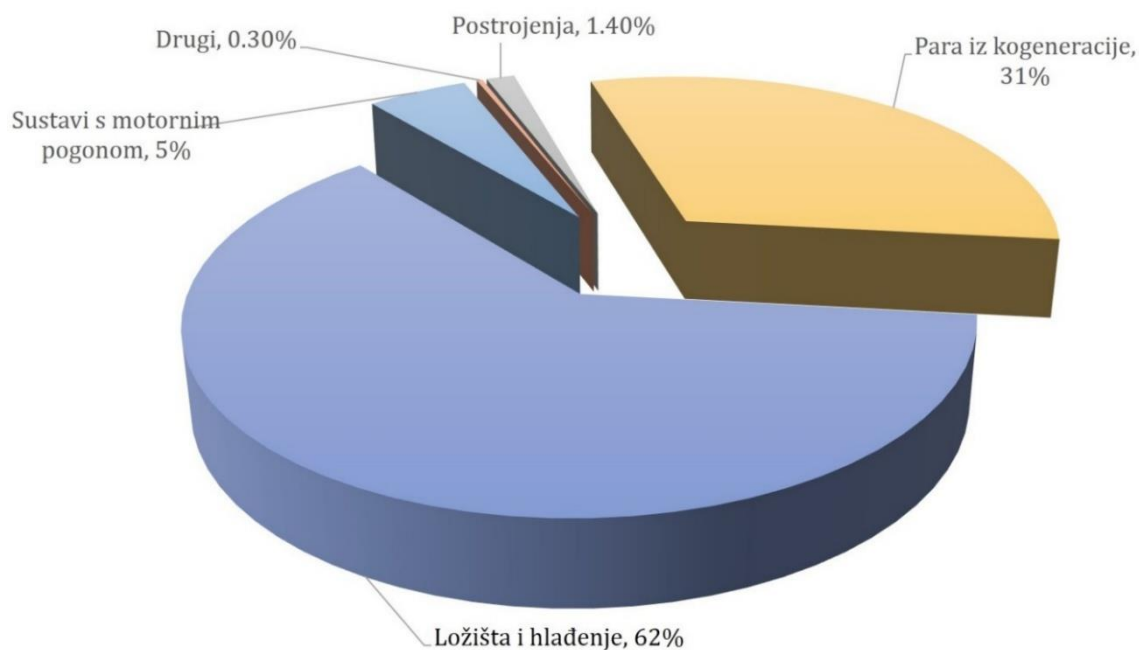


Izvor podataka [39]

Slika 3.10. Korištenje primarnih izvora energije u rafinerijama nafte u SAD: 4000 PJ

Kako je prikazano na slici 3.10. gubici energije izvan granica postrojenja, do kojih dolazi u proizvodnji i distribuciji električne energije, imaju udio od oko 10% u ukupnoj potrošnji primarne energije. Većina tih gubitaka (7%) se ostvaruje u proizvodnji električne energije kod vanjskih proizvođača (izvan pogona), gdje energetska učinkovitost sustava za proizvodnju može biti vrlo niska pa i 28%– 30%. Treba naglasiti da iako potrebe za električnom energijom imaju skroman udio u ukupnoj vlastitoj potrošnji rafinerija, same rafinerije su veliki proizvođači električne energije korištenjem kogeneracijskih postrojenja u kojima proizvode gotovo 30% svojih potreba. Pri proizvodnji i potrošnji toplinske energije u rafinerijskim procesima se javlja veliki broj značajnih visokokvalitetnih izvora otpadne toplinske energije, što u konačnici otvara široke mogućnosti za energetske i ekonomski učinkovitu kogeneraciju u rafinerijskim postrojenjima.

U istoj studiji razmatrana je struktura krajnjeg korištenja energije (slika 3.11.). Najveća potrošnja energije u rafinerijama je za zagrijavanje i hlađenje u procesu prerade, što uključuje sustave u kojima izgara gorivo, sustave za proizvodnju pare i rashladne sustave. U 1998. godini je 93% energije potrošene u rafinerijama upotrijebljeno u te svrhe. Jedinice s pogonskim motorima (pumpe, kompresori, ventilatori, mikseri i druga oprema za rukovanje i obradu materijala) su drugi najveći potrošači s 5% udjela u potrošnji energije u industriji. Zagrijavanje, hlađenje i rasvjeta postrojenja ima udio manji od 2% u potrošnji energije u rafinerijama.

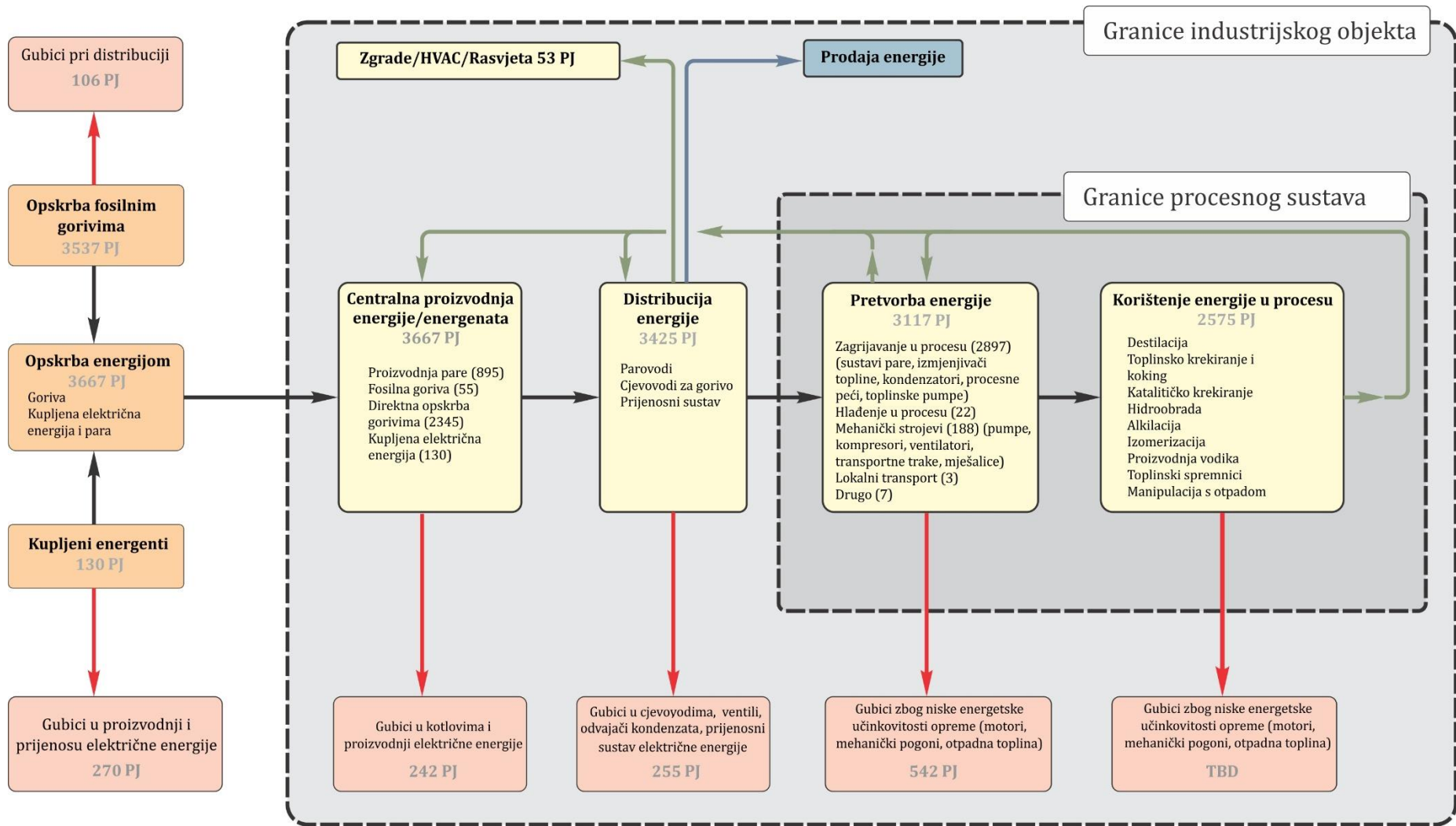


Izvor podataka [39]

Slika 3.11. Struktura potrošnje energije u rafinerijama nafte: ukupna potrošnja goriva i električne energije $3,7 \times 10^6$ TJ

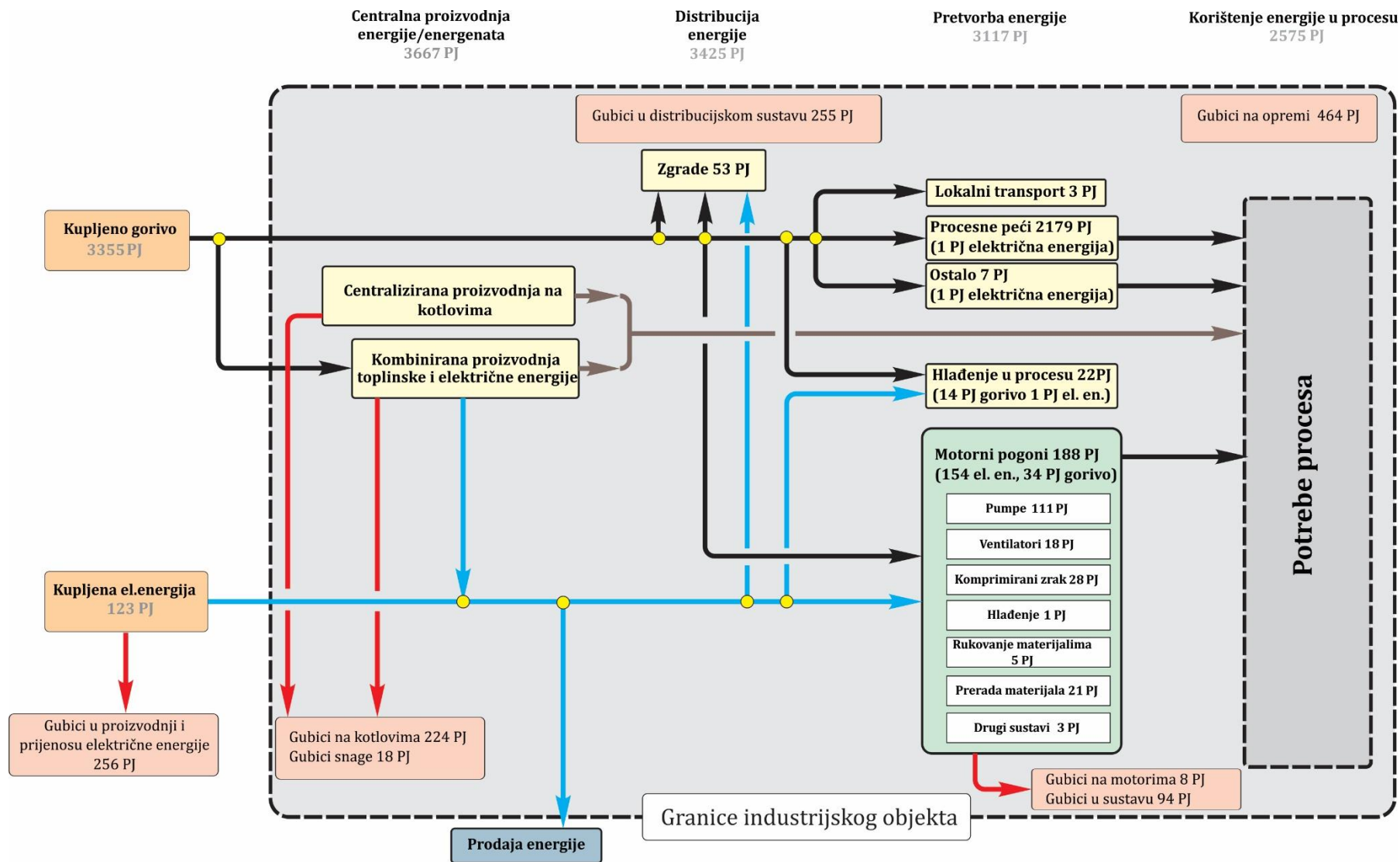
U nastavku studije autori predstavljaju i generički „Energy Footprint“ u rafinerijskim postrojenjima na slikama 3.12. i 3.13.

Općenita analiza tokova energije i gubitaka u prosječnoj rafineriji nafte prikazani su na slici 3.14. Gotovo 28% energije koja ulazi preko granice industrijskog pogona je izgubljeno prije korištenja u procesnim jedinicama. Do tih gubitaka dolazi u opremi i distribucijskom sustavu, pri pretvorbi u rad ili opskrbi energijom za procesne potrebe. Na sustave za pretvorbu energije otpada oko 42% ukupnih gubitaka energije u pogonu. Preostali gubici energije u pogonu su podjednako raspodijeljeni na kotlove i proizvodnju električne energije, distribuciju i motorne pogone. Gubici energije do kojih dolazi na kraju procesa prerade nisu uključeni u analizu i mogu biti značajni.



Izvor podataka [39]

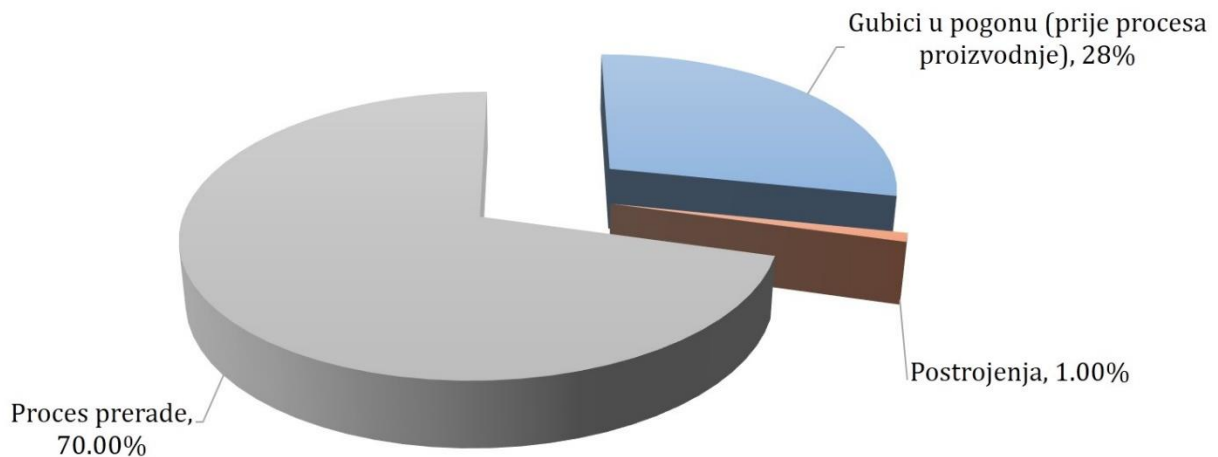
Slika 3.12. Tokovi energije u rafineriji nafte



Izvor podataka [39]

Slika 3.13. Gubici energije u rafineriji nafte

Pored ukupne analize potrebnih energenata za pokrivanje vlastitih potreba proizvodnje, važan element energetske analize rafinerije predstavlja i analiza potrošnje energije u pojedinim pogonima ovog postrojenja. Tako u studiji [87] autori daju pregled indikatora potrošnje energije u karakterističnim pogonima u rafinerijama u SAD, koji su predstavljeni u tablici 3.4.



Izvor podataka [39]

Slika 3.14. Profil gubitaka u rafineriji nafte: ukupni gubici u pogonu bez procesa proiz. 1010 PJ

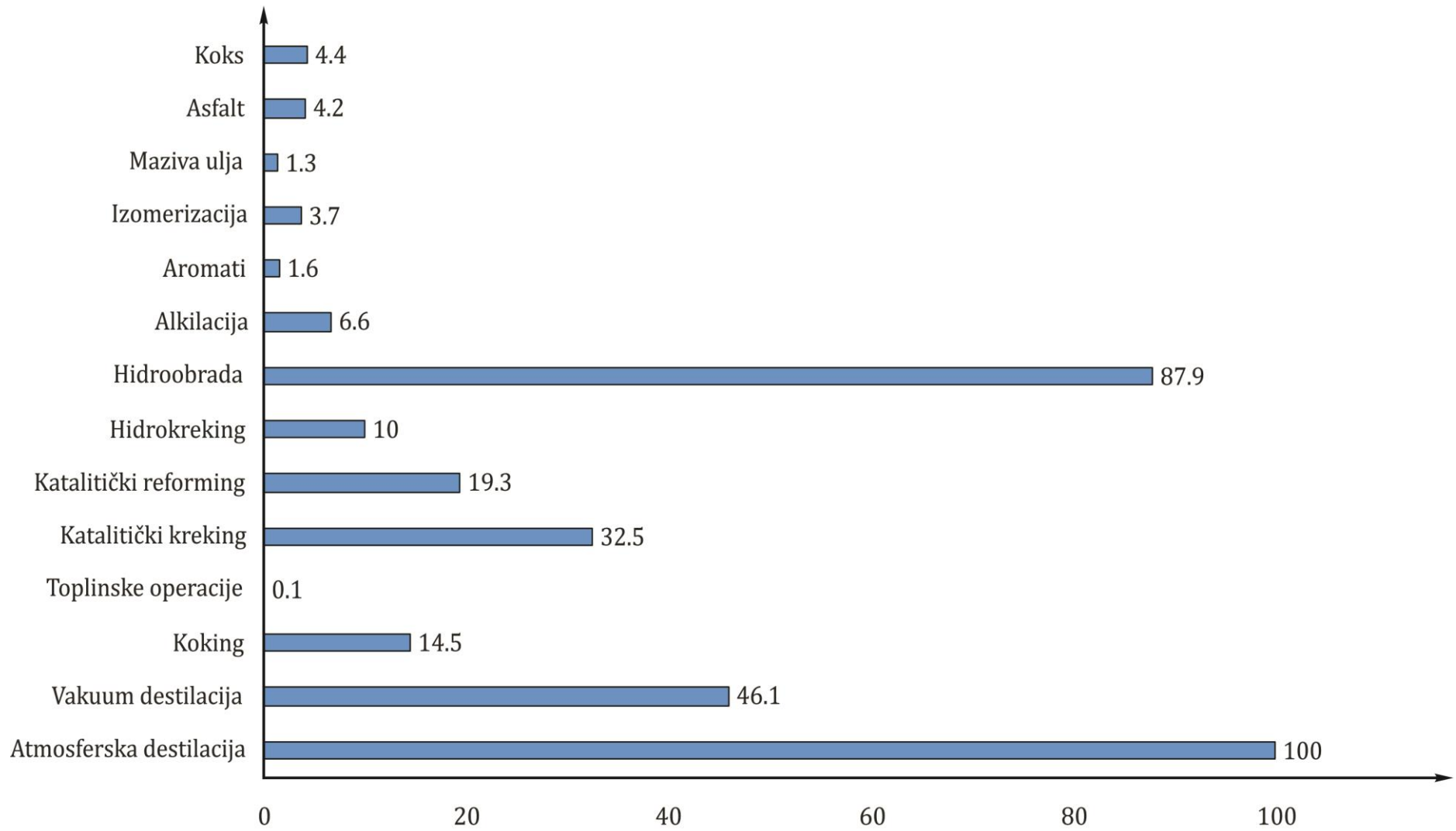
Prema tim podacima najveću specifičnu potrošnju energije ima proces za proizvodnju mazivih ulja (11,35 GJ/t), iako u ukupnoj energetskej potrošnji rafinerije taj pogon sudjeluje s 5% pošto ima mali kapacitet. U analizi potrošnje energije suvremenih rafinerija [86] autori konstatiraju da su gotovo svi procesi u rafinerijama nafte generalno energetske intenzivni (u smislu potrošnje energije po jedinici proizvoda), uz naznaku da energetske najintenzivnije jedinice nisu ujedno i najveći potrošači energije. U skladu s tim, moguće je tumačiti i ostale podatke u tablici 3.4. gdje je potrošnja energije očekivano veća u jedinicama koje imaju veći kapacitet.

U skladu s tim, AD i VD imaju velike kapacitete i udio u ukupnoj potrošnji energije u rafineriji oko 35%, iako one nemaju najveću specifičnu energetske potrošnju po toni proizvoda (na slici 3.15. je prikazan kapacitet različitih pogona rafinerije nafte, s naznakom da je pri izradi materijalne bilance usvojena pretpostavka da kroz pogon za AD prolazi cjelokupna količina sirove nafte).

Tablica 3.4. Indikatori potrošnje u rafinerijama u SAD

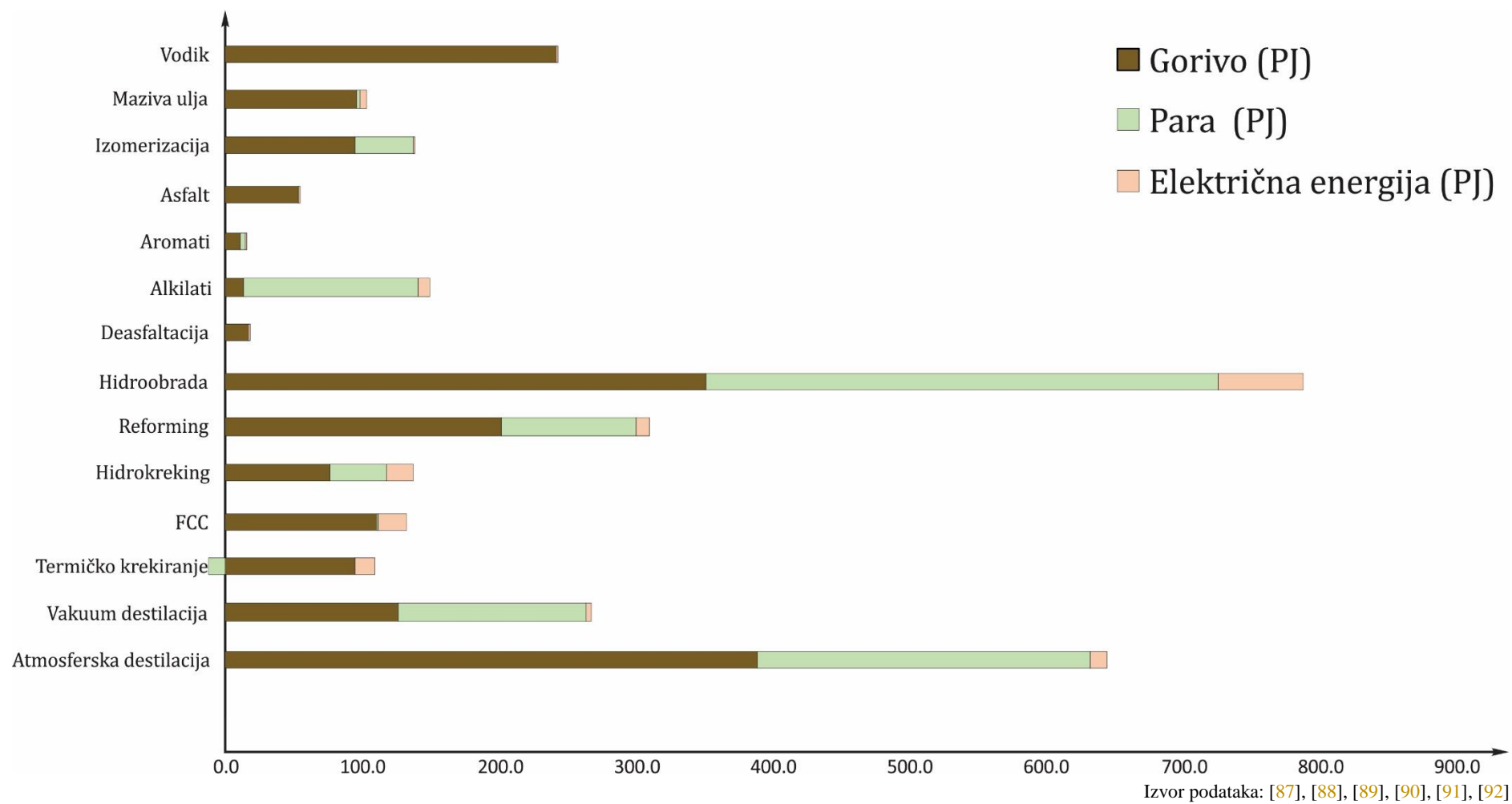
Proces	Specifična potrošnja energije [GJ/t]	Prosječna specifična potrošnja energije [GJ/t]	Udio u energetske potrošnji rafinerije [%]	
Atmosferska destilacija	0,62 – 1,40	0,86	25,79	
Vakuum destilacija	0,39 – 0,85	0,69	9,60	
Visbrejking	Tipa peći	1,02	1,03	0,04
	Tipa reaktor	0,19 – 0,71	0,48	0,04
Delayed Koking	0,86 – 1,74	1,25	4,61	
Fluid Koking	1,94	1,94	0,29	
Fleksi Koking	1,26	1,26	0,27	
Fluid katalitički kreking	0,38 – 1,23	0,75	7,66	
Katalitički hidrokreking	1,20 – 2,42	1,81	4,41	
Katalitička hidrodesulfurizacija	0,46 – 1,24	0,90	18,83	
Katalitički reforming	1,61 – 2,58	2,14	15,13	
Alkilacija	Sumporna kiselina	2,49 – 2,56	2,52	2,14
	Fluorovodična kiselina	3,02	3,02	3,84
Proizvodnja etera	2,22 – 4,25	3,04	1,34	
	Izobutan	2,71	2,71	0,52
Izomerizacija	Izopentan/Izoheksan	0,77 – 1,78	1,32	1,09
	Izobutilen	3,59	3,59	
Proizvodnja mazivih ulja	11,35	11,35	4,40	

Izvor podataka: [87]



Izvor podataka [87]

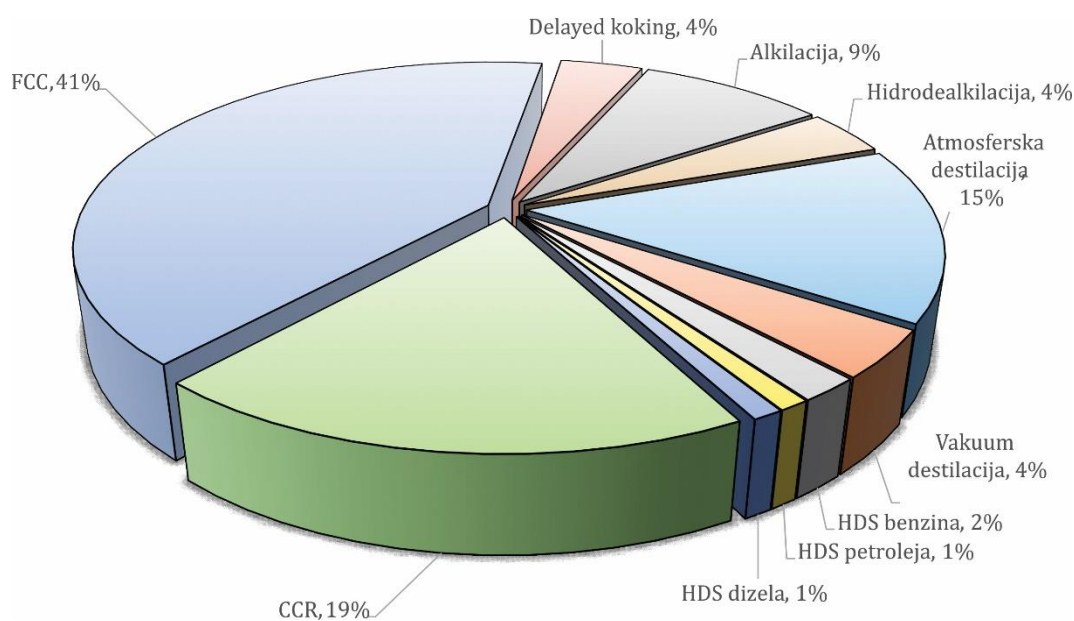
Slika 3.15. Prikaz kapaciteta različitih pogona rafinerije nafte



Slika 3.16. Energetske bilance rafinerija u SAD za 2001 godinu

U suvremenim rafinerijama, u kojima je fokus na proizvodnji goriva s niskim sadržajem nečistoća i povećanju kapaciteta konverzije, jedinica za hidrodeshulfurizaciju je velik potrošač energije. Hidrodeshulfurizacija, proces u kojem se izdvaja sumpor, dušik i metali, ima udio u ukupnoj potrošnji rafinerije od 19%. Sljedeći proces, koji ima visok udio u ukupnoj energetskej potrošnji od 15% je proces reforminga. Sličnu analizu nalazimo i u studijama [88], [89] u kojima su prikazane energetske bilance rafinerija u SAD za 2001. godinu (slika 3.16.) temeljene na javno objavljenim podacima o ukupnoj potrošnji energije u rafinerijama [90], [91] i specifičnoj potrošnji energije u pojedinim pogonima rafinerija [87], [89], [92]. Energetske bilance su kreirane na temelju procijenjene energetske učinkovitosti pojedinih procesa i dijelova postrojenja (procijenjeni stupanj energetske učinkovitosti pri proizvodnji, prijenosu i distribuciji električne energije je 32% , dok je energetska učinkovitost kotlova procijenjena na 77%).

Iako se većina GHG emisija povezuje s konačnom potrošnjom rafinerijskih proizvoda, same rafinerije također predstavljaju značajne izvore emisija (u više studija provedenih u SAD navodi se da emisije CO₂ iz rafinerijskih postrojenja čine gotovo 12% ukupnih godišnjih emisija u SAD).



Izvor podataka [93]

Slika 3.17. Raspodjela CO₂ emisija na rafinerijske procese (temeljeno na korištenju toplinske energije za kapacitet 29000 t/dan)

Zavisno o faktorima koji utječu na potrošnju energije, emisije CO₂ iz rafinerijskih procesa mogu varirati. U svom radu Habibullah i koautori [93] mapiraju osnovne izvore CO₂ u postrojenju kapaciteta 29000 t/dan (slika 3.17.), temeljenu na potrošnji toplinske energije.

Autori zaključuju da je ukupno smanjenje emisija CO₂ u postrojenju najdjelotvornije ostvariti smanjenjem emisija u pogonima FCC-a, reforminga i AD na koje otpada oko 75% emisija u analiziranom slučaju.

U analizi emisija CO₂ proizišlih iz korištenja toplinske i električne energije kod postrojenja kapaciteta 14000 t/d, Sheehan i Zhu [94] prikazuju da je ukupna emisija takvog postrojenja u području od 1,2 do 1,5 milijuna tona godišnje. Pri tome približno 50% emisija CO₂ emitiraju procesne peći, 35% FCC i proizvodnja vodika, a preostalih 15% nastaje u energetske sustavima za vodenu paru i električnu energiju. Očekuje se da će kvaliteta nafte koje se prerađuju u budućnosti opadati, sadržaj sumpora i gustoća će rasti [75]. Zajedno s tim pomakom prema jeftinijim kiselim naftama, restriktivnija regulativa vezano za specifikacije proizvoda (čišća goriva) imala je značajan utjecaj na energetske potrošnju u rafinerijama nafte. Proizvodnja čistih dizela i motornih benzina u pogledu sadržaja sumpora, rezultirala je većom potrošnjom energije i emisijama CO₂, koje su pratile zahtijevani razvoj kapaciteta za preradu i povećanje kompleksnosti rafinerija nafte. U prosjeku, rafinerije nafte u SAD su imale povećanu potrošnju sirove nafte za 5% kao rezultat zadovoljavanja restriktivnih specifikacija za proizvode [83], [86].

3.4. Potencijali za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte

Uzimajući u obzir podatke navedene u prethodnom dijelu ovog poglavlja lako je zaključiti da je poboljšanje energetske učinkovitosti u mnogim rafinerijama nafte danas osnovno pitanje njihovog opstanka na tržištu derivata. Ivanov i koautori u svom radu [95] ovo pitanje obrazlažu nizom literarnih izvora i ukazivanjem na podatak da su rafinerije nafte u EU po procjeni temeljenoj na pokazatelju *Energy Intensity Index* (Solomon EII[®]), u posljednjih 18 godina postigle značajno poboljšanje energetske učinkovitosti (autori navode vrijednost od 10%) [80]. Drumm i koautori u [96] zaključuju da je u razdoblju naglog porasta cijena nafte u svijetu smanjenje troškova za vlastitu potrošnju energije "ključna poluga" za smanjenje ukupnih troškova rafinerija te najučinkovitiji pravac za poboljšanje profitabilnosti. Chai i Yeo u [97] ukazuju na sve veću važnost energetske učinkovitosti, kako zbog visokih troškova zaštite okoliša tako i zbog niskih rafinerijskih marži, te zaključuju da je poboljšanje energetske učinkovitosti postrojenja ekonomski najučinkovitiji pristup u pravcu povećanja konkurentnosti naftnih tvrtki i prevenciji od negativnih utjecaja na globalne klimatske promjene. Autori su utvrdili značajna dostignuća u tom području, ali kao i drugi istraživači [85], identificiraju veliki potencijal za daljnje poboljšanje energetske učinkovitosti u postojećim rafinerijskim

postrojenjima. Sola i Xavier [98] razmatraju energetska učinkovitost kroz prizmu pravnih, ekoloških, socijalnih, ekonomskih i tehnoloških čimbenika. Potonji se odnosi na integraciju naprednih tehnologija u svim fazama potrošnje energije (poboljšanje proizvoda i procesa, primjena suvremene opreme), kao i razvoj novih tehnologija prvenstveno orijentiranih na unaprjeđenje energetske učinkovitosti.

U literaturi je u zadnjih nekoliko godina evidentna nazočnost velikog broja studija i najboljih raspoloživih tehnologija (engl. *Best Available Technology* - skraćeno BAT) za smanjenje vlastite potrošnje energije u rafinerijama uz istodobno povećanje produktivnosti postojećih postrojenja. Globalna procjena tvrtki i renomiranih energetske agencija ukazuje da rafinerije nafte posjeduju potencijal za 30%-tno poboljšanje energetske učinkovitosti [95], [99]. Prema studiji Organizacije Ujedinjenih naroda za industrijski razvoj (engl. *United Nations Industrial Development Organization* - skraćeno UNIDO) iz 2010. godine [100], rafinerije nafte u industrijaliziranim državama imaju potencijal za unaprjeđenje energetske učinkovitosti u području od 10% do 25%, dok je taj potencijal kod rafinerija koje se nalaze u zemljama u razvoju u području od 40% do 45%. Kao zanimljivu procjenu treba izdvojiti i studiju tvrtke McKinsey and Company [101], u kojoj se navodi da rafinerije nafte u SAD imaju mogućnost smanjenja potrošnje energije za 13% do 2020. godine, uz uvjet investiranja u komercijalno dostupne tehnologije za poboljšanje energetske učinkovitosti.

Milošević i Cowart u [102] definiraju niz faktora koji utječu na smanjenje energetske učinkovitosti rafinerija. Po njima osnovni razlog ovakvog stanja predstavlja činjenica da je većina rafinerija projektirana i izgrađena u vrijeme niskih cijena energije na globalnom svjetskom tržištu. Posljedica toga je da rafinerije danas u značajnoj mjeri uvoze skupu električnu energiju, da nove procesne jedinice nisu energetske integrirane u postojeću proizvodnu strukturu, da u praksi izostaje optimizacija energetske sustava uslijed promjena te strukture i da je u većini rafinerija nafte poslovna politika temeljena na minimiziranju investicijskih troškova (što na duži rok negativno utječe na energetska učinkovitost postrojenja).

Većina autora [75], [95], [99] zaključuje da se najveći potencijali za poboljšanje energetske učinkovitosti nalaze u postrojenjima za dobivanje toplinske i mehaničke energije (engl. *utilities*¹¹), gdje je korištenjem tehnologije kogeneracije moguće pokriti gotovo 50% svih

¹¹ Proizvodnja i distribucija vodene pare, proizvodnja mehaničkog rada i električne energije, pogon kompresora, itd.

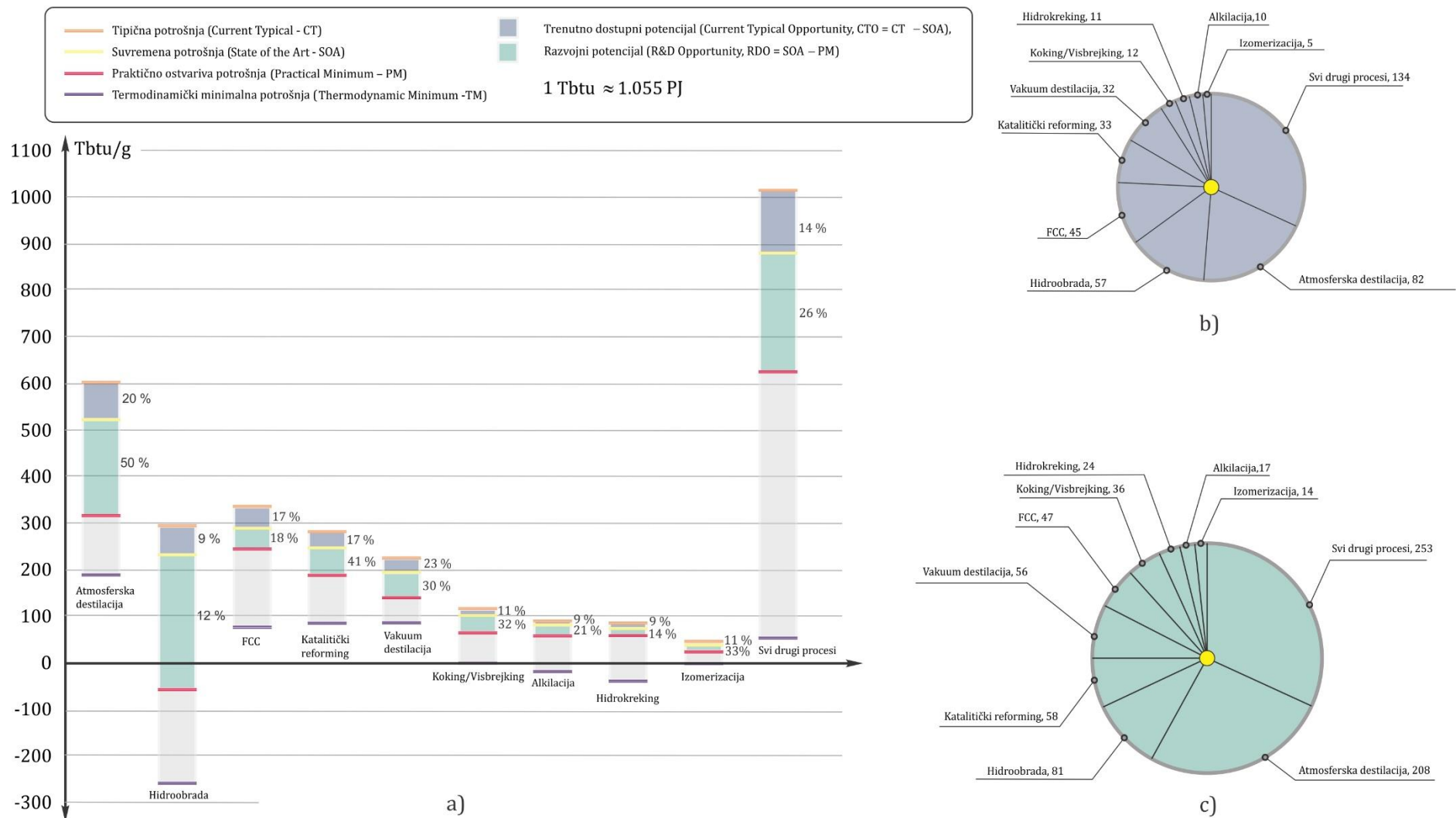
potencijala. Nešto skromniji, ali itekako značajan potencijal krije se u mogućnostima za rekonstrukciju i dogradnju postojećih postrojenja koji uključuje modifikacije proizvodnih ruta i integraciju procesa, koja podrazumijeva dodavanje novih i poboljšanje postojećih izmjenjivača topline (30%), dok se preostali dio potencijala može realizirati kroz investiranje u nove procesne tehnologije kao i unaprjeđenjem sustava upravljanja energijom u tvrtki. Procjenjuje se da je u okviru potencijala od 30% oko 17% moguće realizirati primjenom tehnologije kogeneracije, dok se preostalih 13% potencijala odnosi na mogućnost smanjenja potrošnje goriva u postrojenjima rafinerije primjenom prethodno navedenih postupaka i tehnologija.

Detaljnija analiza potrošnje energije i mogućih potencijala za uštedu energije u rafinerijama u SAD predstavljena je u studiji [103]. Potrošnja energije u rafineriji podijeljena je u četiri grupe:

- tipična potrošnja (engl. *Current Typical* – skraćeno CT);
- suvremena potrošnja (engl. *State of the Art* – skraćeno SOA), koja predstavlja potrošnju energije u rafinerijama u kojima su primijenjene trenutno dostupne tehnologije za uštedu energije;
- praktično ostvariva potrošnja (engl. *Practical Minimum* – skraćeno PM), koja predstavlja potrošnju energije u rafinerijama u kojima su osim trenutno dostupnih primijenjene i tehnologije u razvoju;
- termodinamički minimalna potrošnja (engl. *Thermodynamic Minimum* – skraćeno TM), koja se opisuje kao teorijska potrošnja energije pri idealnim termodinamičkim parametrima stanja (praktično neostvariva u uvjetima realnog okruženja).

Razlike u potrošnji energije između pojedinih grupa definiraju tri moguća potencijala za uštedu energije:

- trenutno dostupni potencijal (engl. *Current Typical Opportunity*, $CTO = CT - SOA$), koji je moguće postići primjenom postojećih tehnologija u postojeći proces proizvodnje;
- razvojni potencijal (engl. *R&D Opportunity*, $RDO = SOA - PM$), koji je moguće dostići primjenom tehnologija u razvoju i koji podrazumijeva proizvodne procese koji još uvijek nisu dostupni na globalnom tržištu (još uvijek su izvan komercijalne upotrebe);
- trenutno nedostupni potencijal, posljednji potencijal koji autori imenuju kao „neizvodiv“ uzimajući u obzir trenutni razvoj i status znanstvenih istraživanja u području energetske učinkovitosti rafinerijskih postrojenja (neizvodiv potencijal predstavlja razliku između PM i TM).



Slika 3.18. Potrošnja energije u rafinerijama u SAD

a) dijagram ukupne potrošnje energije (ukupno mogućeg potencijala), b) dijagram udjela CTO potencijala; c) dijagrama udjela RDO potencijala,

Izvor podataka: [103]

Tablica 3.5. Matrica potencijala energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte

	Odsoljavanje	AD	VD	Hidroobr.	KR	FCC	Hidrorek.	Koking	Visbrejk.	Alkilacija	PNP	Aromati	Vodik	Energenti
Upravljanje energijom	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
Smanjenje gubitaka plina na baklji		x			x	x	x	x	x					x
Proizvodnja meh. rada ili el.energije						x	x							x
Kotlovi														x
Distribucija pare		x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
Izmjenjivači topline		x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
Integracija procesa		x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
Procesne peći		x	x	x	x	x	x	x	x	x		x	x	
Destilacija		x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x		
Upravljanje vodikom				x	x		x						x	x
Motori		x												
Pumpe	x	x												
Komprimirani zrak														x
Ventilatori		x	x	x	x	x	x	x	x	x				
Rasvjeta														x
Kogeneracija														x
Proizvodnja el. energije														x
Druge opcije														x

Izvor podataka [89]

x - pozicije na kojima je potencijal moguće primijeniti

CDU-atmosferska destilacija, VD- vakuum destilacija, PNP- prerada najlakših proizvoda, KR- katalitički reforming, FCC – fluid katalitički kreking

U svojoj analizi autori su detaljno istraživali devet najznačajnijih procesa prisutnih u suvremenim rafinerijama nafte a rezultate predstavili pomoću dijagrama ukupne potrošnje energije (ukupno mogućeg potencijala), odnosno pomoću dijagrama udjela odgovarajućih potencijala pojedinih procesa u postrojenju.

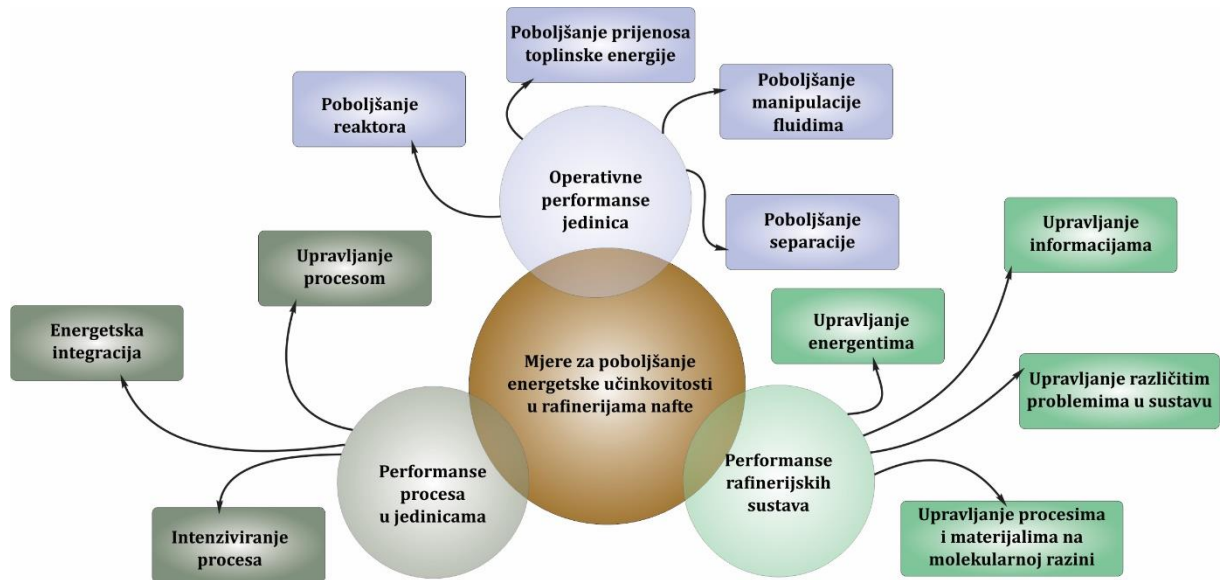
Rezultati su prikazani na slici 3.18. i ukazuju da je prema ukupnoj potrošnji energije najveći CTO potencijal uočen u procesu atmosferske destilacije (82 Tbtu/y \approx 86.5 PJ/y), dok je RDO najveći kod procesa atmosferske i vakuum destilacije (290 Tbtu/y \approx 305 PJ/y). Najveći udio CTO ima proces vakuum destilacije (23%) dok je najveći udio RDO uočen za proces atmosferske destilacije (50%). Worrell i Galitsky u studiji [89] kreiraju matricu potencijala energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte koja je predstavljena u tablici 3.5. Autori daju pregled mjera za poboljšanje energetske učinkovitosti koje su dodatno objašnjene u pojedinim dijelovima studije.

Koristeći „Agregirani nacionalni model rafinerije“ (engl. *Aggregated National Refinery Model*), Morrow i koautori u [104] i [105] analiziraju mogućnosti poboljšanja energetske učinkovitosti u rafinerijama u SAD s ciljem smanjenja GHG emisija. Korištenjem matematičkih formulacija temeljenih na inženjerskim kalkulacijama i iskustvenim podacima, autori su pokazali da su moguće uštede na gorivu u pogonu u iznosu od 1500 PJ/god, što predstavlja 54% potrošnje u industriji prerade nafte, i uštede električne energije od 650 GWh/god, odnosno 2% potrošnje u industriji prerade nafte, potencijalni ekonomski učinci bez velikih ulaganja. To je potencijal za smanjenje GHG za 85 MteCO₂/god. Dodatno smanjenje potrošnje goriva od 458 PJ/god i električne energije za približno 2750 GWh/godišnje nije ekonomski opravdano zbog aktualnih cijena prirodnog plina na tržištu.

Autori naglašavaju da zbog visoke međuzavisnosti procesa u rafineriji nafte mjere za smanjenje potrošnje energije općenito nisu značajnije primjenjive. Mjere za poboljšanje energetske učinkovitosti se klasificiraju u tri osnovne grupe, pri čemu je svaka kategorija opisana i procijenjen je njihov utjecaj. Prikazani troškovi za procesnu jedinicu i rafinerijski sustav su takvi da početna poboljšanja ograničavaju učinkovitost kasnijih poboljšanja. Kad se analiziraju mogućnosti za poboljšanje energetske učinkovitosti uzimaju se u obzir svi procesi i njihova interakcija, slika 3.19.

Ova analiza se primarno fokusira na mjere za uštedu goriva pošto upotreba goriva ima najznačajniji udio u potrošnji energije u rafinerijama nafte (75%). To su mjere koje utječu na potrošnju električne energije zasebno (npr. motori s većom energetsom učinkovitošću). Kombinirana proizvodnja toplinske i električne energije je možda najveća pojedinačna mjera

za poboljšanje energetske učinkovitosti u proizvodnji i upotrebi električne energije. Kombinirana proizvodnja toplinske i električne energije ima utjecaj na iskorištavanje toplinske energije u rafineriji nafte kroz proizvodnju pare kao nusproizvoda u proizvodnji električne energije. Kombinirana proizvodnja toplinske i električne energije je preporuka za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte.



Izvor podataka: [104]

Slika 3.19. Hijerarhija mjera za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte

4. Termodinamičke metode projektiranja procesa – pinch metoda i metoda ekssergijske analize

4.1. Projektiranje procesa u kemijskim i energetskim postrojenjima

Projektiranje procesa (engl. *Process Design*) u kemijskim i energetskim postrojenjima je znanstvena aktivnost koja pripada području PSE. Termin PSE [106] je relativno novijeg datuma a osnovni istraživački alati u njemu su temeljeni na principima sistemskog inženjerstva. Pritom se ispitivani industrijski sustavi promatraju kao cjeline sastavljene od komponenti sustava (procesne jedinice ili dijelovi sustava) koje kroz međusobne interakcije utječu na njegovo funkcioniranje. Metode projektiranja procesa se u PSE-u primjenjuju generalno i u procesnoj industriji i u energetici, s naznakom da su opći koncepti i istraživačke metode uglavnom razvijeni u okviru petrokemijske i kemijske industrije [22].

U inženjerskoj praksi se projektiranje procesa definira kao postupak "izbora i konekcije procesnih jedinica (reaktori, pumpe, spremnici, kolone, izmjenjivači topline, itd.), te podešavanje parametara tehnoloških operacija u njima s ciljem zadovoljavanja unaprijed određenih kriterija proizvodnje u postrojenju" [107]. Ovi kriteriji obuhvaćaju kapacitet i kvalitetu proizvoda, ekonomsku opravdanost, fleksibilnost i sigurnost procesa proizvodnje, kao i njen utjecaj na životnu sredinu. Projektiranje procesa pripada fazi konceptijskog projektiranja u okviru životnog vijeka procesa proizvodnje u industrijskim postrojenjima [12], te se može smatrati da projektiranje procesa predstavlja sinonim fazu konceptijskog projektiranja.

U razdoblju kasnih 70-ih i ranih 80-ih godina prošlog stoljeća, kao dio PSE-a, dolazi do naglog razvoja u to vrijeme nove znanstvene discipline – integracije procesa (engl. *Process Integration*). Desetak godina nakon prvih otkrića dolazi se i do prvih revijalnih radova iz ovog područja, a 1993. godine IEA daje vjerojatno najcitiraniju definiciju ove znanstvene discipline [108], [109]:

„Integracija procesa obuhvaća sistematske i opće metode za projektiranje integriranih proizvodnih sustava, primjenjuje se u opsegu od individualnih procesa do kompletnih postrojenja, sa specijalnim naglaskom na učinkovitu upotrebu energije i smanjivanje utjecaja proizvodnje na okoliš.”

Kasnije je ova definicija proširena i eksplicitnije izražena tehničkim detaljima:

„Integracija procesa je uobičajen termin za aplikaciju metodologija razvijenih u okviru sistemskih i integrativnih pristupa za projektiranje novih i rekonstrukciju postojećih postrojenja“.

Metodologija integracije procesa uključuje matematičke, termodinamičke i ekonomske modele, metode i tehnike. Primjeri takvih metoda su: umjetna inteligencija, hijerarhijska analiza, pinch metoda i metode matematičkog programiranja.

Integracija procesa sagledava aspekte kapitalnih investicija, energetske učinkovitosti, operativnosti, fleksibilnosti, upravljivosti, sigurnosti i produktivnosti s ciljem projektiranja optimalnog procesnog postrojenja. Integracija procesa također sagledava i neke aspekte proizvodnje i održavanja postrojenja.

U posljednjoj fazi dodan je i termin održivi razvoj (engl. *Sustainable Development*).

Nakon analize prethodnih definicija nameće se generalni zaključak da integracija procesa predstavlja napredan oblik upravljanja materijalnim, energetske i informacijskim tokovima u procesnim i energetske postrojenjima i komunalnom okruženju. Gundersen [108] metodologiju integracije procesa promatra kao dio PSE-a povezanu s „prostornom“ dimenzijom problema projektiranja složenih procesnih i energetske postrojenja, za razliku od „vremenski“ orijentirane metodologije LCA (engl. *Life Cycle Analysis*, u slobodnom prijevodu analize životnog ciklusa) i metodologije IPD (engl. *Integrated Process Design*).

Projektiranje procesa korištenjem metoda integracije procesa se koristi pri konceptijskom projektiranju novih (u izgradnji) sustava (engl. *grassroot design*) i pri rekonstrukciji (unaprjeđenje) postojećih sustava (engl. *retrofit design*). U svojoj nedavno objavljenoj knjizi, Rangaiah [110] analizira razliku između ova dva tipa zadatka navodeći da izrada konceptijskog projekta novih sustava podrazumijeva izradu tehnoloških shema te analizu i simulaciju postrojenja, nakon čega se pristupa detaljnom konstruiranju pojedinih dijelova opreme. Pritom postupak projektiranja ima sekvencijski karakter kojim se reducira kompleksnost zadatka i velik broj stupnjeva slobode u svakom proceduralnom koraku.

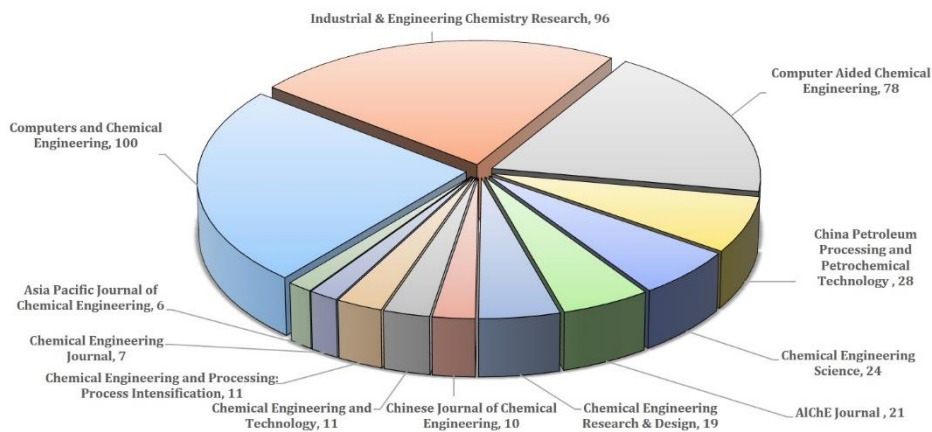
S druge strane, konceptijski projekt u procesu rekonstrukcije (unaprjeđenja) postojećih sustava podrazumijeva izradu unaprjeđene tehnološke sheme korištenjem podataka o postojećoj opremi i najnovijim tehnologijama. Ovaj tip formulacije značajno povećava kompleksnost

izrade konceptijskog projekta pošto se osim operativnih uvjeta¹² razmatraju i promjene konfiguracije procesa i opreme. Dakle, postizanje postavljenih ciljeva preinakama i rekonstrukcijama, te primjena dobivenih rješenja je kompleksniji i izazovniji zadatak nego provođenje optimizacije operacija.

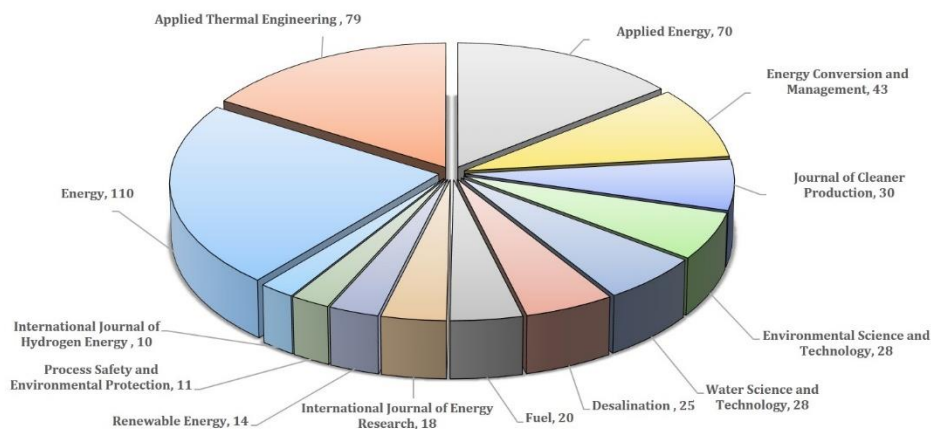
U istoj je knjizi [110] posebna pažnja posvećena terminima koji se u integraciji procesa često koriste kao sinonimi za rekonstrukciju postojećeg postrojenja: preinake (engl. *retrofit*) i rekonstrukcije (engl. *revamp*). Vodeći se formulacijama s oxforddictionaries.com, prema autoru rekonstrukcije rezultiraju novim i poboljšanim oblikom, strukturom ili izgledom (nečega), a preinake omogućavaju (nešto) s komponentama ili dodacima koje nisu ugrađene tijekom proizvodnje ili izgradnje. Iako se obje definicije čine sličnima, preinake procesa se odnose na dodavanje nove opreme u postojeći proces te su opseg, kompleksnost i troškovi relativno niski. S druge strane, rekonstrukcije procesa obuhvaćaju i promjene u konfiguraciji te su opseg, kompleksnost i troškovi relativno visoki. Kako se u literaturi preinake i rekonstrukcije često koriste kao sinonimi, prema autoru pojam preinake treba koristiti za projekte s manjim investicijskim ulaganjima, a rekonstrukcije za projekte s većim investicijama. U knjizi su navedeni i drugi autori koji razmatraju probleme preinaka/rekonstrukcija. Tako Rong i koautori [111] smatraju da su glavni ciljevi preinaka procesa povećanje kapaciteta proizvodnje, učinkovita prerada nove sirovine, iskorištavanje novih tehnologija u proizvodnji, smanjivanje štetnog utjecaja na okoliš i smanjenje operativnih troškova.

Prema Smithu [112] motivacija za preinake ili rekonstrukcije postojećih pogona može biti povećanje kapaciteta, mogućnost korištenja druge sirovine, postizanje određene specifikacije proizvoda, smanjenje operativnih troškova, poboljšanje sigurnosti i smanjenje emisija u okoliš. Kemp [16] definira preinake ili rekonstrukcije kao bilo kakvu promjenu postojećeg kemijskog procesa. S druge strane, Towler i Sinnott [113] su stava da postoje dvije kategorije rekonstrukcije: prva, identifikacija ograničenja i modifikacije s ciljem povećanja protoka sirovine i proizvoda (engl. *debottlenecking*) i druga, preinake.

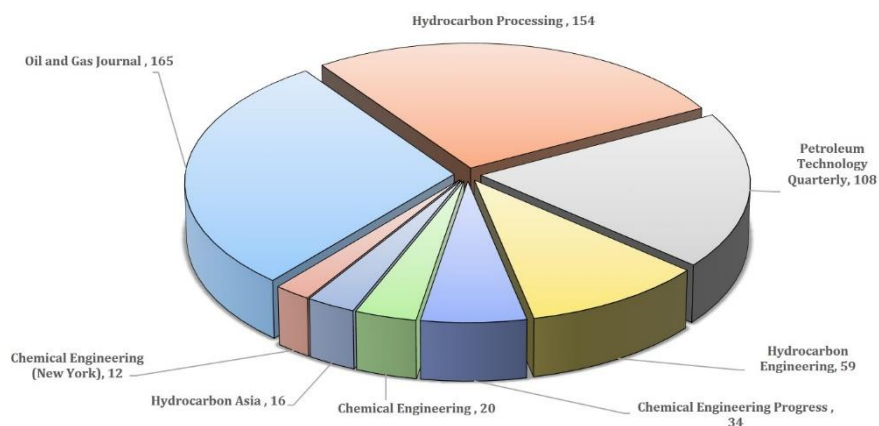
¹² Prema autoru u [110] najjednostavniji proces rekonstrukcije postojećeg postrojenja može se postići podešavanjem i optimizacijom radnih parametara postrojenja, bez promjena proizvodnog ciklusa i performansi opreme, a u skladu s odabranim ciljevima (npr. smanjenje potrošnje energije i operativnih troškova). To se često naziva optimizacija operacija i uključuje analizu procesa i korištenje optimizacijskih tehnika. Poboljšanje procesa optimizacijom operacija je ograničeno konfiguracijom postojećeg procesa, opremom i korištenom tehnologijom.



Slika 4.1. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima kemijskog inženjerstva



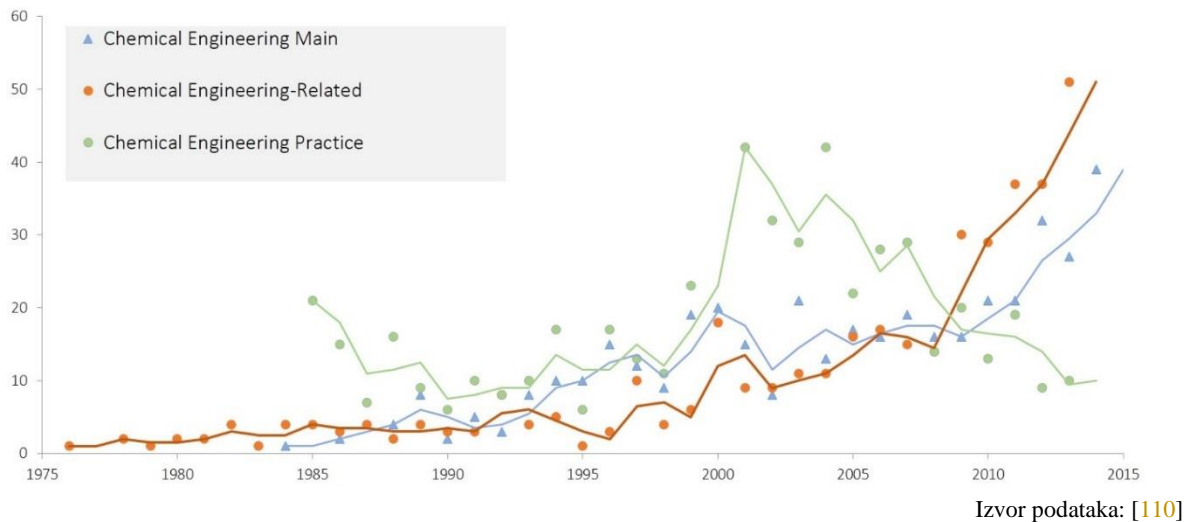
Slika 4.2. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima bliskim kem. inženjerstvu



Slika 4.3. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima kem. inženjerstvo u praksi

S ciljem praćenja studija koje obrađuju metode i primjenu preinaka/rekonstrukcija, autor u [110] provodi istraživanje Scopus baze podataka u koje su uključeni članci u časopisima, recenzije i poglavlja knjiga u kojima se u naslovu, sažetku ili u ključnim riječima spominje problem preinaka, rekonstrukcija ili detekcija i uklanjanje ograničenja za povećanje kapaciteta procesa. Istraživanje je provedeno u tri grupe časopisa (slika 4.1. do 4.3.) za vremensko razdoblje 1976. – 2014. godina.

Trend koji prikazuje promjenu broja članaka na godišnjoj razini, objavljenih u navedenim grupama časopisa u obrađenom vremenskom razdoblju prikazan je na slici 4.4. Na slici je jasno prikazano da je broj članaka na temu preinaka/rekonstrukcija u porastu u časopisima koji pripadaju grupi kemijskog inženjerstva i u časopisima bliskim kemijskom inženjerstvu. Broj članaka u kojima se nalaze pojmovi preinake/rekonstrukcije koji su objavljeni u časopisima koji se nalaze u grupi kemijsko inženjerstvo u praksi imao je svoj maksimum oko 2000. godine.



Slika 4.4. Trend koji prikazuje promjenu broja članaka o preinakama/rekonstrukcijama na godišnjoj razini

Gundersen [108] i Rašković [109] klasifikaciju metoda integracije procesa temelje na grupi pitanja:

- Je li metoda algoritamska (matematički orijentirana), heuristička (iskustveno orijentirana) ili termodinamička (temeljena na korištenju zakona termodinamike)?
- Je li postupak rješavanja ima simultani (rješavanje „u jednom koraku”) ili sekvencijalni (sukcesivno rješavanje faznih potproblema) tok?
- Je li metoda automatizirana (zanemarivo učešće projektanta) ili ima interaktivni karakter (snažan utjecaj projektanta na realizaciju faznih i krajnjih rješenja)?
- Jesu li rezultati kvalitativne ili kvantitativne prirode?

i kreiraju dvodimenzionalni dijagram u kome identificiraju:

- metode hijerarhijske analize (engl. *Hierarchical Analysis*);
- heurističke metode (engl. *Heuristic Rules*);
- ekspertne sustave - sustavi temeljeni na znanju (engl. *Knowledge Based Systems*);
- metode Matematičkog Programiranja;
- termodinamičke metode.

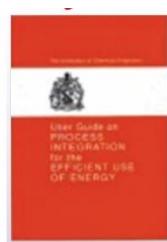
U teorijskim razmatranjima, pa i u praktičnoj primjeni, najviše pažnje posvećuje metodama matematičkog programiranja (ili optimizacijskim metodama) i termodinamičkim metodama od kojih su dvije najvažnije, pinch metoda i eksergijska analiza, predstavljene u nastavku teksta.

4.2. Pinch metoda

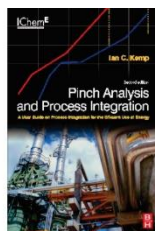
Tijekom posljednjih 50 godina velik broj knjiga (ilustracija na slici 4.5.), studija i znanstvenih radova obilježio je razvoj integracije procesa. Klemeš i koautori u najnovijim publikacijama prikazuju puni pregled različitih definicija integracije procesa i ukazuju da je koncept integracije topline i osobito otkriće pinch točke u procesu povrata otpadne toplinske energije kamen temeljac u razvoju metodologija integracije procesa [114], [115], [116], [117]. Rašković u [22] navodi dva razloga za takav zaključak: prvi da je u ukupnim energetskim bilancama tipičnih procesnih postrojenja udio toplinske energije daleko najveći u odnosu na ostale oblike energije, pa je shodno tome potrošnja ovog oblika energije najutjecajnije na ekonomski parametar proizvodnje. Drugi razlog traži u povijesnim okolnostima nastanka metodologije, a to je početak 70-ih u vrijeme prve naftne krize kad nedostatak, odnosno nagli rast cijena tekućih goriva u velikoj mjeri kreira dodatni istraživački impuls za razvoj ove znanstvene grane.

Detaljnije objašnjenje pinch metode i njoj relevantnih pojmova kao što su integracija topline i sinteza mreže izmjenjivača topline (engl. *Heat Exchanger Network Synthesis* - skraćeno HENS), može se identificirati kroz analizu algoritma rješavanja problema u fazi konceptijskog projektiranja procesa - hijerarhijsku proceduru projektiranja procesa. Opis zadataka i postupaka u hijerarhijskoj proceduri grafički se uobičajeno prikazuje korištenjem tzv. „ljuskastog“

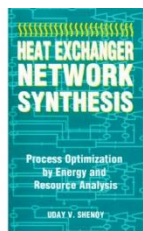
dijagrama (engl. *Onion Diagram*)¹³, čiji se osnovni oblik s četiri sloja može pronaći u više literarnih izvora [22], [112], [117], [118], [119].



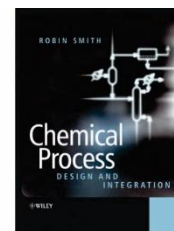
Linnhoff, B., et. al.(1982).
A User Guide on Process
Integration for the Efficient
Use of Energy.



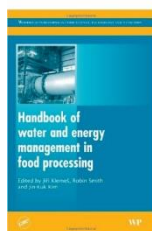
Kemp, I. C. (2007).
Pinch Analysis and
Process Integration



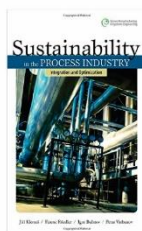
Shenoy, U. V. (1995).
Heat Exchanger Network
Synthesis – Process
Optimization by Energy
and Resource Analysis



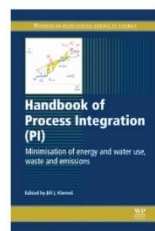
Smith, R. (2005).
Chemical Process
Design and Integration



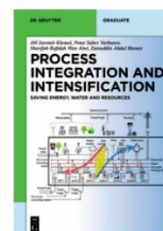
Klemeš, J., et. al (2008).
Handbook of Water and
Energy Management in
Food Processing .



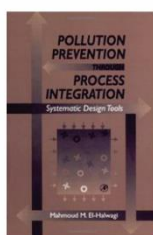
Klemeš, J., et. al (2010).
Sustainability in the
Process Industry –
Integration and
Optimization



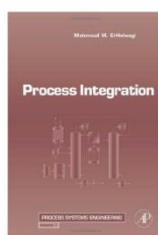
Klemeš, J., et. al (2013).
Handbook of Process
Integration (PI)



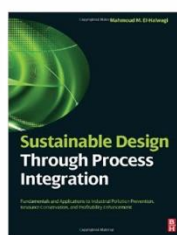
Klemeš, J., et. al (2014).
Process Integration
and Intensification



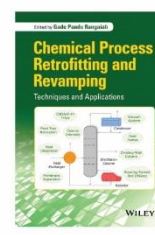
El-Halwagi, M. M. (1997).
Pollution Prevention
through Process
Integration: Systematic
Design Tools



El-Halwagi, M. M. (2006)
Process Integration



El-Halwagi, M. M. (2012).
Sustainable Design through
Process Integration



Rangaiah, G. P. (2016).
Chemical Process
Retrofitting
and Revamping

Slika 4.5. Grafička ilustracija najznačajnijih knjiga s tematikom integracije procesa

¹³ Treba naglasiti da je hijerarhijska procedura projektiranja procesa definirana u skladu s postupcima heurističkih i termodinamičkih metoda projektiranja procesa. U slučaju matematičkih metoda postupak rješavanja je nešto drugačiji, a projektni prostor koji obuhvaća sve navedene zadatke integracije procesa se često deklarira kao sinteza procesa.

Nakon oblikovanja ukupne materijalne bilance u procesnom postrojenju rješavanjem prva dva sloja „ljuskastog“ diagrama (po Dimianu [120] zadatak sinteze procesa), kao sljedeći zadatak razmatra se pitanje integracije topline, tj. optimalne raspodjele toplinske energije u sustavu s ciljem smanjenja upotrebe energenata. U prvom redu, to je mogućnost međusobne izmjene toplinske energije između procesnih struja tvari kako bi one dostigle tražene termodinamičke parametre (entalpije, odnosno temperature) koji su im potrebni za realizaciju procesa u odgovarajućoj procesnoj jedinici. Kako se izmjena toplinske energije provodi korištenjem izmjenjivača topline, uz sagledavanje ekonomske dimenzije problema dolazi se do jasnog definiranja zadatka koji predstavlja treći sloj „ljuskastog“ dijagrama [22], [112]:

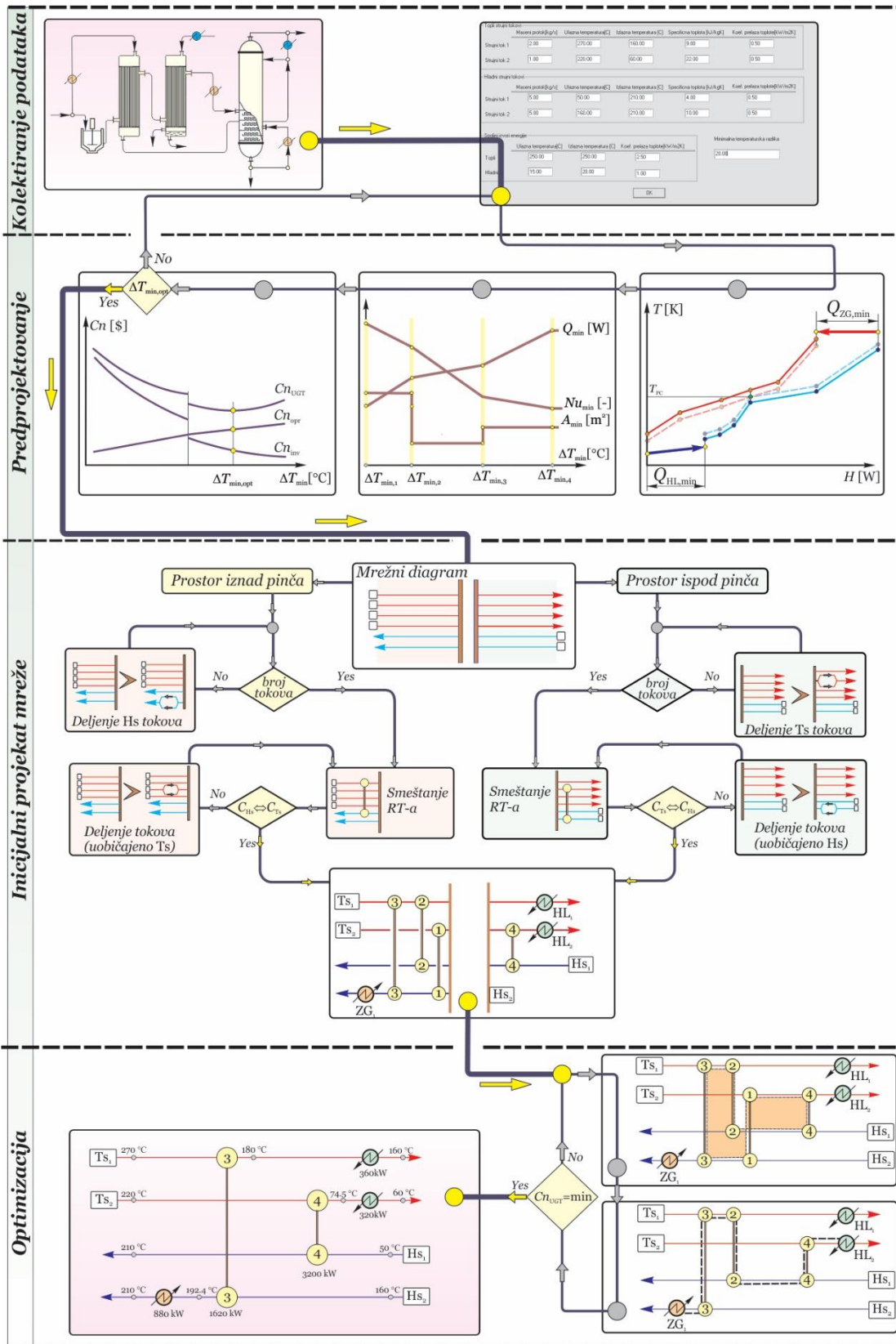
Sinteza mreže izmjenjivača topline (HENS) predstavlja zadatak projektiranja ekonomski optimalne mreže izmjenjivača topline (engl. *Heat Exchanger Network* – skraćeno HEN), s ciljem maksimalne uštede energije u analiziranom postrojenju.

Najznačajnija i najviše korištena metoda za rješavanje zadatka HENS-a je pinch metoda [108], [109], [118], [121]. Neke od njenih osnovnih karakteristika su:

- pinch metoda je termodinamička metoda integracije procesa, osnovni postulati metode temeljeni su na I. i II. zakonu termodinamike, s naznakom da se određena rješenja dobivaju pomoću heurističkih smjernica;
- pinch metoda je sekvencijalna metoda, pošto se konačno projektno rješenje, energetski učinkovita i ekonomski optimalna HEN, dobiva faznim rješavanjem više podzadataka;
- pinch metoda je interaktivna metoda, što ukazuje na potrebu aktivnog sudjelovanja projektanta pri izboru, realizaciji i ocjeni kako faznih tako i konačnih rješenja.

Primjena pinch metode u okviru HENS-a ravnopravno je zastupljena i u slučaju projektiranja nove i pri rekonstrukciji postojeće HEN. Postupak rješavanja konvencionalnog HENS zadatka korištenjem pinch metode generalno se provodi kroz četiri faze (ili etape):

1. Faza prikupljanja podataka (engl. *Data Extraction*) u kojoj se vrši prikupljanje podataka o materijalnim i energetskim tokovima s ciljem oblikovanja pravilnog ulaznog zadatka. Definira se područje minimalne temperaturne razlike – ΔT_{\min} [°C] (engl. *Heat Recovery Approach Temperature* – skraćeno HRAT), pri kojoj je dozvoljena izmjena toplinske energije između toplih i hladnih struja tvari u HEN.



Slika preuzeta iz [22] uz dozvolu autora

Slika 4.6. Grafički prikaz faza projektiranja u pinch metodi

2. Faza postavljanja ciljeva (engl. *Targeting*), pri čemu se vrši analiza energetske i ekonomske indikatora buduće HEN. Minimalna temperaturna razlika je pri analizi promjenjiva – ΔT_{\min} u °C, a cilj analize je određivanje one vrijednosti ΔT_{\min} (iz područja koje se definira u fazi prikupljanja podataka) pri kojoj je cijena izgradnje i funkcioniranja mreže minimalna. Algoritam određivanja optimalne ΔT_{\min} uključuje:

- određivanje minimalne količine energenata za funkcioniranje mreže, odnosno minimalne količine dodatne toplinske energije (uključujući i rashladne medije) koju je procesnim strujama tvari potrebno predati u eksternim izmjenjivačima topline. Naziv ovog zadatka je „ciljanje energetske potrebe HEN“ (engl. *Utility Targeting*). Minimalna količina energenata se izračunava za individualnu vrijednost ΔT_{\min} (po pravilu to je prva vrijednost iz temperaturnog područja definirano u fazi prikupljanja podataka);
- određivanje potrebne površine procesnih i eksternih izmjenjivača topline (uzimajući u obzir da je konfiguracija mreže nepoznata, to je ukupna potrebna površina), koja omogućava dostizanje termodinamičkih parametara iz prethodnog zadatka. Naziv ovog zadatka je „ciljanje površine HEN“ (engl. *Area Targeting*);
- određivanje minimalnog broja procesnih i eksternih izmjenjivača topline u budućoj HEN, zadatak „ciljanje broja izmjenjivača topline“ (engl. *Number Targeting*). Kao i u slučaju površine HEN ovdje se radi o ukupnom broju izmjenjivača topline, a minimalni broj je u funkciji podataka dobivenih rješavanjem zadatka „ciljanja energetske potrebe HEN“ (drugim riječima minimalan broj izmjenjivača topline je nezavisan od površine mreže);
- na osnovi dobivenih vrijednosti proračunava se cijena buduće mreže. Uspostavljanje jednoznačne veze između ΔT_{\min} i cijene HEN u engleskom jeziku se deklarira kao postupak „targetinga“, prema kojem je ova faza pinch metode dobila naziv.

Algoritam rješavanja se potom ponavlja ali s novom ulaznom vrijednošću ΔT_{\min} iz definirano područja (podaci o procesnim i energetskim tokovima ostaju isti kao u prethodnom krugu rješavanja). Uspostavljanje pune funkcionalne zavisnosti između različitih vrijednosti ΔT_{\min} i njima odgovarajućih cijena HEN predstavlja postupak „supertargetinga“. Tim postupkom se omogućava i određivanje one vrijednosti ΔT_{\min} pri kojoj je cijena mreže minimalna. Naziv ovog zadatka je „ciljanje cijene HEN“ (engl. *Cost Targeting*). Optimalna vrijednost ΔT_{\min} je ključan parametar u sljedećoj fazi pinch metode.

3. Faza projektiranja inicijalnog rješenja (engl. *Initial Design*), u kojoj se kreira HEN koja će ispunjavati radne parametre definirane fazom postavljanja ciljeva („targetinga“ ili „supertargetinga“).

4. Faza unaprjeđenja mreže (engl. *Optimization*) gdje se vrši pojednostavljivanje i unaprjeđenje inicijalne HEN energije u funkciji smanjenja njezine cijene.

Grafički algoritam svih faza pinch metode za problem projektiranja nove HEN (engl. *grassroot design*) prikazan je na slici 4.6.

4.3. Eksergijska analiza

Eksergijska analiza je sistemski orijentirana metoda temeljena na kombiniranoj primjeni I. i II. zakona termodinamike u svrhu analize i projektiranja složenih energetske sustava. Metodološki postupci i pravila eksergijske analize omogućavaju detektiranje i kvantitativnu ocjenu termodinamičke nesavršenosti pretvorbi različitih oblika energije i omogućavaju učinkovit pristup pri projektiranju sustava s unaprjeđenim EEE performansama [20], [21], [122], [123], [124].

S povijesne točke gledišta [125] osnovni postulati budućeg koncepta eksergije mogu se identificirati u radu Carnota iz 1824. godine, koji je uspostavljanjem proporcionalnosti rada toplinskog motora i temperaturne razlike stvorio pretpostavke za definiranje II. zakona termodinamike. Krajem 19. stoljeća Gibbs [126] definira oblik rada:

$$-\varepsilon + TS - pV + \mu_1 m_1 + \mu_2 m_2 + \dots + \mu_n m_n, \quad (4.1)$$

koji je moguće proizvesti u reverzibilnom procesu iz materije sastavljene od komponenti mase m_1 do m_n , koja posjeduje energiju $-\varepsilon$, entropiju $-S$ i volumen $-V$. Proces se odvija unutar okoliša tlaka $-p$, temperature $-T$ i potencijala μ_1 do μ_n , čije su dimenzije dovoljno velike da u svim dijelovima vladaju identični uvjeti¹⁴. Njegova istraživanja nastavljaju Gouy i Stodola [127] objavljivanjem pravila za analizu energetske sustava (odnosno eksergijsku analizu), koja generira minoran interes u krugovima tadašnje znanstvene zajednice. Sredinom 20. stoljeća,

¹⁴ Jednadžba (4.1), izvedena iz Gibbsovog rada je u direktnoj vezi s današnjom definicijom eksergije, pošto prema termodinamičkom postulatu mogućnost obavljanja rada postoji kad god se dva sustava različitog stanja dovedu u vezu i rad se obavlja sve dok ne nastupi ravnoteža između njih. U slučaju da je jedan od dva sustava okoliš, eksergija postaje mjera odstupanja stanja sustava od okoliša, te je zbog toga to svojstvo ispitivanog sustava i okoliša zajedno. U slučaju specificiranja parametara okoliša, eksergiji ispitivanog sustava može biti dodijeljena određena vrijednost pa se na nju može gledati i kao na ekstenzivno svojstvo sustava.

počevši od rada Bošnjakovića [18], Keenana [128], koji uvodi pojam raspoloživa energija “available energy” i Ranta [129] koji povezuje pojam eksergije¹⁵ i tehničkog rada, započinje i suvremeno razdoblje eksergijske analize.

U razdoblju koje je uslijedilo, interes za korištenje eksergijske analize u industrijskim procesima značajno je porastao, a od 90-tih godina prošloga stoljeća intenzivna je i upotreba koncepta eksergije u područjima analize nacionalnih ekonomija i održivog razvoja [130]. Karakteristika tog razdoblja je i nagli razvoj metoda temeljenih na konceptu eksergije s integriranim alatima ekonomske analize: eksergoekonomija, termoeekonomija, eksergo-ekonomska optimizacija, cijena prema II. zakonu termodinamike i eksergijsko-ekonomski izračun [131], [132], [133], [134], [135], [136].

Značajna primjena eksergijske analize [122] posljednjih godina je evidentna u zadacima unaprjeđenja performansi industrijskih sustava [137], [138], [139], uštedi toplinske energije [140] i zaštiti životnog okoliša [141]. Kad se govori o upotrebi eksergijske analize u postrojenjima za preradu nafte prije svega treba istaknuti više radova koje je objavio Rivero s koautorima [142], [143], [144], [145], [146], [147], [148], koji u okviru istraživanja provedenih u meksičkom Petroleum Institute opisuju povijesni razvoj ovog istraživačkog koncepta, njegovu sadašnju upotrebu kao i potencijale za buduću upotrebu. U svom kritičkom osvrtu na rad ove istraživačke grupe Al-Muslim i koautori [149] zaključuju da se smjer njihovog istraživanja može podijeliti u dva komplementarna pravca. Prvi, metodološki pravac istraživanja, analizira integraciju programskih alata za simulaciju i optimizaciju kompleksnih kemijskih procesa s programskim subrutinama temeljenim na konceptu eksergije, čiji je krajnji cilj razvoj učinkovitog alata za detaljne eksergoekonomske i eksergoekološke studije naftnih postrojenja. Drugi pravac istraživanja usmjeren je na razvoj postupaka i tehnologija (dijabatska destilacija, apsorpcijske toplinske pumpe, gorivni članci, trigeneracijski procesi) čija je učinkovita upotreba u direktnoj vezi s konceptom eksergije, tj. kapacitetom da se istovremeno razmatra EEE karakteristike upotrebe tih tehnologija. Eksergijsku analizu rafinerija nafte u Meksiku provela je i grupa autora u [150] sa zaključkom da je eksergijska učinkovitost destilacijskih sustava (AD i VD) oko 8,6%.

¹⁵ Termin eksergija (exergy), koji potječe od grčkih riječi ex i ergon, u značenju iz i rad, prvi put je upotrijebljena u radu Z. Ranta 1953. god. za definiranje pojma "tehnički radni kapacitet". Od tada termin eksergija dobiva na popularnosti i sve češće zamjenjuje termine poput availability, available energy, essergy, utilizable energy, work potential, available work i convertible energy.

Sredinom 90-ih godina prošlog stoljeća, značajnu pažnju je privukao rad Cornelissena [151] koji je korištenjem programskog paketa Aspen Plus[®] simulirao procese u postrojenjima AD i VD. Rezultati istraživanja pokazali su da je ukupna eksergijska učinkovitost analiziranog sustava 5,2%, pri čemu je učinkovitost AD 27%, VD 37,3%, a HEN i procesne peći oko 54%. Kao osnovni izvor destrukcije eksergije u postrojenju autor identificira korištenje visokokvalitetnog goriva u procesnoj peći i veliku količinu neiskorištene niskotemperaturne otpadne toplinske energije u postrojenju AD, čijim bi se racionalnim korištenjem razina destrukcije eksergije mogla smanjiti za 16%. Kao dodatni prijedlog u studiji se razmatra korištenje kogeneracije, uz napomenu da bi takvi scenariji doprinijeli smanjenju gubitaka u području od 19% do 60%.

Autori Al-Muslim i Dincer su početkom ovog stoljeća izdali nekoliko zajedničkih radova s tematikom termodinamičke analize destilacijskih sustava u rafinerijama nafte i mogućih unaprjeđenja temeljenih na upotrebi koncepta eksergije [149], [152]. Korištenjem SimSci PRO/II[®] simulacijskog softvera autori analiziraju utjecaj osnovnih termodinamičkih parametara (temperatura i tlak u kolonama) u destilacijskom sustavu Saudi Aramco-Ras Tanura rafinerije, na energetska i eksergijska učinkovitost objekta analize i njegovih komponenti [152]. Prema njihovim rezultatima, energetska gubici u postrojenju kao rezultat ireverzibilnosti procesa u najvećoj mjeri su koncentrirani u pogonu AD (56%) dok je razina tih gubitaka znatno manja u pogonu VD (26%) odnosno u HEN-u ovog sustava (18%). Energetska/eksergijska učinkovitost AD je 49,7%/43,3%, VD 57,9%/50,1%, dok su za ukupan destilacijski sustav ove vrijednosti 51,9%/23,3%. Autori zaključuju da je većina eksergijskih gubitaka u analiziranom sustavu uzrokovana temperaturnim razlikama, a udio gubitaka kemijske energije koji su nastali u procesima separacije je relativno mali (oko 6% od ukupnih eksergijskih gubitaka). U istom radu su autori primijetili veliku razliku u broju objavljenih radova koji obrađuju termodinamičke aspekte potrošnje energije u destilacijskim sustavima postrojenja za preradu nafte i radova koji taj problem sagledavaju kroz koncept eksergije (uz kratak popis najvažnijih autora: Pinto i koautori [152]; Abdi i Meissen [153], Doledursum [154], Andersen i koautori [155], a već su citirani Rivero [147], Anaya i koautori [150] i Cornelissen [151]).

Isti autori su primijenili energetska i eksergijska analizu višestupanjskih destilacijskih kolona i zaključili da dvostupanjska destilacijska kolona ima 17,5% veću eksergijsku učinkovitost od jednostupanjske [156]. Slična istraživanja su nešto kasnije proveli Errico [157] i Benali [158], analizirajući trostupanjku destilacijsku kolonu uz zaključak da se smanjenje

potrošnje energije i eksergijskih gubitaka u koloni može ostvariti instalacijom posude za razdvajanje parne i kapljevite faze (engl. *flash drum*) nafte.

Rekonstrukciju i modernizaciju (engl. *Retrofit Design*) destilacijskog sustava u rafineriji nafte obrađuju i Wang i koautori [159], analizirajući energetske i ekonomske parametre četiri scenarija u pogonima AD i VD s ugrađenom kolonom za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte (engl. *Preflash Column*), uz korištenje programskog paketa Aspen Plus[®], Aspen Energy Analyzer[®] i Aspen Capital Cost Estimator[®]. Usporedbom rezultata autori zaključuju da je rekonstrukcija temeljena na koloni za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte potencijalno najisplativija opcija. Do sličnih zaključaka su ranije došli i Feintuch i koautori [160], koji zaključuju da primjena posude za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte ima značajan ekonomski utjecaj na potrošnju energije u HEN-u u destilacijskom sustavu, što je u skladu sa zaključcima autora Ji i Bagajewicz [161] i Yahyaabadi [162].

U svom drugom radu Wang i koautori [163] predlažu devet shema za preradu teške nafte s jedinicom za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte te uspoređuju njihove eksergijske učinkovitosti.

U posljednjih nekoliko godina došlo je do značajne produkcije istraživačkih radova s analizom destilacijskih sustava rafinerije nafte na postrojenjima u Nigeriji. Tako Waheed, Oni i koautori u radovima [164], [165] i [166] analiziraju postrojenje koje u sebi sadrži pogone AD i VD, jedinicu za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte, splitter, stabilizator i HEN, s ciljem identifikacije energetske i eksergijske gubitaka te pregleda mogućnosti za unaprjeđenje cjelokupnog energetskog sustava. Korištenjem realnih parametara rada postrojenja u simulaciji pripremljenoj u programskom paketu Aspen Hysys[®], autori su proveli detaljnu termoekonomsku i eksergoekološku analizu. Autori u zaključku predlažu rekonstrukciju i modernizaciju u tri komponente sustava: jedinici za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte, AK i HEN pošto je u tim jedinicama koncentrirano 90% svih eksergijskih gubitaka i 60,3% emisija CO₂. Odejobi [167] u svom radu daje detaljnu eksergijsku analizu postrojenja AD, uz podršku simulacije pripremljene na programskoj platformi Aspen HYSYS V8.4[®] i odgovarajućeg „spreadsheet“ programa za proračun indikatora eksergijske učinkovitosti komponenti u postrojenju. Autor zaključuje da AK ima najmanji stupanj eksergijske učinkovitosti (52,1%) dok je visina ovog indikatora znatno povoljnija u slučaju procesne peći (75,1%) odnosno jedinice za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte (74,1%). Simulaciju i eksergijsku analizu New Port Harcourt Refinery u Nigeriji proveli su i Braimah i koautori [168].

U zadnjih nekoliko godina je koncept eksergije korišten u radovima Gua i koautora [169] u komparativnoj analizi i ocjeni tri različite konfiguracije destilacijskih procesa u rafinerijama nafte, zatim u radovima Izyana i Shuhaimija [170] koji uz upotrebu eksergijske kompozitne krivulje [171] analiziraju dvije strategije za smanjenje potrošnje goriva (smanjenje gubitaka u procesnoj peći i problem uklanjanja naslaga iz HEN), zatim u radovima Tarighaleslamija i koautora [172], koji analiziraju profil eksergijskih gubitaka u rafineriji Tabriz (Iran) i proučavaju opcije rekonstrukcije i modernizacije analiziranog postrojenja, te u radovima Silve i koautora [173] koji vrše komparaciju pet načina na koje je moguće koristiti eksergijsku analizu u separacijskim procesima za preradu nafte. Posebna pažnja konceptu primjene eksergijske analize na procese prerade nafte je posvećena u zasebnim poglavljima u dvije knjige [174], [175].

4.3.1. Definicija eksergije

Rašković i koautori [176] konstatiraju da u suvremenoj literaturi postoji nekoliko definicija eksergije i da sve one sadrže istu osnovnu ideju, ali se razlikuju prema načinu izvođenja [151]. Tako određeni autori definiraju eksergiju preko rada [177], [178], [179], drugi preko reverzibilnog procesa [19], a neki uzimaju u obzir koristan rad [179]. Prema mišljenju autora [176] definiciju Tsatsaronisa [179] prema kojoj je "eksergija termodinamičkog sustava maksimalni teorijski rad (mehanički ili električni rad) koji je moguće dobiti dok se sustav dovodi u potpunu termodinamičku ravnotežu s termodinamičkim okolišem pritom ostvarujući interakciju isključivo s tim okolišem" treba izdvojiti kao najpogodniju za inženjersku primjenu. Pri tom je termodinamički okoliš ravnotežni sustav s nultom eksergijom koji ima vrlo velik kapacitet te njegove ekstenzivne (i intenzivne) varijable ostaju konstantne tijekom interakcije s bilo kojim termodinamičkim sustavom [122].

Eksergiju sustava generalno predstavlja funkcija radnog potencijala općeg oblika:

$$E = U + p_0V - T_0S - \sum_i \mu_{i0}n_i, \quad (4.2)$$

pri čemu unutarnja energija (U), volumen (V), entropija (S) i količina tvari kemijskih komponenti u sustavu (n_i) predstavljaju ekstenzivne parametre sustava a tlak (p_0), temperatura (T_0) i kemijski potencijal (μ_{i0}) predstavljaju intenzivne parametre okoliša. Kemijski potencijal može poprimiti općenitiji oblik koji uključuje utjecaj elektromagnetskih sila, napona, nuklearnih sila, itd. Ovakvim tumačenjem eksergija predstavlja najopćenitiji pojam rada ili mogućnosti (sposobnosti) da se rad izvede.

Upotrebom relacije za unutarnju energiju:

$$U = TS - pV - \sum_i \mu_i n_i, \quad (4.3)$$

jednadžbu (4.2) je moguće izraziti u obliku:

$$E = S \underbrace{(T - T_0)}_{\text{Gradijent temperature}} - V \underbrace{(p - p_0)}_{\text{Gradijent tlaka}} + \sum_i n_i \underbrace{(\mu_i - \mu_{i,0})}_{\text{Gradijent kemijskog potencijala}}. \quad (4.4)$$

Prema ovom izrazu eksergija predstavlja funkciju stanja sustava koje je definirano ekstenzivnim varijablama tog sustava (S, V, n) i gradijentima koji nastaju uslijed razlika između intenzivnih varijabli stanja sustava (T, p, μ) i intenzivnih varijabli stanja okoliša (T_0, p_0, μ_0) [122]¹⁶.

4.3.2. Bilanca eksergije otvorenih termodinamičkih sustava

Metodologija eksergijske analize otvorenih termodinamičkih sustava temelji se na bilanci eksergije. Uslijed prirode eksergije koja je suprotna prirodi entropije po tome što se eksergija može uništiti, ali se ne može stvoriti, opći oblik bilance eksergije otvorenog termodinamičkog sustava koji čini izdvojena komponenta složenog sustava može se predstaviti u sljedećem obliku:

$$E_D = \sum_{\text{in}} E_{\text{tot,in}} - \sum_{\text{out}} E_{\text{tot,out}} + \sum_i E_{Q,i} + \sum_j E_{W,j}, \quad (4.5)$$

gdje su:

E_D - destrukcija eksergije, proporcionalna produkciji entropije i rezultat je nepovrativosti procesa koji se odvijaju u promatranom sustavu, što je osnovno obilježje svih promjena stanja u realnom svijetu kako je definirano u II. zakonu termodinamike;

$\sum_{\text{in}} E_{\text{tot,in}} - \sum_{\text{out}} E_{\text{tot,out}}$ - protočna eksergija, eksergija povezana s protokom mase ulaznih/izlaznih tokova kroz granice promatranog sustava ili njegovog kontrolnog volumena (skraćeno KV);

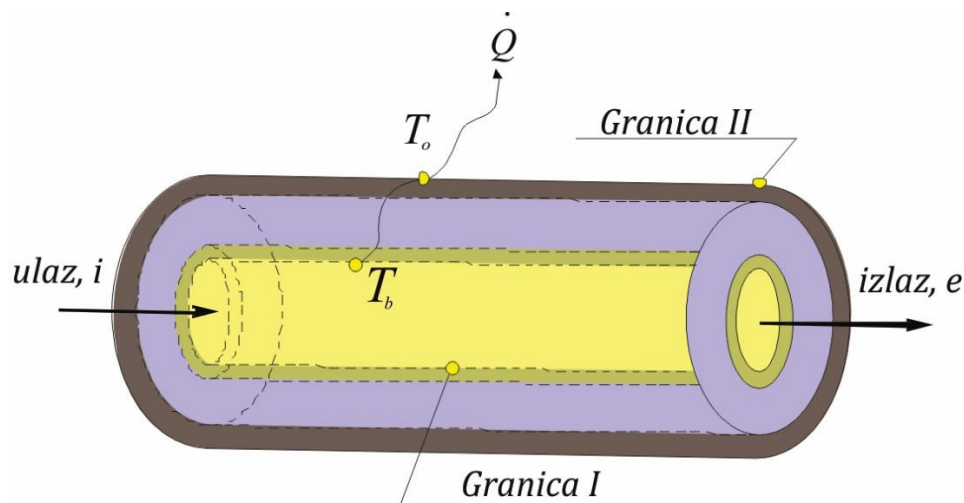
$\sum_j E_{W,j}$ - eksergija jednaka radu prenesenom preko granice promatranog sustava.

¹⁶ Cvetković u svom doktorskom radu [122] navodi i detaljno obrađuje pojam ravnoteže u konceptu eksergije i navodi najznačajnije tipove ravnoteže: 1. Mehanička; 2. Toplinska; 3. Difuzijska; 4. Fazna; 5. Kemijska; 6. Termodinamička; 7. Ograničena

$\sum_i E_{Q,i}$ - eksergija koja nastaje uslijed prijenosa toplinske energije preko granice promatranog sustava i rezultat je postojanja razlike temperature na granici sustava i okoliša. Određuje se matematičkim izrazom:

$$E_{Q,i} = \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) Q_i . \quad (4.6)$$

S ciljem pravilnog definiranja eksergijske učinkovitosti izabranog sustava bilanca eksergije (4.5) kao ukupan gubitak eksergije razmatra dva elementa: (i) destrukciju eksergije (E_D) nastalu uslijed nepovrativosti procesa koji se odvijaju u sustavu i (ii) eksterne gubitke eksergije (E_L) koji su nastali prijenosom tokova eksergije (putem materijalnih i energetske tokove) kroz granice sustava. Pri tome se eksterni gubici eksergije (E_L) odnose i na one materijalne i energetske tokove koji nemaju pozitivan učinak na promatrani sustav ili na ostale elemente u okviru složenog sustava kojem on pripada. Pošto je u analizi prikazanoj na slici 4.7 (izdvojeni element složenog sustava, model stacionarnog protjecanja fluida kroz cijev), pretpostavljeno da se izlazni tok eksergije u potpunosti može iskoristiti u narednom elementu složenog sustava, ukupan gubitak eksergije uslijed termodinamičke nesavršenosti promatranog sustava je konstantan i jednak zbroju E_D i E_L . S druge strane veličine E_D i E_L su funkcije odabranih granica sustava [164] i zavise od dva faktora: (i) nepovrativosti procesa koji se odvijaju u promatranom sustavu i od (ii) količine toplinske energije koju fluid tijekom protjecanja kroz cijev predaje u okoliš i koji ima pozitivnu vrijednost \dot{Q}_i .



Izvor: [180]

Slika 4.7. Stacionarno protjecanje fluida kroz cijev

U analiziranom sustavu se javljaju dvije alternativne granice, obilježene s *I* i *II*. Granica *I* uključuje samo cilindrični volumen kroz koji protječe fluid, dok je granica *II* smještena izvan cijevi, na temperaturi koja odgovara temperaturi okoliša T_0 . Protočna eksergija materijalnog toka na ulazu u sustav je E_i i procesom protjecanja kroz sustav se umanjuje za E_D i E_L te se na izlazu dobije E_e , pa je ukupna bilanca eksergije tog sustava:

$$E_i = E_e + E_D + E_L. \quad (4.7)$$

Iz jednadžbe (4.7) je očigledno, kako je to ranije i naglašeno, da je suma E_D i E_L konstantna i nezavisna o izboru granice (*I* ili *II*). S druge strane, pojedinačne vrijednosti za E_D i E_L zavise eksplicitno o izboru granice sustava. U slučaju da je odabrana granica sustava *I*, eksterni gubitak eksergije $E_{L,I}$ se može, na temelju (4.6), izračunati kao:

$$E_Q = \int \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot q^* \cdot dL, \quad (4.8)$$

gdje je q^* izmijenjena toplinska energija po jedinici duljine L na granici sustava *I*. Eksergija također biva uništena unutar kontrolnog volumena sustava uslijed unutarnjih nepovratnosti koje su uglavnom rezultat trenja.

Izborom granice *II* prijenos toplinske energije se odvija na temperaturi T_0 pa je u ovom slučaju eksterni gubitak eksergije $E_{L,II}$ shodno jednadžbi (4.8) jednak nuli, te nestaje kao član u jednadžbi 4.7. U ovom slučaju je ukupan gubitak eksergije E_D i on je proporcionaln produkciji entropije u promatranom sustavu.

Određivanje $E_{L,I}$ korištenjem jednadžbe (4.8) zahtijeva poznavanje količine izmijenjene topline po jedinici duljine cijevi q^* kroz granicu sustava i temperature T_b na granici kroz koju se odvija prijenos toplinske energije. U mnogim praktičnim slučajevima q^* je ili nepoznanica ili je njen matematički oblik vrlo složen, pa se proračun eksergijske učinkovitosti otvorenog termodinamičkog sustava uglavnom bazira na izboru granice *II* kao vanjske granice kontrolnog volumena, kojim se eliminira član E_L iz (4.7). U specijalnim slučajevima član E_L se može izračunati korištenjem srednje termodinamičke temperature između granica *I* i *II*. Drugim riječima eksergijska učinkovitost izdvojene komponente sustava u praksi se izračunava samo korištenjem komponente E_D analiziranog sustava. Izuzetak čine disipacijske komponente sustava (po pristupu gorivo – proizvod) kod kojih se ne izračunavaju komponente E_D i E_L već se pretpostavlja da je $E_e = E_L$, pa se kod ovih komponenti po tom pristupu i ne izračunava

eksergijska učinkovitost. Kako će se u kasnijim analizama pokazati, eksergijska učinkovitost složenog sustava u kojem je moguće sagledati način korištenja izlazne protočne eksergije E_e u sebi sadrži i element eksternih gubitaka eksergije s oznakom $E_{L,tot}$, neophodan za točan izračun eksergijske učinkovitosti cjelokupnog složenog sustava.

Komponenta protočne eksergije materijalnog toka može se izraziti u obliku:

$$E_{tot} = E_{PT} + E_{KNT} + E_{FZ} + E_K = \dot{m} \cdot (e_{PT} + e_{KNT} + e_F + e_K), \quad (4.9)$$

gdje su:

E_{PT} – potencijalna eksergija, rezultat je razlike u koordinatama promatranog sustava i referentnih koordinata okoliša;

E_{KNT} - kinetička eksergija jednaka je kinetičkoj energiji sustava.

Komponente E_{PT} i E_{KNT} se u praktičnim proračunima često zanemaruju.

E_{FZ} - fizikalna eksergija je jednaka eksergiji sustava zbog postojanja razlike u temperaturi i tlaku sustava u odnosu na referentnu temperaturu i tlak. U slučaju otvorenih sustava fizikalna eksergija (u tom slučaju protočna fizikalna eksergija) se može zapisati kao:

$$\begin{aligned} E_{FZ} &= E_T + E_M = & (4.10) \\ &= \dot{m} \cdot \underbrace{\{h(T, p_0) - h(T_0, p_0) - T_0 \cdot [s(T, p_0) - s(T_0, p_0)]\}}_{E_T} + \\ &+ \dot{m} \cdot \underbrace{\{h(T_0, p) - h(T_0, p_0) - T_0 \cdot [s(T_0, p) - s(T_0, p_0)]\}}_{E_M} \end{aligned}$$

Pri tom je protočna fizikalna eksergija plinova:

$$E_{FZ} = \dot{m} \cdot \left\{ c_p \cdot \left[(T - T_0) - T_0 \cdot \ln \frac{T}{T_0} \right] + R \cdot T_0 \cdot \ln \frac{p}{p_0} \right\}, \quad (4.11)$$

a protočna fizikalna eksergija čvrstih tijela i kapljevine:

$$E_{FZ} = \dot{m} \cdot \left\{ c_p \cdot \left[(T - T_0) - T_0 \cdot \ln \left(\frac{T}{T_0} \right) \right] - V \cdot (p - p_0) \right\}, \quad (4.12)$$

pri čemu se drugi član ove jednadžbe (4.12) obično zanemaruje pošto se čvrsta tijela i kapljevine nalaze na tlaku okoliša ($p=p_0$).

E_K - kemijska eksergija, koja nastaje uslijed razlike u sastavu između analizirane materije i njenog okoliša [174]. Pri tome ta razlika u sastavu podrazumijeva različite komponente sustava

i okoliša, te različite koncentracije tih komponenti. Kemijska eksergija je jednaka (uz pretpostavku da postoji samo interakcija između sustava i okoliša) maksimalnom mehaničkom radu koji se dobije kada se sustav koji ima kemijski potencijal u odnosu na okoliš (a nalazi se u toplinskoj i mehaničkoj ravnoteži s okolišem), dovodi u kemijsku ravnotežu s tim okolišem, pri čemu nestaje navedeni kemijski potencijal.

Opći oblik jednadžbe za kemijsku eksergiju dobiva se kao poseban slučaj jednadžbe za eksergiju (4.4), kada analizirani termodinamički sustav dostigne toplinsku i mehaničku ravnotežu s okolišem ($T=T_0, p=p_0$) [122]:

$$E_K = \sum_i n_i (\mu_i - \mu_{i,0}), \quad (4.13)$$

gdje su μ_i - kemijski potencijal komponente i koja nije u kemijskoj ravnoteži s okolišem, a $\mu_{i,0}$ kemijski potencijal iste komponente i koja je u kemijskoj ravnoteži s okolišem. Kemijski potencijal komponente i (u neidealnoj smjesi) koja nije u kemijskoj ravnoteži s okolišem moguće je izraziti u obliku:

$$\mu_i = \mu_{i,0} + R_m T_0 \ln a_i, \quad (4.14)$$

pri čemu je a_i aktivitet te komponente [181], a R_m univerzalna molarna plinska konstanta, pa jednadžba (4.11) postaje:

$$E_K = \sum_i n_i (\mu_i - \mu_{i,0}) + R_m T_0 \sum_i n_i \ln a_i. \quad (4.15)$$

U slučaju idealnih smjesa, aktivitet komponente se izjednačava s molarnim udjelom, $a_i=x_i$, (koeficijent aktiviteta postaje jednak jedinici) pa jednadžba (4.15) postaje:

$$E_K = \sum_i n_i (\mu_i - \mu_{i,0}) + R_m T_0 \sum_i n_i \ln x_i. \quad (4.16)$$

Kemijska eksergija sustava se može općenito podijeliti na reakcijsku eksergiju koja se odnosi na izračunavanje eksergije u kemijskim reakcijama i nereakcijsku eksergiju koja se odnosi na izračunavanje eksergije u procesima gdje nema kemijske reakcije kao što su ekspanzija, kompresija, miješanje i separacija [174]. Izračunavanje kemijske eksergije u inženjerskim aplikacijama se može olakšati upotrebom parametara standardnog okoliša i odgovarajuće tablice standardnih kemijskih eksergija. Standardne kemijske eksergije su temeljene na standardnim vrijednostima temperature T_0 i tlaka p_0 okoliša (npr. 298,15 K i 1 bar) pri čemu se smatra da je standardni okoliš sastavljen od sume kemijskih komponenti s koncentracijama koje odražavaju kemijski sastav okoliša. Referentne komponente se obično

dijele u tri grupe: (i) plinske komponente atmosfere, (ii) čvrste komponente iz litosfere i (iii) ionske i neionske komponente iz oceana.

Iako upotreba standardne kemijske eksergije značajno olakšava postupak izračuna kemijske eksergije, termin standardna treba shvatiti uvjetno pošto ne postoji univerzalna specifikacija okoliša. Za široko područje inženjerskih aplikacija, jednostavnost i lagana upotreba standardnih kemijskih eksergija, u velikoj mjeri eliminira potrebu za detaljnijim izračunima u kojima bi se vršila identifikacija nepreciznosti ove metodologije.

4.3.3. Indikatori eksergijske analize

Postupak eksergijske analize obuhvaća odgovarajući izbor elemenata koji će biti uključeni u analizu (podjela sustava), pripremu bilanci mase i energije, izračunavanje eksergije svih tvari koje se nalaze u analiziranom sustavu u odnosu na postavljene referentne uvjete okoliša, izradu bilance eksergije za svaki element sustava koji se promatra, izračun eksergijske učinkovitosti u skladu s vrstom problema i postavljenim ciljevima. Na kraju se dobiveni rezultati analiziraju i interpretiraju, te se nakon identifikacije i kvantitativnog prikaza glavnih uzroka destrukcije eksergije predlažu rješenja. Pošto je posljednjih godina evidentan razvoj eksergijske analize, nužan je i pregled simbola i oznaka koje su različiti autori koristili u okviru svojih istraživanja. Pregled je prikazan u tablici 4.1.

Eksergijska učinkovitost predstavlja osnovni indikator koji se koristi u eksergijskoj analizi. Matematička formulacija zavisi o prirodi sustava koji se promatra, ali u svom najjednostavnijem obliku predstavlja omjer sume svih eksergija na izlazu iz procesa i sume svih eksergija na ulazu u proces:

$$\varepsilon_{\text{tot}} = \sum_{\text{out}} E_{\text{out}} / \sum_{\text{in}} E_{\text{in}} . \quad (4.17)$$

Ovaj je pristup univerzalan ali ne daje kvalitetnu informaciju za sve probleme. Za protočne sustave se boljim pokazao pristup gorivo – proizvod [21], [132], [133], [179], pri čemu se koristi matematički izraz koji predstavlja omjer iskorištene i unesene eksergije u sustav. U skladu s ovim pristupom, bilanca eksergije na razini sustava izražava se relacijom:

$$E_{F,\text{tot}} = E_{P,\text{tot}} + E_{L,\text{tot}} + E_{D,\text{tot}} . \quad (4.18)$$

U ovom izrazu eksergija proizvoda ($E_{P,\text{tot}}$) ili korisna eksergija, predstavlja željeni rezultat djelovanja sustava, te njegovo određivanje mora biti konzistentno sa svrhom njegovog postojanja i korištenja. Eksergija goriva ($E_{F,\text{tot}}$) ili resursa predstavlja utrošak eksergijskih

resursa s ciljem generiranja proizvoda, pri čemu resurs predstavlja sve ulazne tokove utrošene za generiranje proizvoda i ne ograničava se samo na gorivo u užem smislu. Količina gubitka eksergije ($E_{L,tot}$) predstavlja količinu eksergije koja se preko toplinske energije ili materijalnih tokova predaje okolišu i ne koristi se više u postojećem ili drugim sustavima. Najzad, destrukcija eksergije ($E_{D,tot}$) se izračunava pomoću bilance eksergije ili generirane entropije unutar sustava [132], [136].

Prema prethodno navedenom pristupu gorivo-proizvod uz korištenje bilance eksergije ε je definiran kao:

$$\varepsilon_{tot} = \frac{E_{P,tot}}{E_{F,tot}} = 1 - \frac{E_{D,tot} + E_{L,tot}}{E_{F,tot}} \quad (4.19)$$

Na razini komponenti, bilanca eksergije se može prikazati sljedećim relacijama:

$$E_{F,k} = E_{P,k} + E_{D,k} \quad (4.20)$$

$$\varepsilon_k = \frac{E_{P,k}}{E_{F,k}} = 1 - \frac{E_{D,k}}{E_{F,k}} \quad (4.21)$$

dok se učinkovitost cijelog sustava preko destrukcije u njegovim komponentama izražava kao:

$$\varepsilon_{tot} = \frac{E_{P,tot}}{E_{F,tot}} = 1 - \frac{\sum_{k=1}^n E_{D,k} + E_{L,tot}}{E_{F,tot}} \quad (4.22)$$

Koeficijent destrukcije eksergije komponente predstavlja omjer destrukcije eksergije u toj komponenti s eksergijom goriva cijeloga sustava:

$$y_{D,k} = \frac{E_{D,k}}{E_{F,tot}} \quad (4.23)$$

Koeficijent destrukcije eksergije cjelokupnog sustava predstavlja omjer ukupne destrukcije i eksergije goriva za analizirani sustav:

$$y_{D,tot} = \frac{E_{D,tot}}{E_{F,tot}} \quad (4.24)$$

Tablica 4.1. Simboli za eksergiju i eksergijsku učinkovitost korišteni u udžbenicima

Sp. eksergija [kJ/kg] ili [J/mol]	Eksergija [J]	Funkcija sp. eksergije [kJ/kg]	Eksergijska funkcija [kJ]	Sp.energija [kJ/kg]	Energija [kJ]	Destrukcija eksergije	Eksergijska učinkovitost	Reference u literaturi
Δb		b		e	E	ireverzibilnost	\mathcal{E}	Keenan
	A	Φ, b		e	E	I	Ψ	Hatsopoulos & Keenan, 1965
							\mathcal{E}	Kotas, 1985
				e	E	E_d	\mathcal{E}	Moran
e_s za OTS ξ za ZTS	E_s OTS, Ξ za ZTS	b za OTS, a za ZTS	B OTS, A za ZTS	e	E	W_{lost}	η_{ii}	Moran i Shapiro
								Bejan
e	E	e	E			E_D	\mathcal{E}	Bejan, Tsatsaronis i Moran
	B					δb	$\eta_B \cdot \eta_P$	Szargut et al.
ψ za OTS, φ za ZTS	X			e	E	$I, X_{destroyed}$	η_{II}	Cengel i Boles
ψ za OTS, φ za ZTS	ψ, ϕ			e	E		η_{2nd}	Anderson
	ψ, Ω				E		\mathcal{E}	Gyftopoulos i Beretta
	E						ξ	Bošnjaković
ϕ							η_{II}	Sussman
ψ za OTS, φ za ZTS	ϕ			e	E	I	$\eta_{2nd\ law}$	Sontag, Borgnakke, van Wylen
e	\dot{E} (samo za struje tvari)			e	E			Baehr

Izvor podataka: [19], [180]. OTS –otvoreni termodinamički sustav, ZTS –zatvoreni termodinamički sustav

Usporedba destrukcije eksergije pojedinih komponenti s ukupnom destrukcijom eksergije u sustavu oblikuje koeficijent ukupne destrukcije eksergije (engl. *Total Exergy Destruction Ratio* – *TEDR*):

$$TEDR_k = \frac{E_{D,k}}{E_{D,tot}}. \quad (4.25)$$

Kako je destrukcija eksergije u sustavu jednaka zbroju destrukcija svih komponenti tog sustava, zbroj koeficijenata ukupne destrukcije eksergije svih komponenti uvijek iznosi 1.

Koeficijent gubitka eksergije sustava predstavlja omjer gubitka eksergije sustava i eksergije goriva koje opskrbljuje sustav:

$$y_{L,tot} = \frac{E_{L,tot}}{E_{F,tot}}. \quad (4.26)$$

Koeficijent ukupnog gubitka eksergije u disipacijskoj komponenti sustava definira udio gubitka te komponente u ukupnim gubicima sustava, a zbroj ovih koeficijenata za sve jedinice sustava jednaka je 1.

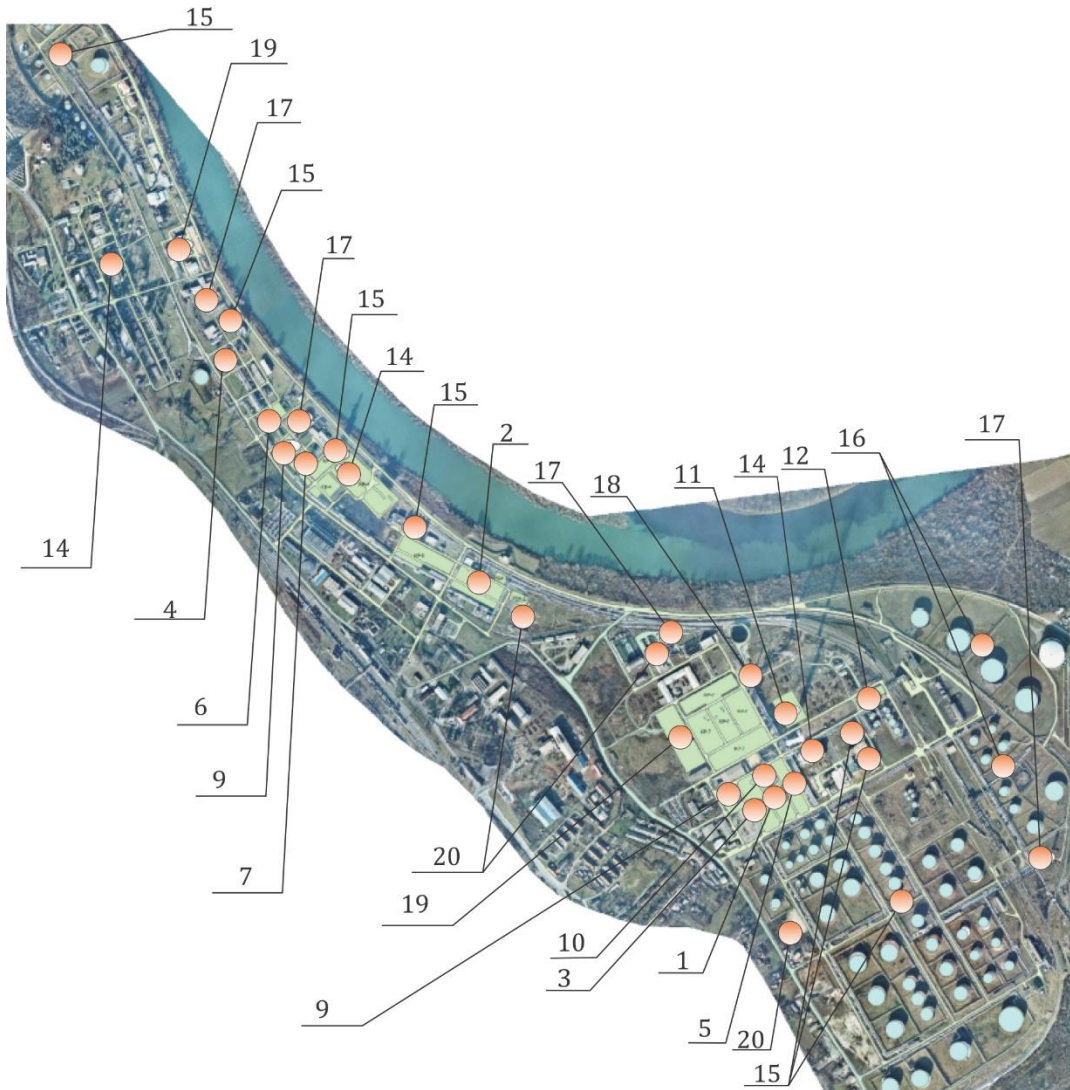
Koeficijent destrukcije eksergije je mjera doprinosa destrukcije eksergije unutar svake komponente smanjenju ukupne eksergijske učinkovitosti, pa se može koristiti za usporedbu različitih komponenti istog sustava, dok se koeficijenti ukupne destrukcije eksergije i gubitka eksergije mogu koristiti za usporedbu različitih termodinamičkih sustava:

$$y_{L,k} = \frac{E_{L,k}}{E_{F,tot}} \quad (4.27)$$

5. Karakteristike, opis proizvodnog procesa i fizički model pogona atmosferske destilacije

Objekt istraživanja u doktorskoj disertaciji je pogon **AD** u RNS [60]. Po svojoj konfiguraciji RNS se svrstava u kompleksne rafinerije nafte s pogonom za komorno koksiranje (**KK**), u kojem se prerađuju najteže frakcije nafte nakon procesa destilacije a koje su sadržane u vakuum ostatku. Vakuum ostatak je proizvod procesa prerade u **VD** i sadrži frakcije nafte koje preostanu nakon procesa destilacije u kojima se izdvajaju frakcije benzina, petroleja i plinskih ulja. Osim pogona za destilaciju nafte i **KK**, u RNS se nalaze i pogoni **FCC**, reforming (**R**), izomerizacija (**IZO**), pogoni za hidrodesulfurizaciju koji su nužni za postizanje kvalitete proizvoda koja zadovoljava zahtjeve za zaštitu okoliša, bitumen (**B**) i ostali.

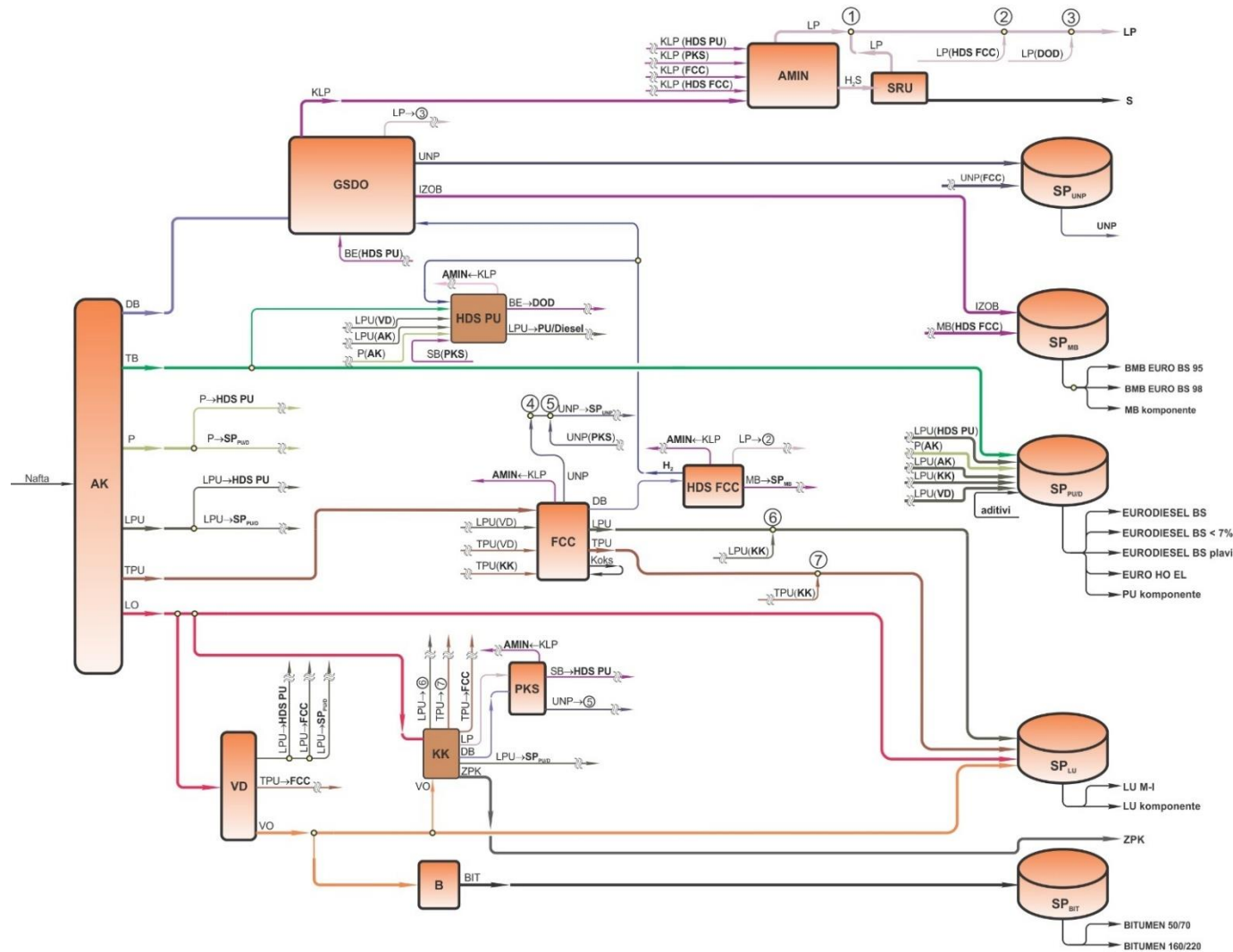
Na lokaciji današnje RNS Shell je 1923. g. sagradio skladište, a tek 1927. godine je sagrađen pogon za destilaciju nafte kapaciteta 60.000 t/god. Sirovina i proizvodi su transportirani željezničkim cisternama i teglenicama pošto je lokacija RNS na ušću rijeke Kupe u Savu. Razvoj je tekao postepeno tako da je proizvodnja do 1940. godine povećana na 90.000 t/god. U tom razdoblju se počela prerađivati i domaća nafta. Nakon oštećenja postrojenja u II. svjetskom ratu i obnove, već 1950. godine je proizvodnja dostigla 100.000 t/god. Rafinerija nafte Sisak je tako 1956. godine ušla u grupu kompleksnih rafinerija pošto je izgrađeno kombinirano postrojenje KP-1 s prvim pogonom za sekundarnu preradu nafte u RH, pogonom **FCC**. Konfiguraciju RNS u tom razdoblju najbolje prikazuje slika 3.5. bez **R** i **IZO**. Nakon izgradnje KP-1 proizvodnja je povećana na preko 300.000 t/god, postignut je veći prinos motornih benzina. Paralelno s razvojem rafinerije, razvijala se i infrastruktura potrebna za transport nafte, te je 1960. godine izgrađen naftovod Stružec – Sisak. Izgradnjom pogona KP-2 1964. godine, RNS je dobila katalitički reforming i kapacitet rafinerije je povećan na milijun tona nafte godišnje. Osim povećanja kapaciteta, proizvodnja reformata u katalitičkom reformingu je omogućila proizvodnju motornog benzina s 98 oktana. Iste godine osnovana je INA – Industrija nafte te je RNS ušla u njen sastav. Daljnji intenzivan razvoj nastavio se u razdoblju do 1971. godine, te je rafinerija dobila pogone za hidroobradu i **KK**. Razvoj se nastavio izgradnjom kombiniranog postrojenja KP-6, pri čemu su izgrađeni novi pogoni **AD**, **VD** i **FCC**. Maksimalan kapacitet prerade je u osamdesetim godinama dosegao 6,7 milijuna tona godišnje.



LEGENDA

1. Atmosferska destilacija
2. HDS benzina i Refoming benzina
3. Fluid katički kreking/Plinsko koncentracijska sekcija
4. Koking / Kalcinator
5. Vakuum destilacija
6. HDS plinskog ulja i koking benzina
7. HDS plinskih uglja
8. HDS FCC benzina
9. DEA i Merox UNP
10. Merox LSR benzina i DEA i Merox UNP
11. SRU
12. Bitumen
13. Izomerizacija
14. Energetski sustavi
15. Rashladni sustavi
16. Prijem sirovine
17. Obrada otpadnih voda i kanalizacijski sustav
18. Sustav baklji i obrada kiselog plina

Slika 5.1. Prostorni prikaz RNS



Legenda	
Procesne jedinice	
AK	- Atmosferska destilacija (1)
AMIN	- Sekcija za apsorpciju H ₂ S
B	- Sekcija za puhanje bitumena
FCC	- Sekcija za Fluid katalitički krekning
HDS FCC	- Sekcija za Hidrodesulfurizaciju benzina
HDS PU	- Sekcija za hidrodesulfurizaciju smjese plinskih ulja i benzina
K	- Peč za kalcinaciju
KK	- Peč za komorno koksiranje
PKS	- Sekcija plinske koncentracije
SRU	- Sekcija za uklanjanje sumpora
VD	- Kolona vakuum destilacije
SP	- Spremnik
Proizvodi i poluproizvodi	
BE	- benzin
BIT	- bitumen
DB	- destabilizirani benzin
H ₂	- vodik
H ₂ S	- sumporovodik
IZOB	- izomerizat benzin (visokooktanski benzin)
KLP	- kiseli loživi plin
Koks	- rezultat procesa koji se koristi kao kruto gorivo
KPK	- kalcinirani petrol koks
LO	- laki ostatak
LP	- loživi plin
LPU	- lako plinsko ulje
MB	- motorni benzin
P	- petrolej
S	- sumpor
SB	- stabilizirani benzin
TB	- teški benzin
TPU	- teško plinsko ulje
UNP	- ukapljeni naftni plin
VO	- vakuum ostatak
ZPK	- zeleni petrol koks

Slika 5.2. Pojednostavljena tehnološka shema RNS

U Domovinskom ratu (1990. – 1995. godine) RNS je oštećena ali je radila bez prestanka. Daljnji razvoj nastavljen je izgradnjom pogona za odsumporavanje (Claus) 2007. godine, pogona za hidrodesulfurizaciju **FCC** benzina (**HDSFCC**) 2008. godine i **IZO** 2011. godine. Nakon izgradnje ovih pogona, RNS je dobila potpunu konfiguraciju prikazanu na slici 2.7. U sadašnjoj konfiguraciji projektni kapacitet RNS je 4 milijuna tona godišnje, ali je stvarni kapacitet prerade u 2010. godini bio 1,72 milijuna tona, da bi se već 2011. godine spustio na 1,06 milijuna tona, a 2015. godine je prerađeno 655.000 t nafte [23].

Rafinerija nafte Sisak zauzima površinu od 170 ha i udaljena je oko 50 km od Zagreba. Ukupna proizvodnja domaće nafte s polja u Slavoniji i Moslavini koja iznosi 500.000 – 600.000 t/god prerađuje se u RNS. Pošto je rafinerija smještena uz rijeku Savu, domaća nafta sa slavonskih polja se transportira teglenicama do pristaništa u luci Crnac iz koje se cjevovodom doprema u RNS. Nafta iz Slavonije se dodatno doprema cisternama do Stručca, a zatim se zajedno s domaćom naftom iz Moslavine postojećim naftovodom transportira u RNS. Uvozna, uglavnom Ruska nafta, doprema se Jadranskim naftovodom do Siska. S ciljem usklađivanja svog poslovanja s najnovijim trendovima u zaštiti okoliša i poboljšanja energetske učinkovitosti INA – Industrija nafte d.d. Zagreb je uvela sustav upravljanja zaštitom okoliša (ISO 14001) i sustav upravljanja energijom (ISO 50001) koji se primjenjuju i u RNS.

Prostorni plan s lokacijom najvažnijih procesnih i pomoćnih jedinica predstavljen je na slici 5.1. [182] dok je na slici 5.2. predstavljena pojednostavljena tehnološka shema s materijalnim tokovima na proizvodnim rutama.

5.1. Opis proizvodnog procesa

Primarni proces [62], [67], [78] prerade sirove nafte (SN)¹⁷ (tehnološka shema na slici 5.3.) započinje u pogonu **AD**. Pogon **AD** predstavlja i referentno postrojenje istraživanja, pa je njegov detaljniji opis prezentiran u poglavlju 5.2., dok su u nastavku ovog poglavlja opisane samo pojedine procesne jedinice u funkciji jasnijeg prikaza najznačajnijih materijalno-energetskih tokova u cjelokupnom proizvodnom procesu RNS.

¹⁷Pri oblikovanju skraćenica u tekstu opisa rada postrojenja usvojena su sljedeća tipografska pravila:

XX skraćenica pogona u postrojenju (velika slova, podebljani font);

YY_{xx} skraćenica za procesnu jedinicu YY koja se nalazi u pogonu XX (velika slova, podebljani font);

ZZ skraćenica za procesni tok (velika slova, font bez podebljanja);

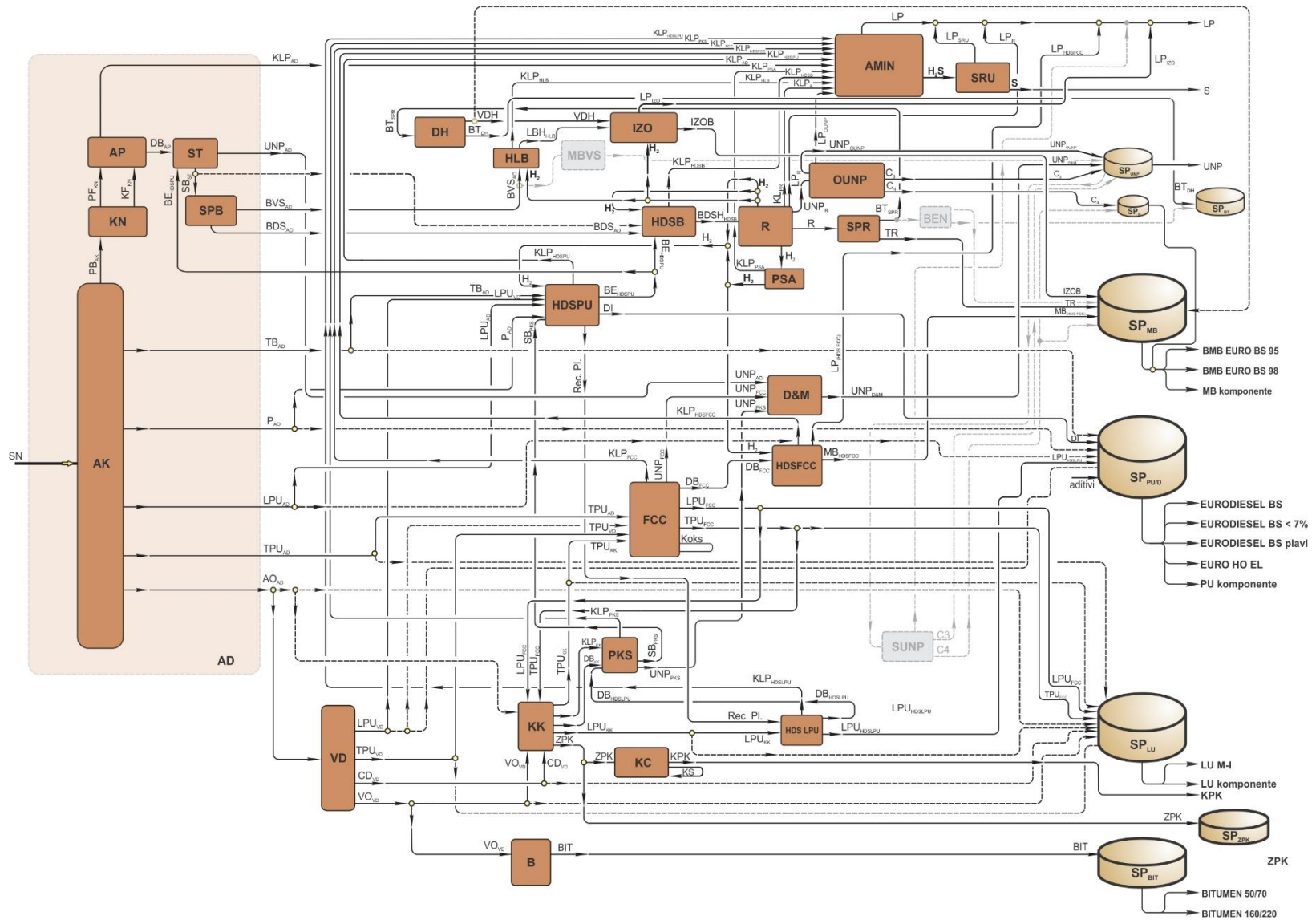
ZZ_{xx} skraćenica za procesni tok koji potječe iz pogona XX (velika slova, font bez podebljanja).

Centralna procesna jedinica pogona **AD** je **AK** u kojoj se primjenom različitih toplinskih i difuzijskih tehnoloških operacija dobiva skupina temeljnih frakcija sirove nafte, a koje se uglavnom koriste kao sirovine u sekundarnoj preradi nafte.

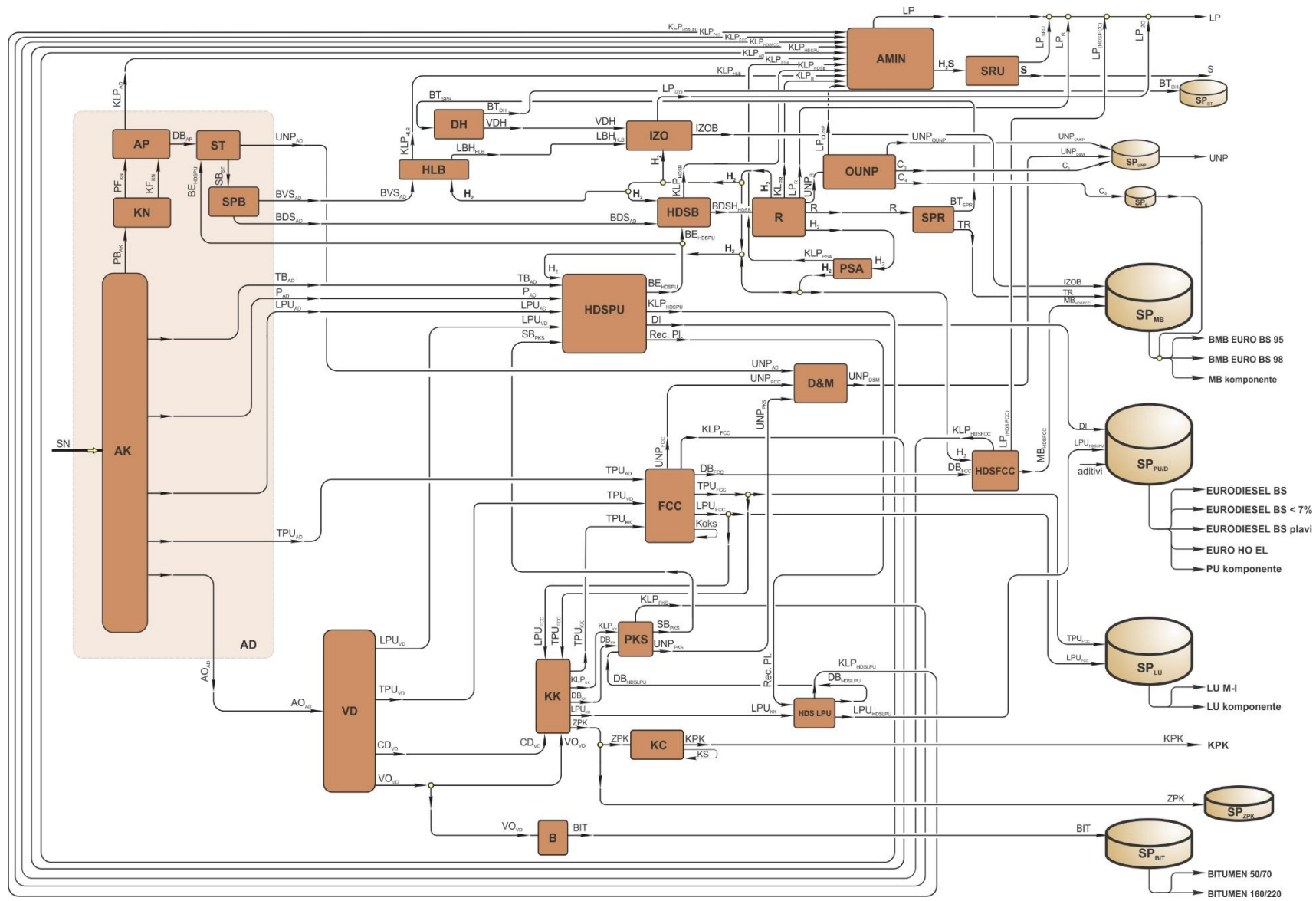
Temeljne frakcije je prema kriteriju destilacijskog područja moguće svrstati u tri grupe:

- najteža frakcija, atmosferski ostatak (AO_{AD}) s dna kolone, se transportira u pogon **VD** na daljnju obradu. U slučaju nepredviđenih poremećaja u proizvodnom procesu AO_{AD} je moguće dodatno obraditi u pogonu **KK** ili se skladišti u spremnik loživog ulja (SP_{LU}). Uskladišteni AO_{AD} se potom može naknadno preraditi u pogonu **KK**. Ova nestandardna proizvodna ruta uzrokuje smanjenje proizvodnje motornih benzina uz ekvivalentno povećanje proizvodnje lož ulja, i uz približno istu proizvodnju dizela (**DI**).
- srednje frakcije:
 - teški benzin (TB_{AD}) - ide u pogon hidrodesulfurizacija smjese plinskih ulja i benzina (**HDSPU**). Alternativno TB_{AD} se skladišti u spremnik motornog benzina (SP_{MB}) s ciljem njegove naknadne prerade u **HDSPU**;
 - petrolej (P_{AD}) - ide na daljnju obradu u **HDSPU** ili se po potrebi skladišti u spremnik plinskih ulja/dizela ($SP_{PU/D}$) s namjerom njegove naknadne prerade u **HDSPU**;
 - lako plinsko ulje (LPU_{AD}) - ide na daljnju obradu u **HDSPU** ili se po potrebi skladišti u $SP_{PU/D}$, koje se naknadno podvrgava preradi u **HDSPU**;
 - teško plinsko ulje (TPU_{AD}) - ide na daljnju obradu u pogon **FCC**. Ukoliko prerada struje TPU_{AD} u pogonu **FCC** nije moguća, on se skladišti u SP_{LU} i naknadno prerađuje u **KK**;
- najlakša frakcija s vrha **AK**, primarni benzin¹⁸ (PB_{AK}), hladi se i djelomično kondenzira u kondenzatoru (**KN_{AK}**) te se razdvaja na dvije frakcije:
 - plinovita faza (PF_{KN}) - odlazi na daljnju obradu u apsorber (**AP**);
 - kapljevita faza (KF_{KN}) - iz koje se prvo izdvaja voda a potom se transportira u **AP**.

¹⁸Najlakša frakcija nafte sadrži ugljikovodike do uključivo heksan (C_6H_{14})



Slika 5.3. Shematski prikaz RNS - projektirane proizvodne rute



Slika 5.4. Shematski prikaz RNS - postojeće proizvodne rute

Tablica 5.1. Oznake na slikama 5.3. i 5.4.

AD – Atmosferska destilacija	RkR – Reaktor u pogonu R	DI – Dizel
AK – Atmosferska kolona	RBSPBAD – Rebojler na spliteru benz. u pog. AD	DIE - Dietanolamin
AMIN – Sekcija za izdvajanje sumporovodika	RBSTAD – Rebojler na stabilizatoru u pogonu AD	H ₂ – Vodik
APPKS – Apsorber u pogonu PKS	SKZPK – Skladište ZPK	H ₂ O - Voda
B – Bitumen	SPBAD – Spliter benzina u pogonu AD	H ₂ S - Sumporovodik
DBTPKS – Debutanizer u pogonu PKS	SPBT – Spremnik struje bogate s C ₂ H ₆	IZOB – Izomerizat - benzin
DEA – Sekcija za uklanjanje H ₂ S iz UNP-a	SPDI – Spremnik plinskih ulja/dizela	KLP – Kiseli loživi plin
DEAREG – DEA regeneratorski uređaj	SPMB – Spremnik motornog benzina	KS – Koks
FCC – Fluid katalitičko krekiranje	SPUNP – Spremnik UNP-a	LBH – Hidrobrađeni laki benzin
GP – Generator pare	SPR – Spliter reformata	LP – Loživi plin
HDSB – Hidrodesulfurizacija benzina	SRU – Pogon za izdvajanje sumpora	LPU – Lako plinsko ulje
HDSFCC – Hidrodesulfurizacija FCC benzina	STAD – Stabilizator u pogonu AD	LU - Lužina
HDSLPU – Hidrodesulfurizacija lakog plinskog ulja	SU – Sušionik	Mr – Merkaptani
HDSPU – Hidrodesulf. smjese plinskih ulja i benzina	VD – Vakuum destilacija	MB – Motorni benzin
HLB – Hidrobrada lakog benzina		P – Petrolej
IZO –Izomerizacija	Popis struja tvari	Re - Reformat
KDEA – Kolona na sekciji DEA	AO – Atmosferski ostatak	S – Elementarni sumpor
KK – komorno koksiranje	BN - Benzen	SB – Stabilizirani benzin
M – Sekcija za uklanjanje merkaptana iz UNP-a (Mercox)	BDS – Benzin dna splitera	SN – Sirova nafta
ODS – Odsoljivač	BDSH– Hidrodesulfurizirani benzin dna splitera	TB – Teški benzin
OUNP – Pogon za obradu UNP-a	BE – Benzin	TLU – Teško loživo ulje
PKS – Plinsko-koncentracijska sekcija	BVS – Benzin vrha splittera	TPU – Teško plinsko ulje
PP – Procesna peć	BIT – Bitumen	TR – Teški reformat
PSA – Pogon za pročišćavanje H ₂	BT – Struja bogata benzenom	UNP – Ukapljeni naftni plin
R – Reforming	C3 – propan (C ₃ H ₈)	VDH – Proizvod iz vrha deheptanizera
RBDH – Rebojler deheptanizera	C4 – butan (C ₄ H ₁₀)	VO – Vakuum ostatak
RgKFCC - Regenerator katalizatora u pog. FCC	CD – Crni destilat	ZPK – Zeleni petrol koks
RkB – Reaktor u pogonu B	DB – Destabilizirani benzin	
RkFCC – Reaktor u pogonu FCC		

U **AP** se odvija proces difuzije pri čemu se dodatno izdvajaju lakše komponente iz kapljevite faze i teže komponente iz plinovite faze. Proizvodi procesa koji se odvija u apsorberu su kiseli loživi plin¹⁹ (KLP_{AD}^I) i destabilizirani benzin²⁰ (DB_{AP}^I). Kiseli loživi plin se koristi za pokrivanje dijela vlastitih energetske potreba ili se kod poremećaja u preradi spaljuje na baklji. Destabilizirani benzin (DB_{AP}^I) iz **AP** u sebi sadrži UNP (propan C_3H_8 i butan C_4H_{10}) koji je potrebno izdvojiti pa se stoga ova procesna struja tvari najprije zagrijava a zatim dobavlja u stabilizator (**ST**). Za dodatno zagrijavanje DB_{AK}^I u **ST** koristi se otpadna toplinska energija struje AO, te se zbog razlike u temperaturi vrenja izdvaja ukapljeni naftni plin (UNP_{AD}) i odvodi na daljnju preradu u pogon DEA i merox UNP-a (**D&M**). Ostatak ovog procesa, stabilizirani benzin (SB_{ST}^I), potrebno je prije daljnje obrade razdvojiti na pojedine frakcije s različitom temperaturom vrenja. Shodno tome struja SB_{ST}^I se transportira u sekciju za razdvajanje benzina (splitter benzina **SPB**), u koji se toplinska energija dovodi pomoću rebojlera na splitteru benzina (**RBSPB**) i zbog razlike u temperaturi vrenja razdvaja na benzin vrha splitter-a (BVS_{AD}) čije je vrelište do 85 °C i benzin dna splittera (BDS_{AD}) čije je vrelište u temperaturnom području 85 °C do 180 °C. Nakon toga se struja BVS_{AD} odvodi u pogon za hidroobradu lakog benzina (**HLB**) i kao hidroobrađeni laki benzin (LBH_{HLB}) na preradu u pogon **IZO**.

Struja BDS_{AD} se najprije obrađuje u pogonu za hidrodesulfurizaciju benzina (**HDSB**) a zatim se kao hidrodesulfurizirani benzin ($BDSH_{HDSB}$) odvodi na preradu u pogon **R**. Atmosferski ostatak se naknadno prerađuje u pogonu **VD**, pri čemu se (u uvjetima sniženog tlaka) izdvajaju frakcije koje pri atmosferskom tlaku imaju vrelište na temperaturama između 370 °C i 560 °C. Proizvodi procesa u pogonu **VD** su:

- lako vakuum plinsko ulje (LPU_{VD}) - odvodi se u pogon **HDSPU**. Ukoliko nije moguća obrada LPU_{VD} u pogonu **HDSPU**, procesna struja se ili upućuje na obradu **FCC** ili skladišti u $SP_{PU/D}$ s namjerom naknadne prerade u **HDSPU**;
- teško vakuum plinsko ulje (TPU_{VD}) – odvodi se u pogon **FCC** odnosno proizvod se skladišti u SP_{LU} i naknadno prerađuje u **KK**;
- crni destilat (CD_{VD}) – odvodi se na daljnju obradu u pogon **KK** a ako ta opcija nije na raspolaganju skladišti se u SP_{LU} i naknadno prerađuje u pogonu **KK**;

¹⁹Glavne komponente KLP su ugljikovodici Metan (CH_4) i Etan (C_2H_6), i smatra se kiselim jer sadrži sumporovodik (H_2S) koji će se izdvojiti u pogonu za izdvajanje sumporovodika (**AMIN**), nakon čega postaje loživi plin (LP) koji se upotrebljava kao gorivo u generatorima pare (**GP**) i u procesnim pećima (**PP**).

²⁰Destabilizirani benzin sadrži ugljikovodike C3 – C6.

- vakuum ostatak (VO_{VD}) - dalje se obrađuje u pogonu **KK** ili u pogonu **B**. Ukoliko prerada u pogonima **KK** ili **B** trenutno nije moguća, VO_{VD} se skladišti u SP_{LU} i naknadno prerađuje u pogonu **KK**.

Struje VO_{VD} i CD_{VD} , kao i struja AO_{AD} koja zbog poremećaja u proizvodnji nije prerađena u **VD**, obrađuju se u pogonu **KK** koji pripada skupini postrojenja za sekundarnu preradu nafte. Komorno koksiranje je proces koji je razvijen da bi se smanjila proizvodnja teških loživih ulja (TLU) i povećala proizvodnja komercijalno vrednijih proizvoda. Prethodno navedene tri procesne struje se zagrijavaju na temperaturu 490 °C, pri čemu nastupaju procesi razgradnje ugljikovodika s konačnim ciljem proizvodnje ugljikovodika niže molekularne mase. Time se ostaci destilacije prevode u komercijalno vrijedne proizvode. Proizvodi procesa u pogonu **KK** su:

- lako plinsko ulje (LPU_{KK}) - odvodi se u pogon za hidrodeshulfurizaciju lakog plinskog ulja (**HDSLPU**) ili se prije obrade u tom pogonu skladišti u SP_{LU} ;
- teško plinsko ulje (TPU_{KK}) - odvodi se u pogon **FCC** ili se prije obrade u tom pogonu skladišti u SP_{LU} ;
- zeleni petrol koks (ZPK) - skladišti se u skladištu **ZPK** ili se odvodi na daljnju obradu u pogon za kalcinaciju (**K**);
- kiseli loživi plin (KLP_{KK}) – odvodi se u plinsko koncentracijsku sekciju (**PKS**);
- destabilizirani benzin (DB_{KK}) – odvodi se u **PKS**.

U slučaju prerade nafte s naftenskom ili asfaltnom bazom (sirova nafta s izvorišta u Ruskoj Federaciji), VO_{VD} se dodatno tretira u **B** s ciljem proizvodnje bitumena (BIT). Proces proizvodnje bitumena započinje predgrijavanjem VO_{VD} koji se potom uvodi u reaktor (**RkB**) i dovodi u kontakt s komprimiranim zrakom s ciljem iniciranja oksidacije vakuum ostatka.

Struje TPU_{AD} , TPU_{VD} i TPU_{KK} se naknadno prerađuju u pogonu **FCC**. U situacijama kada postoji poremećaj u normalnoj preradi struje LPU_{VD} u pogonu **HDSPU**, ova se procesna struja tvari može prerađivati u pogonu **FCC**. Pri takvoj promjeni proizvodne rute dolazi do smanjenja prinosa dizelskog goriva i povećavanja prinosa motornog benzina (MB), pošto se proizvodi **FCC**-a koriste u proizvodnji MB.

U pogonu **FCC** se odvija sekundarni proces prerade nafte, tj. pretvorba težih frakcija nafte u frakcije s nižim destilacijskim područjem. Proces razgradnje ugljikovodika (industrijski termin krekiranje) se odvija u reaktoru u prisutnosti katalizatora na bazi sintetičkog zeolita, pri povišenoj temperaturi (oko 500 °C) i povišenom tlaku u fluidiziranom sloju čestica katalizatora.

U pogonu **FCC** je smješten i regeneratorski katalizator u kojem se vrši spaljivanje koksa (KS) nastalog na površini katalizatora u procesu krekiranja, odnosno priprema katalizatora za ponovno vraćanje u zonu u kojoj se odvija reakcija. Katalizator u obliku čestica cirkulira između reaktora i regeneratorskog katalizatora. Pare ugljikovodika se nakon procesa krekiranja u frakcionatoru²¹ razdvajaju na:

- lako katalitičko ulje (LPU_{FCC}) – odvodi se na preradu u pogon **KK**. U slučaju potrebe LPU_{FCC} se može skladištiti u SP_{LU} te naknadno preradivati u **KK**;
- dekantirano ulje (TPU_{FCC}) – odvodi se na preradu u pogon **KK**. Struja TPU_{FCC} se može skladištiti u SP_{LU} i naknadno preraditi u **KK**;
- destabilizirani benzin (DB_{FCC}) - odvodi se na preradu u pogon **HDSFCC**;
- kiseli loživi plin (KLP_{FCC}) - odvodi se na obradu u sekciju **AMIN**;
- ukapljeni naftni plin (UNP_{FCC}) - odvodi se na izdvajanje sumpora u pogon **D&M**.

Proces kalcinacije u pogonu **K** odvija se u rotacijskoj peći pri protustrujnom strujanju dimnih plinova (dobivenih izgaranjem lož ulja) i ZPK²² u tri temperaturne zone, a osnovni proizvod procesa, kalcinirani petrol koks (KPK) se koristi kao sirovina u proizvodnji proizvoda na bazi koksa i grafita (elektrode i sl.). Dodatni proizvod ovog pogona, koksna prašina (KS), odstranjuje se iz peći strujom dimnih plinova i koristi kao dodatni energent u ovom pogonu.

Struje KLP_{KK} , DB_{KK} i destabiliziranog benzina iz pogona **HDSLPU** (DB_{HDSLPU}) obrađuju se u pogonu **PKS**. Hlađenjem novonastalih para ugljikovodika dolazi do njihove djelomične kondenzacije i izdvajanja destabiliziranog benzina i kiselog loživog plina. Da bi se izdvojile sve teže komponente iz plinske faze ove dvije struje se uvode u apsorber smješten u ovom pogonu, pri čemu benzin apsorbira sve teže komponente iz plina. Struja destabiliziranog benzina se zatim odvodi u debutanizer gdje se vrši njegovo zagrijavanje. Uslijed razlike u temperaturi vrenja, destabilizirani benzin se razdvaja na ukapljeni naftni plin (UNP_{PKS}) i stabilizirani benzin (SB_{PKS}). Proizvodi procesa u pogonu **PKS** su:

- kiseli loživi plin (KLP_{PKS}) - odvodi se iz apsorbera na daljnju obradu u sekciju **AMIN**;
- ukapljeni naftni plin (UNP_{PKS}) – odvodi se iz debutanizera na obradu u pogon **D&M**;

²¹Jedinica za razdvajanje frakcija ugljikovodika.

²²Prije ulaska u rotacijsku peć u kojoj se odvija proces kalcinacije (pogon **K**) tok zelenog petrol koksa (iz pogona **KK**) izlaže se visokotlačnom mlazu vode čiji je primarni zadatak povećanje njegove vlažnosti i shodno tome eliminacija pojave samozapaljenja.

- stabilizirani benzin (SB_{PKS}) – odvodi se iz debutanizera u pogon **HDSPU**.

Zbog zahtjeva zaštite okoliša i produljenja životnog vijeka katalizatora u pojedinim procesnim jedinicama (**R**, **IZO**), proizvodi procesa iz **AD** (BVS_{AD} , BDS_{AD} , TB_{AD} , P_{AD} , LPU_{AD}), **VD** (LPU_{VD}), **KK** (LPU_{KK}), **PKS** (SB_{PKS}) te iz **FCC** (DB_{FCC}) podvrgavaju se procesima hidrodesulfurizacije. Cilj ovih postupka je smanjenje sadržaja sumpora, dušika, metala i raznih spojeva kisika, a koji predstavljaju nečistoće u procesnim strujama tvari. Postupak hidrodesulfurizacije se provodi u pogonima za:

- hidrodesulfurizaciju smjese plinskih ulja i benzina (pogon **HDSPU**), gdje se dio proizvoda iz **AD** (TB_{AD} , P_{AD} , LPU_{AD}), **VD** (LPU_{VD}) i **PKS-a** (SB_{PKS}) miješaju s vodikom (H_2), zatim zagrijavaju, a prisutnost katalizatora ubrzava reakcije H_2 s nečistoćama u tretiranim strujama tvari. Krajnji proizvodi **HDSPU** su:
 - dizel (**DI**) – skladišti se u **SP_{PU/D}**;
 - benzin (BE_{HDSPU}) – odvodi se na daljnju obradu u pogon **HDSB**;
 - kiseli loživi plin (KLP_{HDSPU}) – odvodi se na daljnju obradu u sekciju **AMIN**.
- hidrodesulfurizaciju **FCC** benzina (**HDSFCC**), u kojem se struja DB_{FCC} najprije miješa s H_2 , potom zagrijava te se ponovno zbog prisutnosti katalizatora ubrzava reakcija H_2 s nečistoćama. Proizvodi hidrodesulfurizacije u pogonu **HDSFCC** su:
 - motorni benzin (MB_{HDSFCC}) – odvodi se u spremnik **SP_{MB}**
 - kiseli loživi plin (KLP_{HDSFCC}) - odvodi se na daljnju obradu u sekciju **AMIN**.
- hidrodesulfurizaciju benzina (pogon **HDSB**), pri čemu se struje BDS_{AD} i BE_{HDSPU} miješaju s H_2 , a koji zbog zagrijavanja smjese u prisutnosti katalizatora ubrzano i učinkovito reagira s nečistoćama. Proizvodi hidrodesulfurizacije u pogonu **HDSB** su:
 - hidrodesulfurizirani benzin ($BDSH_{HDSB}$) - odvodi se na obradu u pogon **R**
 - kiseli loživi plin (KLP_{HDSB}) - odvodi se na daljnju obradu u sekciju **AMIN**.
- hidroobradu lakog benzina (**HLB**), u kojem se BVS_{AD} miješa s H_2 i zagrijava u prisutnosti katalizatora koji pospješuje reakciju H_2 s nečistoćama. Proizvodi procesa u ovom pogonu su:
 - hidroobrađeni laki benzin (LBH_{HLB}) – odvodi se na daljnju obradu u pogon **IZO**;
 - kiseli loživi plin (KLP_{HLB}) - odvodi se na daljnju obradu u sekciju **AMIN**.

- hidrodesulfurizaciju lakog plinskog ulja (**HDSLPU**), gdje se lako plinsko ulje LPU_{KK} miješa s H_2 te zagrijava u prisutnosti katalizatora, čime se ubrzava reakcija H_2 s nečistoćama. Proizvodi procesa su:

- lako plinsko ulje (LPU_{HDSLPU}) - odvodi se u spremnik **SP_{PU/D}**
- destabilizirani benzin (DB_{HDSLPU}) - odvodi se na preradu u pogon **PKS**
- kiseli loživi plin (KLP_{HDSLPU}) - odvodi se na daljnju obradu u sekciju **AMIN**

Kiseli loživi plin (KLP) je proizvod procesa koji se odvijaju u pogonima **AD**, **FCC**, **PKS**, pročišćavanja vodika (**PSA**) i u svim pogonima za hidrodesulfurizaciju (**HDSPU**, **HDSFCC**, **HDSB**, **HLB** i **HDSLPU**). Kiseli loživi plin sadrži sumporovodik (H_2S) koji je potrebno ukloniti, te se stoga obrađuje u pogonu **AMIN** ispiranjem u metildietanolamin (MDEA) otopini koja apsorbira H_2S . Sumporovodik otopljen u MDEA se upućuje u jedinicu za izdvajanje sumpora (**SRU**), gdje se u prisutnosti katalizatora kroz niz kemijsko-fizikalnih²³ procesnih reakcija proizvodi elementarni sumpor (S) kao komercijalni proizvod namijenjen tržištu. Dodatni proizvod procesa u **SRU** je i loživi plin (LP_{SRU}) koji se odvodi u sustav loživog plina (LP) i koristi kao energent za vlastite potrebe postrojenja.

Ukapljeni naftni plin proizveden u pogonima **AD** (UNP_{AD}), **FCC** (UNP_{FCC}) i **PKS** (UNP_{PKS}) sadrži spojeve sumpora (H_2S i merkaptane (Mr)) koji su vrlo otrovni i korozivni. S ciljem njihova uklanjanja ove se struje tvari odvođe na preradu u pogon **D&M** koji se sastoji od dvije sekcije:

- u prvoj sekciji pogona struje tvari se ispiru u otopini dietanolamina u cilju uklanjanja prethodno navedenih spojeva. Regeneracija otopine vrši se postupkom stripiranja²⁴;
- u drugoj sekciji se prethodno obrađeni ukapljeni plin dalje procesira, odnosno ispire lužinom, pri čemu se merkaptani (Mr) uz prisutnost zraka, lužine i katalizatora izdvajaju i ostaju u lužini. Plin iz kojeg su uklonjene nečistoće ($UNP_{D\&M}$) odvodi se u spremnik **UNP-a** (**SP_{UNP}**).

²³U termičkoj sekciji plin djelomično sagorijeva u SO_2 a nakon toga reakcijom H_2S i SO_2 uz prisutnost katalizatora nastaju elementarni sumpor (S), loživi plin (LP_{SRU}) i voda (H_2O).

²⁴Uklanjanje lako hlapivih spojeva pomoću vodene pare, inertnog plina ili samo zagrijavanjem.

Hydroobrađeni benzin iz pogona **HDSB** ($BDSH_{HDSB}$) obrađuje se u naknadno pogonu **R** gdje se u katalitičkoj reakciji prevodi u visokooktansko gorivo reformat (**Re**)²⁵, a kao dodatan proizvod procesa nastaje H_2 . Zagrijani $BDSH_{HDSB}$ ulazi u reaktor reforminga i u prisutnosti katalizatora odvijaju se različite vrste procesnih reakcija zavisno o postavljenim fizikalnim uvjetima. Vodik je potrebna komponenta u procesima hidrodosulfurizacije ali njegova proizvodnja u pogonu reforming nije dovoljna da bi u potpunosti pokrila potrebe rafinerije nafte, te se dodatne količine nabavljaju na tržištu. Proizvodi procesa u pogonu **R** su:

- reformat (**Re**) - odvodi se na daljnju obradu u splitter reformata (**SPR**);
- vodik (H_2) - koristi se u procesima hidrodosulfurizacije (**HDSPU**, **HDSFCC**, **HDSB**, **HLB** i **HDSLPU**);
- ukapljeni naftni plin (UNP_R) – odvodi se na daljnju obradu u pogon za obradu ukapljenog naftnog plina (**OUNP**);
- kiseli loživi plin (KLP_R) – odvodi se na obradu u pogon **AMIN** a postoji i direktan spoj na vod loživog plina koji se upotrebljava samo prilikom pokretanja postrojenja ili kod poremećaja u procesu.

U pogonu **PSA** se vrši pročišćavanje vodika iz smjese plinova koja struji kroz čvrsti adsorbirajući medij koji propušta H_2 a adsorbira ostale plinove. Nakon zasićenja, adsorbirajući medij se regenerira i ponovno upotrebljava ali s vremenom ga je potrebno zamijeniti. Rezultati ovog procesa su H_2 visoke čistoće i otpadni plinovi. Kako otpadni plinovi imaju visok udio ugljikovodika oni se iskorištavaju za proizvodnju toplinske energije na procesnim jedinicama. Proizvodi procesa u pogonu **PSA** su:

- vodik - odvodi se u sustav za distribuciju vodika i koristi u procesima hidrodosulfurizacije (**HDSPU**, **HDSFCC**, **HDSB**, **HLB** i **HDSLPU**);
- kiseli loživi plin (KLP_{PSA}) - odvodi se na daljnju obradu u sekciju **AMIN**.

U pogonu **SPR** vrši se izdvajanje benzena (C_6H_6) iz reformata pa su proizvodi procesa u ovom pogonu:

- struja bogata benzenom (BT_{SPR}) – odvodi se na daljnju obradu u deheptanizer (**DH**);

²⁵Reformat je važna komponenta u procesu proizvodnje s velikim udjelom u motornim benzinima. U procesu proizvodnje mješavine ugljikovodika u skladu sa specifikacijama motornog benzina (stručni izraz namješavanje), između ostalog je potrebno postići oktanski broj u skladu sa zahtjevima, što je osobito značajan zahtjev kod visokooktanskih benzina.

- teški reformat (TR) koji sadrži do 1% C_2H_6 i ima visok oktanski broj - koristi se kao komponenta za proizvodnju benzina. Odvodi se u spremnik SP_{MB} .

Nadalje, destilacijskim procesom u pogonu **DH** dobivaju se sljedeće dvije frakcije struje BT_{SPR} :

- struja s vrha deheptanizera (VDH) koja sadrži ugljikovodike C_5H_{12} i C_6H_{14} uz udio C_6H_6 do 1,5% - odvodi se na daljnju obradu u pogon **IZO** ili u spremnik SP_{MB} i koristi kao komponenta u proizvodnji benzina;
- struja bogata benzenom (BT_{DH}) koja sadrži oko 60% C_6H_6 - skladišti se u spremnik struje tvari bogate benzenom (SP_{BT}) i prodaje kao zaseban proizvod.

Hydroobrađeni laki benzin iz pogona **HLB** (LBH_{HLB}) i VDH prerađuju se u pogonu **IZO** a koristi se za povećanje oktanskog broja benzina. Proces se odvija uz prisutnost H_2 i katalizatora a njegovi proizvodi su:

- izomerizat-benzin (IZOB) - skladišti se u SP_{MB} pri čemu se koristi kao komponenta u proizvodnji benzina;
- loživi plin (LP_{IZO}) - odvodi se u sustav loživog plina (**LP**).

Iz struje ukapljenog naftnog plina proizvedenog u pogonu **R** (UNP_R) potrebno je izdvojiti metan (CH_4) i etan (C_2H_6), te se stoga navedena procesna struja tvari odvodi na daljnju preradu u pogon **OUNP**. Ovdje se vrši njegovo zagrijavanje u izmjenjivaču topline, pri čemu se za zagrijavanje iskorištava toplinska energija proizvoda procesa i vodene pare. Zbog razlike u temperaturi vrenja iz procesne struje tvari se izdvajaju CH_4 i C_2H_6 , koji napuštaju pogon kao sadržaj struje loživog plina (LP_{OUNP}), a ukapljeni naftni plin napušta ovaj pogon kao struja UNP_{OUNP} . Loživi plin (LP_{OUNP}) kao proizvod iz **OUNP** odvodi se na obradu u sekciju **AMIN**, a UNP_{OUNP} se dodatno ispire lužinom i vodom te prolazi kroz sušionik. Obradjeni UNP_{OUNP} je moguće koristiti kao gotov proizvod ili ga je moguće u splitteru C_3-C_4 (stacioniran u ovom pogonu) razdvojiti na sastavne komponente:

- propan (C_3H_8), odnosno struja C_3 - skladišti se u SP_{UNP} ;
- butan (C_4H_{10}), odnosno struja C_4 - skladišti se u spremnik butana (SP_{BUT}).

U prethodnim fazama izgradnje postrojenja u rafineriji nafte postojali su i sljedeći pogoni (obilježeni sivom bojom):

- merox benzina vrha splittera (**MBVS**) koji je korišten za uklanjanje sumpora iz struje BVS_{AD} . Izgradnjom pogona **HLB** ovaj je pogon stavljen izvan upotrebe;

- u benzen koloni (**BEN**) se iz struje BT_{SPR} , koja se proizvodila u **SPR**, izdvajao benzen i skladištio kao zaseban proizvod. Drugi proizvod **BEN** koji uglavnom sadrži ugljikovodike C_5H_{12} i C_6H_{14} , skladištio se u SP_{MB} i koristio za namješavanje motornog benzina. U vrijeme dok je **BEN** bila u funkciji, pogon **IZO** u kojem bi se vršila daljnja prerada, nije još bio izgrađen. Izgradnjom **DH** benzen kolona je stavljena van upotrebe;
- splitter UNP-a (**SUNP**), koji je služio za razdvajanje UNP-a iz spremnika SP_{UNP} na propan i butan. Propan se odvodio natrag u SP_{UNP} , a butan se koristio kao komponenta pri namješavanju motornih benzina. UNP se i dalje razdvaja na propan i butan u pogonu **OUNP**. U procesu se proizvodi i loživi plin (LP_{SUNP}) koji se odvodi u sustav loživog plina.

Krajnji proizvodi cjelokupnog procesa prerade nafte u Rafineriji nafte Sisak su:

- loživi plin (LP), u čiji sastav ulaze struje LP_{AMIN} , LP_{SRU} , LP_R , LP_{HDSFCC} i LP_{IZO} , je najlakši proizvod procesa prerade nafte. Najveći udio u LP imaju ugljikovodici metan (CH_4), etan (C_2H_6) i propan (C_3H_8), uz vrlo varijabilan udio vodika (H_2) koji može narasti na 40% volumnog udjela. Vodik dopijeva u LP iz pogona **R**. Loživi plin se koristi kao gorivo za pokrivanje dijela vlastite potrošnje rafinerije nafte u procesnim pećima i generatorima pare;
- ukapljeni naftni plin (UNP) se uglavnom sastoji od propana i butana, uz neznatno veći udio butana te uz mali udio ostalih plinovitih ugljikovodika. Ovaj proizvod se sprema u spremnik SP_{UNP} pod tlakom 6 bar - 10 bar s ciljem održavanja kapljevitog stanja pošto je pri okolišnjem tlaku i temperaturi u plinovitom stanju. Proizvod se može koristiti kao gorivo u motorima s unutarnjim izgaranjem, u domaćinstvu za grijanje te kao pogonsko gorivo u industriji. Sve češće se koristi i u rashladnim sustavima u kojima zamjenjuje freone s ciljem smanjenja štetnog utjecaja na okoliš. Ukoliko se cijena UNP-a na tržištu značajno smanji, koristi se i za djelomično pokrivanje vlastitih potreba rafinerije nafte u procesnim pećima i generatorima pare;
- struja bogata benzenom se skladišti u spremniku SP_{BT} . Prodaje se kao komercijalni proizvod i koristi u industriji kao otapalo, u proizvodnji lijekova, antikorozivnih sredstava i plastičnih masa. Proizvod je vrlo otrovan, te se postupno u navedenim industrijama zamjenjuje drugim sredstvima;
- C_4 izdvojen iz UNP-a se skladišti u SP_{BUT} te se koristi kao komponenta za namješavanje motornih benzina, s ciljem podešavanja napona para. Butan povećava napon para u motornom benzinu;

- struje IZOB, TR i MB_{HDSFCC} skladište se u spremnik SP_{MB} i koriste u postupku namješavanja ²⁶ motornog benzina. Postupak namješavanja vodi se u skladu s karakteristikama gore navedenih komponenti. U gotovoj smjesi, komponente TR, MB_{HDSFCC} i IZO imaju maseni udio preko 80%. Nakon namješavanja, proizvod se testira u laboratoriju i ukoliko zadovoljava sve zahtjeve stavlja se na tržište. Motorni benzin je smjesa ugljikovodika koja ima vrelište u području 30 °C – 200 °C i sadrži ugljikovodike $C_4 - C_{12}$. Namješavanjem motornih benzina dobivaju se dva proizvoda: BMB EURO BS 95- motorni benzin s 95 oktana i BMB EURO BS 98- motorni benzin s 98 oktana;
- struje DI iz $HDSPU$ i LPU iz $HDSLPU$ skladište se u SP_{LU} i koriste za dobivanje grupe proizvoda dizel goriva. Dizelsko gorivo je smjesa lakih plinskih ulja (LPU_{AD} , LPU_{VD} , LPU_{KK}), teškog benzina (TB) i petroleja (P). Pri namješavanju dizela između ostalog vrlo je bitno zadovoljiti kriterij filtrabilnosti, koji je definiran kao najviša temperatura kod koje gorivo zbog solidifikacije određenih komponenti ne može prolaziti kroz filtar za gorivo. Prema specifikacijama, u ljetnom razdoblju je propisana temperaturna granica 0 °C, a u zimskom –15 °C. Koristi se kao pogonsko gorivo u motorima s unutrašnjim izgaranjem. Grupa proizvoda dizelskog goriva obuhvaća:
 - EURODIESEL BS (bez sumpora) – dizel gorivo sa sadržajem sumpora do 10 mg/kg i temperaturom kraja destilacije (95% destiliranog) 360 °C. Točka filtrabilnosti je zimi –15 °C, a ljeti 0 °C;
 - EURODIESEL BS < 7% – dizel gorivo pomiješano s bio gorivom proizvedenim od biljnih ulja i s volumnim udjelom u smjesi do maksimalnih 7%;
 - EURODIESEL BS plavi – koristi se u poljoprivredi i ribarstvu za pogon motora s unutrašnjim izgaranjem u brodicama i radnim strojevima. Po sastavu je identičan dizelu, dodaje mu se plava boja zbog označavanja;
 - EURO LU EL - ekstra lako loživo ulje (LU EL) ima isti sastav kao i dizel, ali mu se dodaje sredstvo za označavanje, a koristi se kao energent u industriji i u domaćinstvima u sustavima grijanja;
 - PU komponente - komponente za plinska ulja koje se koriste za namješavanje LU EL.

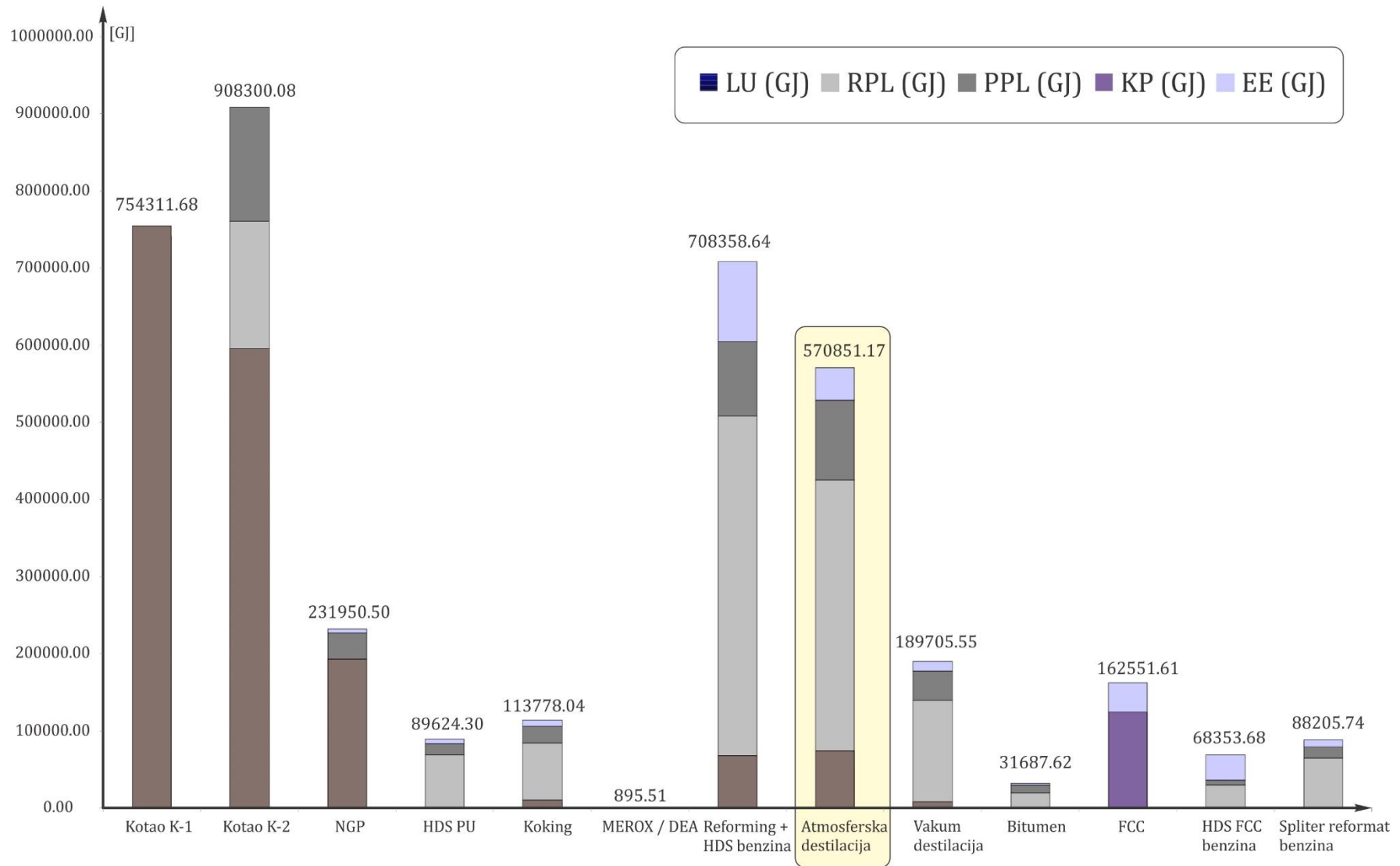
²⁶Postupak namješavanja predstavlja aktivnosti na određivanju potrebnog udjela pojedine komponente u smjesi, a potom i pripremu smjese u spremniku. Potrebni udio komponenti određuje se korištenjem računalne aplikacije i uzima u obzir karakteristike komponenti, a cilj je zadovoljenje zadane specifikacije proizvoda.

- laka i teška plinska ulja s pogona **VD**, **KK** i **FCC**, atmosferski ostatak, vakuum ostatak i crni destilat (struje AO_{AD} , VO_{VD} i CD_{VD}) se skladište u **SP_{LU}** i upotrebljavaju za proizvodnju loživih ulja. Osim gore spomenutog LU EL, proizvode se još tri vrste loživih ulja, lako (LU L), srednje (LU S) i teško (LU T). Glavne razlike između njih su u temperaturi točke zapaljenja, kinematičkoj viskoznosti, količini ukupnog sumpora i točki tečenja a koje su rezultat različitog udjela gore navedenih komponenti. Koriste se kao gorivo za pokrivanje vlastitih potreba u procesnim pećima i generatorima pare. Procesne peći i generatori pare su u tu svrhu opremljeni s gorionicima koji imaju mogućnost korištenja goriva u širokom području gore navedenih svojstava po kojima se pojedine kvalitete lož ulja i razlikuju. Pored toga, industrijski pogoni imaju mogućnost reguliranja određenih karakteristika kao što je kinematički viskozitet na ulazu u gorionik a koji se podešava zagrijavanjem goriva na određenu temperaturu;
- proizvedeni bitumen (struja BIT) se skladišti u spremnike bitumena (**SP_{BIT}**) i prodaje kao komercijalni proizvod. Najvažniju primjenu ima u cestogradnji a zatim u građevinarstvu kao hidro-izolacijski materijal i za oblaganje različitih objekata. Primjenjuje se i u industriji pri proizvodnji baterijskih uložaka, kablova i antikorozivnih sredstava;

Detaljniji opis karakteristika gotovih proizvoda moguće je pronaći u [183].

U svrhu daljnje analize procesa prerade na slici 5.4. je predstavljena tehnološka shema trenutno postojećih pogona u postrojenju i struja tvari kojima su ti pogoni povezani. U novokreiranoj shemi uklonjeni su pogoni koji više ne egzistiraju u postrojenju (**MBVS**, **BEN**, **SUNP**), kao i alternativne proizvodne rute koje se koriste u slučaju poremećaja nastalih u proizvodnom procesu. Ostali elementi tehnološke sheme u potpunosti odgovaraju opisu predstavljenom u prethodnom dijelu teksta.

Atmosferska destilacija uz procese hidrodosulfurizacije općenito spada u najveće potrošače energije u rafineriji nafte (slika 5.5.). Pri analizi potrošnje energije u rafineriji praksa je da se analizira potrošnja u cjelokupnom procesu destilacije u kojem je pogonu **AD** pridružena i **VD**, dok se pogon **R** analizira zajedno s **HDSB** pošto su to logične cjeline u funkcioniranju rafinerije. Pri takvoj analizi proces destilacije ima najveću potrošnju energije u rafineriji s udjelom oko 35%. Atmosferska destilacija predstavlja prvi korak u preradi i jedina je procesna jedinica kroz koju prolazi ukupna količina sirove nafte koja se prerađuje u rafineriji. Ovo su razlozi zbog kojih je **AD** odabrana kao referentno postrojenje u ovom istraživanju.



Slika 5.5. Potrošnja energije u RNS u 2014. Godini

Skraćenice: LU – loživo ulje, RPL – Rafinerijski plin, PPL – Prirodni plin, KP – koksna prašina, EE - Električna energija

5.2. Fizički model pogona atmosferske destilacije

Atmosferska destilacija (**AD**) je primarni pogon u proizvodnom procesu rafinerije nafte. Njegov je osnovni zadatak separacija sirove nafte na niz frakcija koje zadovoljavaju unaprijed specificirane tehnološke zahtjeve. Proces u postrojenju **AD** odvija se u nekoliko stupnjeva koji će detaljnije biti opisani u nastavku teksta (slika 5.6.).

Prerada u pogonu **AD** započinje dodavanjem vode²⁷, antifoulanta i deemulgatora (struja **VAD**) struji sirove nafte (**SN**) u cilju učinkovitijeg uklanjanja nečistoća iz nafte u odsoljivaču (**ODS**). Dobivena mješavina (struja SN^I) transportirana pumpom **P-6101 ABC** se potom zagrijava u seriji izmjenjivača topline na temperaturu približno 110 °C i to:

- u izmjenjivaču topline **E-6101** struja SN^I izmjenjuje toplinsku energiju sa strujom petroleja dobivenog na izlazu iz stripera petroleja (**SP**), struja P^I_{SP} transportirana pumpom **P-6103**. Petrolej ohlađen u **E-6101** (struja P^{II}_{SP}) naknadno se hladi na približno 40 °C u vodenom hladnjaku **E-6111** i u tom stanju (struja P_{AD}) se odvodi na daljnju obradu u **HDSPU** ili se ukoliko je to potrebno skladišti u $SP_{PU/D}$;
- u izmjenjivaču topline **E-6102** struja SN^{II} (stanje po izlasku iz **E-6101**) izmjenjuje toplinsku energiju sa strujom lakog plinskog ulja (LPU^I_{SLPU}) iz stripera **LPU** (S_{LPU}) koja se transportira pumpom **P-6104 AB**. Nakon predaje toplinske energije u **E-6102**, struja lakog plinskog ulja (struja LPU^{II}_{SLPU}) se dodatno hladi u vodenom hladnjaku **E-6112** na temperaturu oko 40 °C i u tom stanju (struja LPU_{AD}) se odvodi na daljnju obradu u **HDSPU** ili se po potrebi skladišti u $SP_{PU/D}$;
- u izmjenjivaču topline **E-6103** struja SN^{III} (stanje po izlasku iz **E-6102**) preuzima toplinsku energiju od struje AO^{XII}_{AK} (struja atmosferskog ostatka detaljnije je opisana u nastavku teksta). Nakon prolaska kroz izmjenjivač topline **E-6103** struja AO^{XII}_{AK} se ohladi do temperature oko 100 - 130 °C (stanje AO_{AD}) i odvodi na daljnju preradu u **VD**. Ukoliko dođe do poremećaja u normalnoj preradi, ova se struja dodatno hladi na 60 °C u zračnom hladnjaku **E-6103/1** (stanje AO^I_{AD}) i skladišti u SP_{LU} .

Po prolasku kroz seriju izmjenjivača topline struja sirove nafte SN^{IV} ulazi u **ODS**. Tijekom procesa u **ODS**-u voda adsorbira nečistoće koje se uslijed djelovanja dodanih kemikalija i visokonaponskog elektrostatskog polja (elektrostatski sustav separacije radi pri naponima 10

²⁷Količina vode koja se dodaje, kao i temperatura na koju se sirovina zagrijava, zavise o fizikalno-kemijskim karakteristikama nafte.

000 - 30 000 V) talože na dnu ove procesne jedinice. Navedenim postupkom izdvaja se 90 – 95% nečistoća sadržanih u struji sirove nafte (otpadna struja NC na shemi postrojenja).

Pročišćena struja sirove nafte (SN^I_{ODS}) potom se dodatno zagrijava u seriji izmjenjivača topline, indirektno koristeći toplinsku energiju proizvoda procesa u **AK** (koji će dodatno biti opisani u nastavku teksta):

- gornjeg međurefluksa²⁸ (struja GM^II_{AK}) u E-6104;
- atmosferskog ostatka iz AK (struja AO^II_{AK}) u E-6105;
- donjeg međurefluksa (struja DM^II_{AK}) u E-6106.

Dodatno zagrijana struja sirove nafte (SN^{IV}_{ODS}), koja je prošla seriju navedenih izmjenjivača, miješa se s dijelom atmosferskog ostatka (AO^V_{AK}) tvoreći smjesu ugljikovodika (struja SN^I_{PP}) koja na temperaturi od oko 230 °C ulazi u procesnu peć (**PPAD**). Po ulazu u procesnu peć struja SN^I_{PP} prvo prolazi kroz konvekcijsku zonu peći. Ovdje se zagrijava preuzimajući toplinsku energiju od dimnih plinova nastalih izgaranjem loživog plina dopremljenog iz pogona **AMIN** i loživog ulja iz spremnika **SP_{LU}**. Nakon toga SN^I_{PP} ulazi u donji dio peći gdje se dalje dogrijava (i djelomično isparava) u zoni direktnog zračenja plamena i napušta peć s približnim parametrima tlaka 6 bar i temperature 360 °C.

Temperatura sirove nafte na izlazu iz peći (struja SN^II_{PP}) mora dostići vrijednosti (unutar određenog temperaturnog područja u zavisnosti od sastava sirove nafte) koje osiguravaju isparavanje svih vršnih (primarni benzin - PB_{AK}) i bočnih (teški benzin - TB^I_{AK} , petrolej - P^I_{AK} , lako plinsko ulje - LPU^I_{AK} i teško plinsko ulje - TPU^I_{AK}) frakcija i separaciju 3 % – 10% atmosferskog ostatka AO^I_{AK} u „flash“²⁹ zoni.

²⁸Međurefluks predstavlja dio medija koji se iz atmosferske kolone odvodi na određenoj poziciji na koloni, hladi se u izmjenjivačima topline, pri čemu zagrijava sirovinu ili proizvode u procesu, i zatim se vraća u atmosfersku kolonu na poziciji iznad priključka za njegovo odvođenje. Atmosferska kolona u RNS ima dva međurefluksa koji su označeni prema poziciji spajanja na kolonu kao donji (DM) i gornji (GM).

²⁹Zona u koju ulazi sirova nafta u kojoj dolazi do naglog isparavanja te do razdvajanja kapljevine od parne faze (atmosferski ostatak ostalih frakcija).

Tablica 5.2. Oznake na slici 5.6.

Popis pogona	Popis struja tvari
AK – Atmosferska kolona	AO – Atmosferski ostatak
AP – Apsorber	BDS – Benzin dna splittera
ODS – Odsoljivač	BVS – Benzin vrha splittera
PP _{AD} – Procesna peć u pogonu AD	DB – Destabilizirani benzin
RB _{SPB} – Rebojler na spliteru benzina	DM – Donji međurefluks
RB _{ST} – Rebojler na stabilizatoru	GM – gornji međurefluks
S _{AK} – Separator na vrhu atmosferske kolone	KF – Kapljevita faza
S _{SPB} – Separator na vrhu splittera benzina	KLP – Kiseli loživi plin
S _{ST} – Separator na vrhu stabilizatora	LP – Loživi plin
S _{TB} – Striper teškog benzina	LPU – Lako plinsko ulje
S _P – Striper petroleja	P – Petrolej
S _{LPU} – Striper lakog plinskog ulja	PB – Primarni benzin
S _{TPU} – Striper teškog plinskog ulja	PF – Plinovita faza
SPB – Spliter benzina	PS – Para za stripiranje
ST – Stabilizator	SB – Stabilizirani benzin
	SN – Sirova nafta
	ST – Recirkulacija dna stabilizatora
	SPB – Recirkulacija dna splittera benzina
	TB – Teški benzin
	TPU – Teško plinsko ulje
	UNP – Ukapljeni naftni plin
	VAD - Voda, antifoulant i deemulgator
	TPU – Teško plinsko ulje

Dostizanjem tražene temperature omogućava se povećanje temperature kraja destilacije u navedenim bočnim proizvodima, osigurava strujanje kapljevine i učinkovita frakcionacija³⁰ u dijelu kolone neposredno iznad „flash“ zone. S druge strane, previsoka temperatura struje SN^{II}_{PP} uzrokovala bi njeno krekiranje, odnosno toplinsku razgradnju molekula ugljikovodika sadržanih u njemu. U procesnu peć (**PP_{AD}**) uvodi se vodena para temperature 250 °C, koja se proizvodi u generatorima pare (**GP**) u pogonu energetike i dogrijava se na temperaturu 420 °C, a potom se koristi za procese stripiranja³¹ u procesu prerade nafte u **AD**.

Atmosferska kolona (**AK**) je najvažnija procesna jedinica u okviru pogona **AD** s osnovnim zadatkom učinkovite separacije struje SN^{II}_{PP} na prethodno navedenu vršnu frakciju (**PB_{AK}**),

³⁰Da bi se postupak frakcionacije odvijao u svim dijelovima kolone mora postojati strujanje kapljevite i parne faze. Frakcionacija u području iznad „flash“ zone se osigurava povećavanjem temperature nafte na ulazu u kolonu tako da dio atmosferskog ostatka ispari te u gornjoj zoni kondenzira i vraća se prema flash zoni.

³¹Izdvajanje lakših proizvoda s ciljem postizanja zadane temperature početka destilacije frakcije ugljikovodika. Provodi se ubacivanjem pregrijane vodene pare, što rezultira smanjenjem parcijalnog tlaka para ugljikovodika i povećanjem temperature, uz dodatno izdvajanje lakših frakcija ugljikovodika. Može se kombinirati s dodatnim zagrijavanjem ugljikovodika u izmjenjivačima topline.

četiri bočne frakcije (TB_{AK}^I , P_{AK}^I , LPU_{AK}^I , TPU_{AK}^I) i proizvod dna kolone (AO_{AK}^I). Kapacitet kolone u referentnom postrojenju je 4 milijuna tona sirove nafte godišnje i konstruirana je kombinirano, s pliticama i tri sloja ispune. Jedan sloj ispune se nalazi u zoni LPU, drugi u zoni TPU i treći u dnu kolone AO.

Kolona je izvedena s jednim refluksom³² i dva međurefleksa. Na dnu kolone se ubacuje pregrijana vodena para (PS^I) temperature 420 °C proizvedena u procesnoj peći PP_{AD} , a s ciljem stripiranja atmosferskog ostatka.

Temperatura kraja destilacije vršnog proizvoda **AK** (struja P_{BAK}) regulira se količinom refluksa (KF_{AK}^{II}) koji se vraća na vrhu kolone. Povećanjem količine refluksa snižava se temperatura vrha kolone što povećava kondenzaciju para ugljikovodika, te se snižava temperatura kraja destilacije i protok proizvoda vrha kolone, struja P_{BAK} . Smanjenje količine refluksa ima suprotan učinak.

Temperatura kraja destilacije bočnih proizvoda postiže se promjenom protoka navedenog proizvoda. Smanjenjem protoka jednog proizvoda snižava se temperatura kraja destilacije istog proizvoda. Pritom je preporučljivo povećati protok prvog težeg proizvoda **AK** (proizvod koji se odvodi iz kolone odmah ispod proizvoda kojemu je smanjen protok) s ciljem zadržavanja postojećih temperatura početka i kraja destilacije ostalih proizvoda. Na primjer, smanjenjem protoka teškog benzina smanjuje se temperatura kraja destilacije TB_{AD} , ali se zato ekvivalentno povećava protok prvog težeg proizvoda petroleja (P_{AD}). Vrijedi i obrnuti odnos, povećanjem protoka TB_{AD} povećava se temperatura kraja destilacije TB_{AD} uz odgovarajuće sniženje protoka P_{AD} . Temperatura početka destilacije bočnih proizvoda povezana je s krajem destilacije prvog lakšeg proizvoda, a dodatno se podešava stripiranjem u striperima.

Vraćanje refluksa na vrhu kolone (KF_{KN}^{II}) i ohlađenih međurefluksa (DM_{AK}^{VII} i GM_{AK}^{VI}), rezultira dodatnim strujanjem hladnije kapljevine koja sudjeluje u procesu destilacije. Ovakvom frakcionacijom u više stupnjeva direktno se utječe na količinu i čistoću dobivenih proizvoda procesa. Značajnu ulogu u procesu imaju temperatura, tlak i dodirna površina između faza.

Međurefluksi poboljšavaju energetska učinkovitost rada postrojenja. Kako bi se zatvorila energetska bilanca i ostvarila energetska ravnoteža u **AK**, toplinska energija odvedena iz procesa mora biti jednaka toplinskoj energiji dovedenoj u proces. To znači da iz **AK** mora biti

³² Pare koje se odvođe na vrhu kolone hlade se i djelomično kondenziraju, plinovita faza se izdvaja i odlazi na daljnju obradu u apsorber, a iz kapljevine koja se skuplja u posudi izdvaja se voda. Dio se vraća natrag u **AK** gdje sudjeluje u procesu, dok se drugi dio šalje na daljnju obradu u apsorber. Dio koji se vraća u **AK** naziva se refluks.

odvedena energija koja je u kolonu dovedena preko SN_{PP}^{II} (energija predana sirovini u procesnoj peći i u izmjenjivačima topline) i pregrijane vodene pare. Kao što je prethodno opisano, dio energije se odvodi u kondenzatoru na vrhu kolone i hlađenjem međurefluksa, a ostatak dovedene energije se odvodi zajedno s proizvodima procesa ili se prenosi na okoliš kao toplinski gubitak procesa. Rezultat ovakve konstrukcije i procesa koji se odvijaju u **AK** je snižavanje temperature prema vrhu kolone, te se na zadnjoj plitici ona kreće oko 140 °C i mora biti viša od temperature kondenzacije vodene pare kako bi se izbjeglo zadržavanje vode u koloni.

Kod postrojenja bez međurefluksa toplinska energija dovedena u atmosfersku kolonu, odvodi se djelomično u kondenzatoru na vrhu kolone (**KN_{AK}**), djelomično kao energija proizvoda **AK**, a djelomično kao gubici prema okolišu. Ako se usporede sustavi s međurefluksima i bez njih, uz jednake procesne uvjete u atmosferskoj koloni, u oba slučaja je dovedena energija jednaka, a odvedena energija proizvoda i gubici prema okolišu nepromijenjeni. U slučaju konstrukcije bez međurefluksa, značajno bi se povećao dio toplinske energije koja bi se odvodila preko kondenzatora na vrhu kolone (**KN_{AK}**) koja se u analiziranom pogonu odvodi međurefluksima kao što je bilo navedeno ranije.

Proces izmjene toplinske energije u **KN_{AK}** se odvija na temperaturama između 70 °C i 140 °C. Toplinska energija koja se izmjenjuje u navedenom temperaturnom području može se iskoristiti za zagrijavanje sirovine na temperature do 120 °C, što je značajno ograničenje a nije ju moguće značajnije iskoristiti niti za zagrijavanje međuproizvoda u pojedinim dijelovima procesa (rebojleri stabilizatora **RB_{ST}** i splitter benzina **RB_{SPB}**). Odvođenjem međurefluksa na odgovarajućim pozicijama, odvodi se značajan dio toplinske energije pri znatno višim temperaturama (240 i 340 °C). Toplinsku energiju na ovim temperaturnim razinama moguće je u potpunosti iskoristiti za predgrijavanje sirovine i međuproizvoda. Osim toga, odvođenje energije korištenjem međurefluksa nema osjetan negativan utjecaj na kvalitetu proizvoda.

Dodatan pozitivan utjecaj međurefluksa se odnosi na konstrukciju kolone odnosno investicijske troškove. Kao što je već objašnjeno, kod konstrukcije bez međurefluksa, znatno veći udio toplinske energije bi se odvodio pomoću kondenzatora na vrhu kolone. Konstrukcija bez hlađenja na nižim razinama rezultira znatno većim strujanjem parne faze prema vrhu kolone, što za sobom povlači odgovarajuće povećanje dimenzija kolone i kondenzatora, uz veće investicijske troškove i troškove održavanja.

Regulacija rada sustava **AK** provodi se s ciljem postizanja određenih karakteristika proizvoda. Temperatura na koju je potrebno zagrijati SN_{PP}^{II} određena je konstrukcijom pogona,

svojstvima nafte i potrebama procesa, a kako je prethodno opisano željeno temperaturno područje se održava regulacijom rada procesne peći. Regulacija temperature početka i kraja destilacije P_{AD} , T_{AD} , P_{AD} , LPU_{AD} , TPU_{AD} i AO_{AD} već je prethodno opisana.

Bitno je istaknuti da su određeni parametri međusobno zavisni. Već je prethodno opisan utjecaj promjene protoka jednog bočnog proizvoda na protok prvog težeg proizvoda. Nadalje, snaga kondenzatora KN_{AK} zavisi o toplinskoj energiji predanoj sirovoj nafti u procesnoj peći i izmjenjivačima topline, protocima bočnih i vršnog proizvoda te o hlađenju međurefluksa. Navedena međuzavisnost parametara povećava kompleksnost problema postizanja željenih svojstava proizvoda AK . Kako svi navedeni parametri imaju značajan utjecaj i na ukupnu učinkovitost rada kompletnog pogona, sustav regulacije ima direktan utjecaj na potrošnju energije u procesnoj peći (PP_{AD}), te količinu energije odvedenu iz AK pomoću dva međurefluksa, kondenzatora i protokom proizvoda. Za postizanje optimalnog rada pogona potrebno je, osim postizanja određenih karakteristika proizvoda, uskladiti sve parametre s ciljem postizanja zadovoljavajuće energetske učinkovitosti. Navedeno se odnosi na energetske bilancu u samoj AK ali i na optimalno iskorištavanje otpadne toplinske energije proizvoda AK za zagrijavanje SN , opskrbu rebojlera, te u izmjenjivačima topline koji se koriste na striperima i drugdje. Pored toga, moguća je i izgradnja dodatnih sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije s ciljem proizvodnje električne energije, pregrijane vodene pare i slično.

Proizvod s vrha AK , primarni benzin (PB_{AK}), sadrži frakcije s temperaturom kraja destilacije oko $180\text{ }^{\circ}\text{C}$ i u njegovom sastavu su ugljikovodici od CH_4 do uključivo C_6H_{14} . Odvodi se u kondenzator hlađen zrakom (KN_{AK}) smješten na vrhu AK , gdje PB_{AK} djelomično kondenzira na temperaturi oko $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ (PB^I_{AK}) i odvodi se u posudu (S_{AK}) za izdvajanje plinovite faze ugljikovodika (PF^I_{AK}), vode i kapljevite faze ugljikovodika (KF^I_{AK}). Plinoviti dio (PF^I_{AK}) se hladi na oko $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ u vodenom hladnjaku **E-6108** (PF^{II}_{AK}) te mu se potom dodaje loživi plin (LP) iz rafinerijskog sustava LP s ciljem održavanja tlaka na ulazu u apsorber (tlak u sustavu LP je oko 4 bar). Dobivena smjesa (PF^{III}_{AK}) odvodi se na daljnju obradu u AP . Po izlasku iz S_{AK} struja KF^I_{AK} se dijeli na dvije struje, KF^{II}_{AK} koja se odvodi natrag u AK i KF^{III}_{AK} koja se u vodenom hladnjaku **E-6108** hladi na temperaturu oko $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ (KF^{IV}_{AK}) i upućuje na daljnju obradu u AP . Struja KF^{II}_{AK} se vraća u kolonu AK s ciljem poboljšanja frakcionacije (refluks), pri čemu nastavlja strujanje prema donjem dijelu kolone zajedno s kondenzatom nastalim kondenzacijom para ugljikovodika u gornjim dijelovima kolone. Struja plina PF^I_{AK} nakon djelomične kondenzacije u KN_{AK} (PF^{III}_{AK}) ulazi u donji dio AP a dio izdvojenog kapljevito dijela (KF^{IV}_{AK}) uvodi se u gornjem dijelu AP . Proizvod vrha AP , kiseli loživi plin (KLP^I_{AD}),

koristi se kao pogonsko gorivo u **PP_{AD}** a u slučaju poremećaja u procesu odvodi se u sigurnosni vod i spaljuje na baklji.

Bočni proizvodi **AK**, teški benzin (TB^{I}_{AK}) temperature oko 190 °C, koji uključuje frakcije u destilacijskom području 150 °C – 220 °C, petrolej (P^{I}_{AK}) s temperaturom oko 200 °C i frakcijama u destilacijskom području 160 °C - 250 °C i lako plinsko ulje (LPU^{I}_{AK}) temperature oko 290 °C koje sadrži frakcije u destilacijskom području 220 °C – 360 °C, izlaze iz kolone i ulaze u pripadajuće stripere, od kojih svaki sadrži po pet plitica. U striperima se pri dnu dodaje pregrijana vodena para (PS^{II} , PS^{III} , PS^{IV}). Nakon stripiranja parom navedeni proizvodi se hlade u izmjenjivačima topline **E-6113**, **E-6114AB**, **E-6101**, **E-6111AB**, **E-6102** i **E-6112 ABC** i odvođe na daljnju preradu u pogon **HDSPU**.

Najteži bočni proizvod, teško plinsko ulje izlazi iz kolone (TPU^{I}_{AK}) pri temperaturi od približno 340 °C i sadrži u sebi frakcije u destilacijskom području 250 °C – 400 °C. Ova struja tvari se potom dijeli na dva dijela:

- donji međurefluks (DM^{I}_{AK}) koji se transportira pumpom **P-6106 BC** u seriju izmjenjivača topline (**E-6109**, **E-6110** i **E-6106**);
- drugi dio struje (TPU^{II}_{AK}) stripira se u striperu teškog plinskog ulja (S_{TPU}) i kao TPU_{AD} odvodi u pogon **FCC** na daljnju preradu. U slučaju poremećaja u preradi, TPU_{AD} se hladi u zračnom hladnjaku **E-6116** na 60 °C i kao TPU^{I}_{AD} se odvodi u **SP_{LU}**.

Smjesa vodene pare i isparenih ugljikovodika vraća se natrag u atmosfersku kolonu (TB_{SPU} , P_{SPU} , LPU_{SPU} i TPU_{SPU}). Teški benzin (struja TB^{III}_{STB}) i petrolej (struja P^{III}_{SP}) dodatno se zagrijavaju u rebojlerima **E-6109** i **E-6110** pri čemu se toplinska energija preuzima od dijela struje donjeg međurefluksa (struje DM^{IV}_{AK} i DM^{V}_{AK}). Zagrijane struje tvari (TB^{IV}_{STB} i P^{IV}_{SP}) se zatim vraćaju natrag u stripere (striper teškog benzina S_{TB} i striper petroleja S_P), dok se ohlađena struja donjeg međurefluksa DM^{VI}_{AK} miješa sa strujom DM^{III}_{AK} koja je toplinsku energiju predala u izmjenjivaču topline **E-6106** struji SN^{III}_{ODS} . Nastala struja DM^{VII}_{AK} se potom vraća u atmosfersku kolonu i ponovno sudjeluje u procesima destilacije i kondenzacije.

Struja atmosferskog ostatka AO^{I}_{AK} odvodi se s dna atmosferske kolone i transportira pumpom **P-6109** u druge dijelove postrojenja. Struja AO^{I}_{AK} pri tome se razdvaja na dva dijela:

- struja AO^{II}_{AK} - prolazi kroz izmjenjivač topline **E-6105** i predaje toplinsku energiju struji sirove nafte SN^{II}_{ODS} ;
- struja AO^{IV}_{AK} - dijeli se na dva dijela:
 - struja AO^{V}_{AK} koja se miješa sa strujom sirove nafte SN^{IV}_{ODS} i kao takva se vraća u **AK**;

- struja AO^{VI}_{AK} koja se naknadno razdvaja na dva dijela (AO^{VII}_{AK} i AO^{IX}_{AK}), pri čemu AO^{VII}_{AK} prolazi kroz rebojler **RB_{ST}** a struja AO^{IX}_{AK} kroz **RB_{SPB}**, gdje predaju toplinsku energiju potrebnu za odvijanje procesa u stabilizatoru (**ST**) i splitteru benzina (**SPB**).

Nakon prolaska kroz **RB_{ST}** i **RB_{SPB}** struje AO^{VIII}_{AK} i AO^X_{AK} se miješaju, tvoreći pritom procesnu struju AO^{XI}_{AK} koja se dalje miješa sa strujom AO^{III}_{AK} (ohlađena struja tvari iz **E-6105**). Dobivena struja AO^{XII}_{AK} potom prolazi kroz izmjenjivač topline **E-6103** gdje zagrijava struju sirove nafte SN^{III} . Prolaskom kroz **E-6103** ova struja tvari se hladi na temperaturu oko 100 °C - 130 °C i kao struja s oznakom AO_{AD} na shemi, odvodi se na daljnju preradu u pogon **VD**. U slučaju poremećaja u normalnoj preradi prethodno navedenih proizvoda, struja AO_{AD} se hladi na temperaturu oko 60 °C u zračnom hladnjaku **E-6103/1** (AO^I_{AD}) i odvodi u **SP_{LU}**.

Kao što je prethodno opisano, u cilju optimizacije procesa u atmosferskoj destilaciji dio medija se odvodi iz kolone kroz dva bočna međurefluksa na različitim pozicijama. Ranije navedeni donji međurefluks (DM^I_{AK}) se odvodi iz zone TPU a gornji međurefluks (GM^I_{AK}) iz zone P. Nakon odvođenja iz kolone DM^I_{AK} se dijeli na:

- struja DM^{IV}_{AK} - odvodi se u rebojlere **E-6109** i **E-6110**;
- struja DM^{II}_{AK} - koristi se za zagrijavanje struje sirove nafte (SN^I_{PP}) u izmjenjivaču topline **E-6106** prije njegovog ulaska u **PP_{AD}**.

Nakon prolaska kroz seriju izmjenjivača topline ohlađene struje donjeg međurefluksa (DM^{III}_{AK} i DM^{VI}_{AK}) se miješaju tvoreći struju DM^{VII}_{AK} koja se potom vraća u **AK**. Donji međurefluks (DM^I_{AK}) se odvodi pri temperaturi oko 340 °C i vraća s temperaturom od približno 190 °C (DM^{VII}_{AK}) pri čemu ekvivalentni toplinski tok iznosi 2,7 MW.

Struja gornjeg refluksa GM^I_{AK} se odvodi iz kolone pumpom **P-6107** ABC a zatim se dijeli na dva dijela:

- struja GM^{II}_{AK} - zagrijava sirovinu (SN^I_{ODS}) u izmjenjivaču topline **E-6104**;
- struja GM^{IV}_{AK} - zagrijava destabilizirani benzin (struja DB^I_{AP}) nakon izlaska iz apsorbera (**AP**) u izmjenjivaču **E-6115**.

Po prolasku kroz izmjenjivače topline **E-6104** i **E-6115** ohlađene struje gornjeg međurefluksa GM^{III}_{AK} i GM^V_{AK} se miješaju tvoreći struju GM^{VI}_{AK} koja se potom vraća u **AK**. Temperatura odvođenja gornjeg međurefluksa (GM^I_{AK}) je oko 240 °C a povratna temperatura je oko 170 °C (GM^{VI}_{AK}), što rezultira ekvivalentnim toplinskim tokom od oko 16,5 MW.

Proizvod dna **AP**, destabilizirani benzin (DB^I_{AP}), se naknadno zagrijava na temperaturu od približno 160 °C u izmjenjivačima topline **E-6113** i **E-6115** preuzimajući toplinsku energiju od procesnih struja teškog benzina (TB^{II}_{AK}) i gornjeg međurefluksa (GM^{IV}_{AK}).

Zagrijani destabilizirani benzin (DB^{III}_{AP}) se potom miješa sa strujom UNP^I_{AD} tvoreći struju DB^{IV}_{AP} koja potom ulazi u stabilizator (**ST**). U stabilizatoru se vrši izdvajanje UNP-a (propana (C_3H_8) i butana (C_4H_{10})). Dodatna toplinska energija potrebna za zagrijavanje medija u stabilizatoru osigurava se izmjenom toplinske energije sa strujom AO^{VII}_{AK} u rebojleru (**RB_{ST}**). Proizvod s vrha stabilizatora, struja UNP^I_{AK} , odvodi se u kondenzator na vrhu stabilizatora (**E-6117**) gdje djelomično kondenzira (UNP^{II}_{ST}) te se odvodi u posudu za izdvajanje vode i separaciju kapljevite i plinovite faze ugljikovodika (**S_{ST}**). Dio proizvoda s vrha stabilizatora koristi se za održavanje tlaka u sustavu te ga sustav regulacije propušta direktno u **S_{ST}**, što znači da zaobilazi kondenzator **E-6117** (UNP^{III}_{ST}). Iz posude se odvodi voda, plinovita faza ugljikovodika KLP_{AD} i kapljevita faza ugljikovodika koja se dijeli na dvije struje, UNP^{IV}_{ST} i UNP^V_{ST} . Struja KLP_{AD} se odvodi na daljnju obradu u pogon **AMIN**, struja UNP^{IV}_{ST} se vraća u stabilizator kao refluks i sudjeluje u procesu prerade, dok se struja UNP^V_{ST} hladi na temperaturu 40 °C (UNP^{VI}_{ST}) i dijeli na dvije struje UNP^{VII}_{ST} i UNP^{VIII}_{ST} . Struja UNP^{VII}_{ST} se vraća natrag u posudu **S_{ST}**, a struja UNP^{VIII}_{ST} se dijeli na UNP^I_{AD} koji se miješa s DB^{III}_{AP} na ulazu u **ST** i UNP_{AD} koji se odvodi na daljnju obradu u pogon **D&M**. Proizvod s dna stabilizatora, struja stabiliziranog benzina (SB^I_{ST}), odvodi se pomoću pumpe **P-6116** na daljnju obradu u splitter benzina (**SPB**).

U splitteru benzina (**SPB**), struja SB^I_{ST} se razdvaja na dvije frakcije, gdje je prva, lakša, frakcija (struja BVS^I_{SPB}) s temperaturom kraja destilacije oko 85 °C, dok je druga, teža, frakcija (struja BDS^I_{SPB}) s krajem destilacije od približno 180 °C. Dodatna toplinska energija se u proces dovodi pomoću rebojlera smještenog na dnu kolone (**RB_{SPB}**), pri čemu se toplinska energija preuzima od struje AO^{IX}_{AK} .

Dio struje BVS^I_{SPB} u kondenzatoru **E-6120** djelomično kondenzira (BVS^{II}_{SPB}) i dovodi se u posudu (**S_{SPB}**) za izdvajanje vode, te separaciju plinovite i kapljevite faze ugljikovodika. Drugi dio (BVS^{III}_{SPB}) regulacijski sustav propušta direktno u **S_{SPB}** i na taj način se održava tlak u sustavu. Kako je prije spomenuto, iz posude izlazi voda, plinovita faza ugljikovodika KLP^{II}_{AD} i kapljevita faza ugljikovodika BVS^{IV}_{SPB} . Voda se odvodi u postrojenje za obradu kiselih voda a struja KLP^{II}_{AD} se spaljuje na baklji. Kapljevita faza BVS^{IV}_{SPB} se transportira pumpom **P-6117** **AB** i razdvaja na dva dijela, struja BVS^V_{SPB} koja se odvodi natrag u **SPB** kao refluks gdje

sudjeluje u procesu i struja BVS_{SPB}^{VI} koja se hladi u vodenom hladnjaku **E-6123** na temperaturu 40 °C (BVS_{AD}) i odvodi na daljnju preradu u pogon za hidroobradu lakog benzina (**HLB**).

Benzin dna splittera (BDS_{AD}) se hladi na oko 40 °C u zračnom hladnjaku **E-6121** ili u vodenom hladnjaku **E-6121 AB** i odvodi u pogon za hidrosulfurizaciju benzina (**HDSB**). Ukoliko dođe do poremećaja u preradi moguće je direktno odvođenje BDS_{AD} , zaobilazeći hladnjake.

6. Modeliranje i simulacija postrojenja za atmosfersku destilaciju nafte

Razvoj i poboljšanja u kemijskoj industriji su dugi niz godina bili temeljeni na pristupu pokušaja i pogreški. Vrlo skupi pokušaji na pilot i stvarnim postrojenjima u smislu vremena i novca, te s druge strane raspoloživi kapaciteti za izradu simulacija, napravili su snažan pritisak na modeliranje i simulaciju opreme i procesa kao alata za sustavnu analizu, konstrukciju i optimizaciju. Frank Popoff, tadašnji direktor tvrtke Dow Chemical, izjavio je 1996. godine „Modeliranje procesa je tehnologija koja je imala najveći utjecaj na naše poslovanje u proteklom desetljeću“³³ [184].

Modeliranje fizikalnog ili kemijskog proizvodnog procesa s ciljem daljnjeg proučavanja, može se definirati kao prikaz stvarnog stanja sustava [185]. Konačni cilj je dobivanje podataka o ponašanju realnog sustava, te se uloga modela može definirati kao odgovarajuća zamjena sustava. Uvođenjem precizno definiranog skupa ulaznih podataka i uz adekvatno definirane karakteristike i parametre modela, rezultat simulacije može dati razmjerno vjeran prikaz statičkog i dinamičkog ponašanja promatranog sustava, odnosno rezultati simulacije bi trebali u suštini biti usporedivi s rezultatima mjerenja provedenih na stvarnom sustavu. Pritom eventualna manja (prihvatljiva) odstupanja od mjerenja na realnom postrojenju mogu biti posljedica odstupanja realnih karakteristika mjernih članova od idealnih, kao i pojednostavljenja podsustava unutar matematičkog modela [184] s ciljem povećanja numeričke učinkovitosti simulacije, a koji ne utječu na globalno ponašanje modela procesa. Promjena ulaznih podataka i karakteristika modela rezultira različitim scenarijima koji se mogu promatrati kao nadomjestak za provedbu daleko složenijih eksperimenata [186]. Rješenja koja se kroz odgovarajući evaluacijski postupak pokazuju najboljima odabiru se kao primjenjiva.

Preduvjet za uspješno modeliranje procesa jest razumijevanje koncepta sustava i njegovih granica. Sustav se može definirati kao grupa temeljnih jedinica koje su međusobno povezane i nalaze se u odgovarajućoj međusobnoj interakciji odnosno međuzavisnosti. Takav sustav je izložen utjecajima okoliša te je potrebno definirati granicu između sustava i okoliša, a koja ne mora biti striktno određena i moguće ju je modificirati zavisno o cilju proučavanja³⁴ tako da

³³Slobodan prijevod autora

³⁴Ako promatramo rafineriju nafte kao vanjski utjecaj je moguće promatrati pristigle naloge za isporuku (utovar) proizvoda. Međutim, ako se na primjer pri modeliranju u obzir uzme utjecaj ponude i potražnje, ostvarena

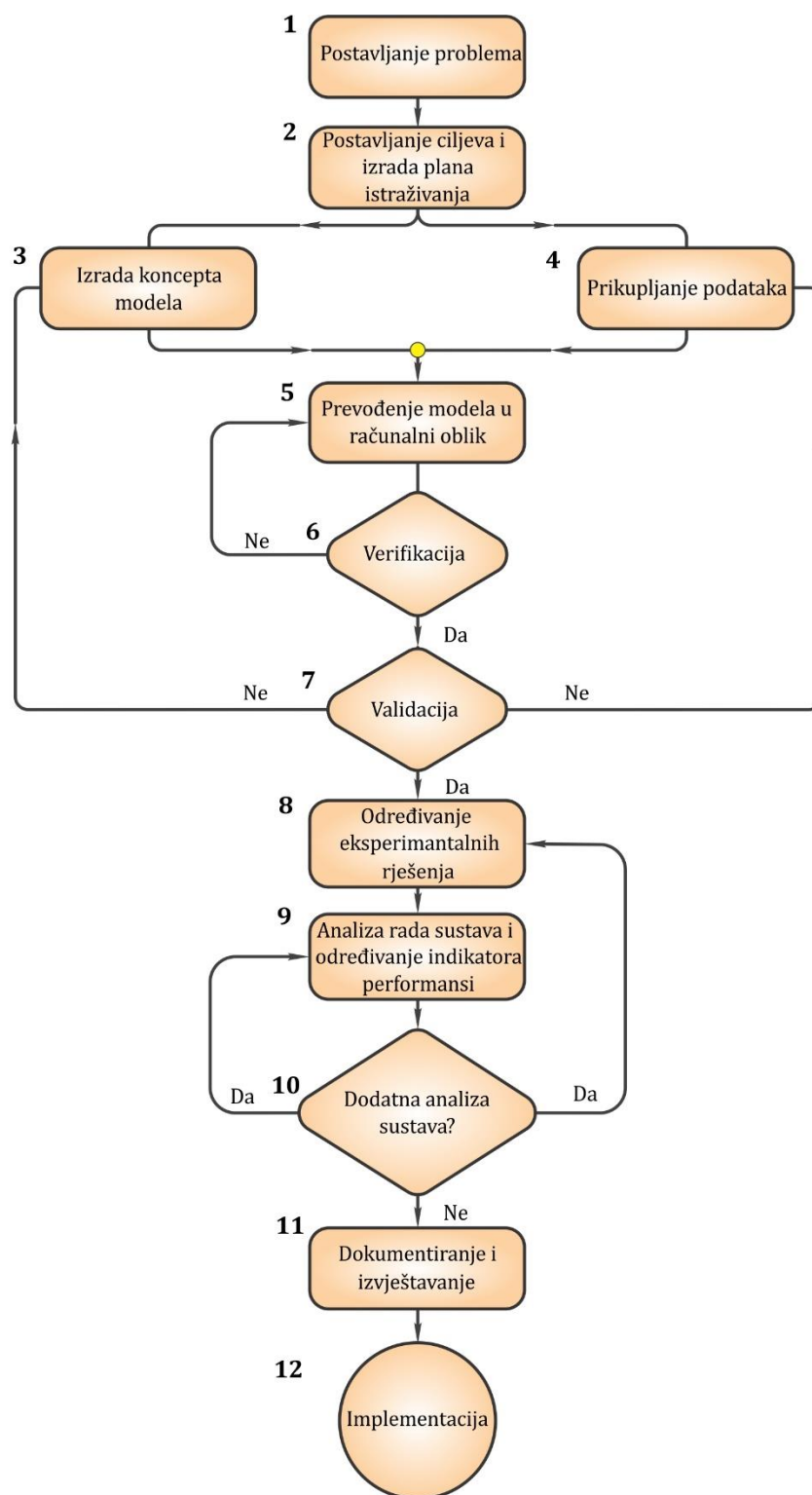
obuhvaća sve elemente u sustavu ili samo dio njih koji su predmet analize [187]. Mogućnost odabira između različitih granica sustava može značajno smanjiti vrijeme potrebno za izradu modela i izvođenje simulacije uz zanemarive greške u rezultatima.

Proces modeliranja zahtjeva identifikaciju sustava koji je predmet modeliranja, određivanje svrhe modela i načina prezentacije. U tom procesu se u prvom redu ističu glavna obilježja sustava koja određuju njegovo ponašanje i bitna su za proučavanje dok se ona manje važna zanemaruju u svrhu pojednostavnjivanja modela. Takav pristup je uzrok netočnosti, ali cilj modeliranja na razini energetske analize ne mora biti egzaktan opis svih aspekata sustava, nego izrada modela koji ga oponaša i upotrebljiv je za proučavanje ponašanja modeliranog sustava. Pokušaj opisivanja svih obilježja, bez obzira na važnost, vodi prema značajnom povećanju kompleksnosti problema, što za posljedicu može imati značajno povećanje numeričke kompleksnosti simulacijskog algoritma, odnosno zahtjeva na računalnu snagu. Dodatan izvor netočnosti mogu biti realne pretpostavke u modelu koje služe za matematički, logički ili simbolički opis veza između objekata u modeliranom sustavu a bez kojih je gotovo nemoguće provesti proces modeliranja [188].

Proces modeliranja i sve njegove korake, moguće je prikazati dijagramom toka (slika 6.1.) [189]. Kao što je prikazano, koraci u procesu su:

- **Postavljanje zadatka** je prvi korak u kojem se mora osigurati potpuno razumijevanje zadatka za sve sudionike u procesu;
- **Postavljanje ciljeva i izrada plana istraživanja** je drugi korak u kojem se daju informacije na koja će pitanja model moći dati odgovor. U ovom koraku je potrebno proanalizirati je li računalna simulacija odgovarajući pristup za rješavanje postavljenog problema i dobivanje odgovora kako je predviđeno postavljenim ciljevima. Ukoliko se zaključi da je simulacija adekvatan alat, pristupa se izradi plana istraživanja koji mora uključivati podatke o alternativnim rješenjima koja će biti razmatrana, metodologiji evaluacije tih alternativa, broju ljudi uključenih u rješavanje problema, troškovima i terminski plan;

je veza između procesa prerade i naloga za isporuku, te se i ta veza mora uzeti u obzir i više se taj utjecaj ne promatra kao vanjski.



Izvor: [189]

Slika 6.1. Dijagram toka koji prikazuje korake u modeliranju stvarnog procesa

- **Izrada koncepta modela** uključuje prikaz osnovnih obilježja sustava, odabir i prilagodbu temeljnih pretpostavki bitnih za modeliranje problema te poboljšavanje modela dok se ne postignu zadovoljavajući rezultati temeljem odgovarajućeg kriterija kvalitete temeljenog na usporedbi s eksperimentalnim podacima. Pritom se kreće od izrade jednostavnijeg modela

koji se poboljšava i postaje sve složeniji. Na slici 6.1. je prikazan osnovni okvir od kojeg se kreće pri izradi koncepta modela. Osnovne komponente koje model treba sadržavati i njihove međusobne veze na slici su predstavljene kao sustav. Sustav može biti sastavljen od više podsustava (npr. dio postrojenja ili procesna jedinica) koji čine sastavne dijelove modeliranog procesa. Ulazni podaci su varijable kojima se opisuje sustav i izravno utječu na dinamičke varijable unutar modela. Poremećajima se opisuju vanjski, nekontrolirani utjecaji na sustav, kao npr. interakcija s okolišem. Varijable stanja opisuju stanje sustava u vremenu i prostoru, a parametri su varijable koje se odnose na konstante ili fizikalna i kemijska obilježja komponenti. Izlazni podaci definiraju stanje sustava i sadrže informacije o količini proizvoda, temperaturi, tlaku, fizikalnim svojstvima i sl.;

- **Prikupljanje podataka** je korak na koji se troši velik dio vremena potrebnog za izradu te kasnije za verifikaciju i validaciju modela, a potrebno ga je provoditi kroz cijelo vrijeme izrade koncepta modela jer kako se koncept mijenja (i postaje kompleksniji) potrebni su i novi ulazni podaci. Vrsta podataka koji se prikupljaju zavisi o ciljevima postavljenim u drugom koraku. Prikupljeni podaci koriste se i u kasnijem koraku validacije modela;
- **Prevođenje modela u računalni oblik** podrazumijeva odabir računalne aplikacije u kojoj će model biti pripremljen i izradu odgovarajućeg modela. Odabir prikladne računalne aplikacije može rezultirati značajnom uštedom vremena izrade modela;
- **Verifikacija pripremljenog računalnog modela** je korak u kojem je potrebno potvrditi da su ulazni podaci i logička struktura uspješno prevedeni u računalni oblik i usmjerena je na otklanjanje grešaka;
- **Validacija modela** je korak u kojem se na temelju rezultata simulacije i usporedbe s podacima o radu stvarnog sustava, donosi odluka oponaša li model na kvalitetan način dominantno stacionarno i dinamičko ponašanje realnog sustava u svrhu daljnjeg proučavanja. U ovom koraku se vrši i prilagođavanje modela pri čemu se u iterativnom procesu rezultati provedene usporedbe iskorištavaju za poboljšanja modela. Validirani model se može koristiti za proučavanje različitih situacija i dobivanje odgovora o ponašanju modeliranog sustava;
- **Određivanje eksperimentalnih** rješenja je korak u kojem se iskorištava uspješno validirani model za daljnja proučavanja i u kojem se odabiru alternativne opcije koje će biti simulirane;
- **Analiza rada sustava i određivanje indikatora performansi** predstavlja konačni cilj simulacijske analize na čijem temelju se donose odluke o ponašanju sustava;

- **Dodatna analiza sustava** je korak u kojem se odlučuje o potrebi za daljnjim proučavanjem sustava i koja simulacijska rješenja mogu zadovoljiti pritom odabrane postavke;
- **Dokumentiranje i izvještavanje** predstavlja konačni korak procesa analize sustava, na temelju kojeg se kasnije može provesti primjena odabranih rješenja.

Model koji je izgrađen u skladu prikazanom dijagramu toka, može se koristiti za analizu sustava u fazi projektiranja, dakle prije njegove izgradnje, kao i u fazi eksploatacije, dakle nakon njegove izgradnje.

Proces modeliranja fizikalnih i kemijskih procesa zahtjeva upotrebu sljedećih jednažbi:

- jednažbe očuvanja se temelje na zakonima očuvanja mase, energije i količine gibanja;
- konstitutivne jednažbe predstavljaju vezu između ekstenzivnih veličina koje sadrže jednažbe očuvanja s intenzivnim veličinama (temperatura, tlak i sl.) i dijele se na:
 - jednažbe gibanja koje daju vezu između gibanja i sile, te opisuju molekularni transport;
 - termodinamičke jednažbe koje daju vezu između intenzivnih veličina (sastav, temperatura i tlak) i izvedenih termodinamičkih veličina (entalpija, gustoća, viskozitet);
 - korelacije koje povezuju jednažbe održanja s određenim korelacijama (npr. korelacija za promjenu tlaka ili temperature);
 - jednažbe ograničenja.

Pri modeliranju procesa koji se odvijaju u postrojenjima za preradu nafte koriste se fizički modeli koji predstavljaju repliku modeliranog objekta, s ciljem da se pri određenim uvjetima ponašaju približno jednako ponašanju originalnog sustava. Korištenje takvog modela omogućava različite virtualne (simulacijske) eksperimente koji se provode s ciljem istraživanja ponašanja sustava za razmatrane realne scenarije.

Simulacija je osnovna aktivnost u procesnom inženjerstvu čija se osnovna obilježja po Thomeu mogu definirati u sljedećem obliku (slobodan prijevod autora) [122]:

“Simulacija je proces projektiranja operativnog modela sustava i provođenje eksperimenata s tim modelom u svrhu razumijevanja ponašanja sustava ili procjene alternativnih strategija za razvoj ili funkcioniranje sustava. Ona mora biti primjenjiva za reprodukciju odabranih aspekata ponašanja sustava modeliranog s prihvatljivom razinom točnosti.”

Postupak simulacije kemijskih i energetske postrojenja mogao bi se okarakterizirati kao proces rješavanja matematičkog modela sustava definirane topologije u cilju kvantitativnog

povezivanja izlazno/ulaznih veličina s parametrima i karakteristikama posebnih elemenata³⁵ [190]. Simulacijom takvih sustava provjerava se konzistentnost materijalne i energetske bilance procesnih jedinica, podsustava i cijelog sustava definiranih u fazi sinteze procesa, a također i proračun dimenzija i cijene opreme u postrojenju [191]. U isto vrijeme, promjenom parametara tehnoloških veza između elemenata i podsustava (variranjem vrijednosti tehnoloških i konstruktivnih parametara), može se vršiti evaluacija energetskih, ekonomskih, pa i ekoloških indikatora i dobiva se prava predstava o funkcioniranju sustava. Koristi od upotrebe simulacija u fazi projektiranja su:

- ušteda novca kroz unaprjeđeno projektiranje;
- ušteda ljudske snage kroz unaprjeđenu učinkovitost i produktivnost;
- značajna redukcija vremena koje se troši na inženjerske proračune;
- konzistentnost podataka i korištenih tehnika pri projektiranju;
- poboljšana i brža komunikacija između procesnih inženjera u svim dijelovima postrojenja.

Osnovna aktivnost u pripremi simulacija u procesnom inženjerstvu je izrada dijagrama toka. Prema autorima [120] izrada dijagrama toka je korištenje računala s ciljem pripreme toplinske i materijalne bilance za stacionarno stanje, dimenzioniranje i izračun troškova za kemijski proces. Izrada dijagrama toka je sustavan opis materijalnih i energetskih tokova u procesnom postrojenju korištenjem računalne simulacije pri konstruiranju novog ili poboljšanju performansi postojećeg postrojenja. Izrada dijagrama toka može biti korištena s ciljem primjene široke strategije kontrole postrojenja, kao i za upravljanje operacijama u postrojenju.

Izrada dijagrama toka ima različite svrhe u fazama operacija i konstruiranja [192]. U fazi operacija, izrada dijagrama toka mora prikazati ponašanje postojećeg postrojenja izloženog različitim poremećajima. Podaci iz postrojenja moraju biti u skladu s matematičkim modelom ugrađenim u simulator. Modeliranje i točnost moraju biti podređeni cilju, kao što je nadzor performansi pogona, održavanje, modernizacija ili podrška aktivnostima kontrole procesa.

Osnovni cilj izrade dijagrama toka u fazi konstruiranja je sustavno istraživanje različitih alternativa koje mogu biti razvijene za postavljeni problem. Suvremena konstrukcija se temelji

³⁵ Postupak simulacije nije ograničen samo na analizu u fazi koncepcijskog projektiranja, već se može koristiti i u drugim fazama projektiranja i funkcioniranja sustava, tj. u fazi detaljnog inženjerstva kad se zahtijeva detaljna tehnološka shema procesa i specifikacije procesnih jedinica, u proizvodnom procesu s ciljem evaluacije performansi postrojenja, usporebe s projektnim specifikacijama i unaprjeđenja učinkovitosti procesa, u analizi promjene operativnih uvjeta i identifikaciji zastoja u radu.

na sustavnim metodama čija glavna vrijednost leži u sposobnosti postavljanja optimalnih ciljeva daleko prije detaljne konstrukcije jedinica.

Postupak modeliranja u inženjerskoj praksi je temeljen na određivanju fizikalnih, kemijskih i bioloških principa koji reguliraju bilo koju operaciju, kao što su materijalna i energetska bilanca, količina gibanja, prijenos toplinske energije i maseni protok, kemijska ravnoteža i kinetika, s ciljem razvoja matematičkog prikaza operacija koje se odvijaju u opremi ili procesu, tako da je moguće procijeniti njihove performanse na jeftiniji i brži način [193]. Vrlo važno pitanje je određivanje razine detalja kako bi se obuhvatile karakteristike procesa bez postavljanja glomaznog modela. Sljedeći korak je rješavanje takvog modela.

Kako je rasla snaga računala i sposobnosti zajedno s razvojem softvera (simulatori procesa kao što su ASPEN[®], PRO/II[®], CHEMCAD[®], gPROMS[®]; računalna dinamika fluida (CFD), programi za numeričku analizu složenih fizikalnih problema (npr. ANSYS[®], COMSOL[®], itd.), na raspolaganju su bili alati za realnije rješavanje kompleksnih pojava.

Konačno, prije nego možemo koristiti model kao podlogu za odlučivanje, potrebna je validacija rezultata. Jednom validiran model može biti korišten za procjenu konstrukcije i radnih uvjeta, skraćuje se vrijeme potrebno za projektiranje i troškovi proizvodnje, poboljšava se produktivnost i učinkovitost, koristi se za procjenu rizika, u osnovi se koristi za donošenje odluka i edukaciju zaposlenika [194], [195].

Danas se znanstvene i inženjerske aktivnosti u kojima se koriste modeliranje i simulacija u kemijskoj procesnoj industriji svrstavaju u znanstveno područje računalom podržano procesno inženjerstvo (engl. *Computer Aided Process Engineering* – skraćeno CAPE). Europska federacija kemijskih inženjera od 1991. godine organizira godišnji znanstveni skup svjetske CAPE zajednice pod nazivom ESCAPE.

Moguće je pronaći nekoliko primjera tehničkih i ekonomskih prednosti korištenja procesnih simulatora u industriji. Na primjer, „Kuwait oil“ je nedavno objavio izvješće o uštedama od 60% u konstruiranju procesa, koje su rezultat korištenja programskog paketa ASPEN HYSYS[®] i ugrađenog alata za ekonomsku analizu pri ispitivanju alternativnih rješenja [196]. U tvrtki BASF vjeruju da je zbog širokog korištenja simulacija procesa postignut pozitivan financijski rezultat koji se procjenjuje na između 10% i 30% ukupnih kapitalnih troškova projekta [11], dok je Shell izvijestio da je korištenjem programskog paketa gPROMS[®] pri rekonstrukciji pogona za azeotropnu destilaciju postignuta ušteda od 500.000 \$/god [197]. Dodatan primjer je izvješće REPSOL-a u kojem se navodi da je konstrukcija novog procesa za proizvodnju propilen oksida temeljena na rezultatima simulacija u programskom paketu gPROMS[®], pri

čemu je provedena simultana optimizacija reaktora i sekcije za separaciju, ostvario uštede od 5 milijuna EUR godišnje [11].

6.1. Softverski alati za modeliranje i simulaciju procesa

Povijest upotrebe računala i softverskih alata započela je 1946. godine predstavljanjem prvog elektroničkog računalnog numeričkog integratora i računala za opću upotrebu (ENIAC), koji je razvijen i konstruiran na University of Pennsylvania [194]. Prvu primjenu tog računala napravio je matematičar John von Neumann za modeliranje procesa nuklearne detonacije tijekom projekta „Manhattan“. Povijest simulacije procesa je započela 1966. godine, kad je mala tvrtka „Simulation Science“, locirana u Los Angeles-u, došla na ideju komercijalizacije generičkog računalnog programa za simulaciju destilacijske kolone. To je osnova programskog paketa za izradu dijagrama toka, PROCESS[®] (kasnije PRO/II[®]), koji može biti promatran kao prethodnik procesnih simulatora. Tri godine kasnije tvrtka „ChemShare“ iz Houstona u SAD, predstavila je DESIGN 2[®], program za izradu dijagrama toka za primjenu u području nafte i plina. Ekspanzija rafinerijske i petrokemijske industrije koja je bila u tijeku potaknula je pojavu računalnih programskih paketa.

Tijekom razdoblja 1970. – 1980. godine, područje znanstvenih proračuna imalo je zlatne godine i većina algoritama, koji su danas u upotrebi, imaju duboke korijene u metodama razvijenim u tom vremenskom razdoblju. Simulacije³⁶ su izvođene na brzim ali vrlo skupim velikim računalnim sustavima. Ministarstvo energetike u SAD i Institut za tehnologiju u Massachusetts-u (MIT) zajedno su 1976. godine započeli projekt ASPEN. Nekoliko programskih paketa za simulaciju stacionarnih sustava za velike računalne sustave, bilo je dostupno već u osamdesetim godinama prošlog stoljeća, te su korišteni prema sustavu podjele vremena (engl. *time sharing*) u međunarodnoj mreži. Svjetska računalna mreža s podjelom vremena iz razdoblja 1980. – 1990. godine je prethodnik današnjeg interneta.

Osobna računala su ušla u upotrebu 1982. godine. AspenTech je već 1985. godine predstavio Aspen Plus[®], a krajem 1980-ih je „Simulation Sciences“ unaprijedio PROCESS[®] u PRO/II[®], te su glavni paketi prešli na osobna računala (engl. *Personal Computer* – skraćeno PC).

³⁶Većina aplikacija je usvojila modularno-sekvencijalnu arhitekturu i samo nekoliko je temeljeno na pristupu usmjerenom na sustave jednadžbi: SPEEDUP[®] (Imperial College London (UK)) i TISFLO[®] (DSM u Nizozemskoj).

U ranim 1990-im su predstavljene napredne aplikacije kao što je pinch metoda. Sredinom 1990.-ih je grafičko korisničko sučelje pretvoreno u osnovni dio u razvoju programskog paketa. U tom razdoblju je i HYSIM[®] promijenio ime u HYSYS[®]. Krajem 1990-ih simulatori procesa su razvijeni i razvojne tvrtke su ojačale. Sljedeći korak je bilo računalno podržano procesno inženjerstvo (CAPE).

Tržište procesnih simulatora pretrpjelo je nekoliko transformacija u razdoblju 1985. – 1995. godine. Samo nekoliko sustava je ostalo u upotrebi: CHEMCAD[®], Aspen Plus[®], Aspen HYSYS[®], PRO/II[®], ProSimPlus[®], SuperPro Designer[®] i gPROMS[®]. Većina današnjih procesnih simulatora je razvijeno na bazi objektno orijentiranog pristupa korištenjem programskih jezika C++ ili Java. Taj pomak iz proceduralnog u objektno orijentirani pristup je nesumnjivo bio koristan i taj pozitivan učinak na područje procesnog inženjerstva će se nastaviti.

Najopćenitiju klasifikaciju simulatora moguće je napraviti na temelju opisa izučavanog procesa (modularni ili nedomularni) i strategije rješavanja jednadžbi koje tvore matematički model procesa (sekvencijalna, simultana). U skladu s tim, u završnom koraku se odabire način rješavanja problema a na raspolaganju su tri tipa simulatora:

- sekvencijalno-modularni tip simulatora se temelji na konceptu modularnosti, koji proširuje kemijsko inženjerski koncept rada jedinica na proračun jedinica računalnim kodom (tj. potprogramima) odgovornim za proračun opreme [122]. Ta metoda je u principu slična tradicionalnoj metodi ručnog proračuna jedinica. Kod ovog pristupa izrađuju se modeli pojedinih procesnih jedinica, pri čemu se koriste zakoni očuvanja, te konstitutivne i jednadžbe ograničenja. Jednadžbe za svaki dio opreme su grupirane u potprogramu ili modulu. Svaki modul proračunava izlazne tokove za definirane ulazne tokove i parametre tog dijela opreme, bez obzira na izvor ulaznih informacija ili odredište izlaznih informacija (rezultata). Izlazne veličine jednog dijela sustava predstavljaju ulazne veličine u drugi dio sustava. Ovaj pristup se koristi u situacijama kad su poznati svi ulazni podaci u procesne jedinice i njihove karakteristike. Sekvencijalno modularni pristup se uglavnom koristi za dijagrame toka stacionarnog stanja, među koje možemo svrstati simulatore Aspen Plus[®], ChemCad[®], Hysys[®], Prosim[®] i Windsim[®] [120]. Ali postoje i simulatori promjenjivih stanja izgrađeni na toj arhitekturi, od kojih je najpopularniji Hysys[®];
- u tipu simulatora usmjerenog na sustave jednadžbi (engl. *Equation Oriented*) kompletan model postrojenja je prikazan u obliku velikog sustava nelinearnih algebarskih jednadžbi koje se simultano rješavaju za sve nepoznanice;

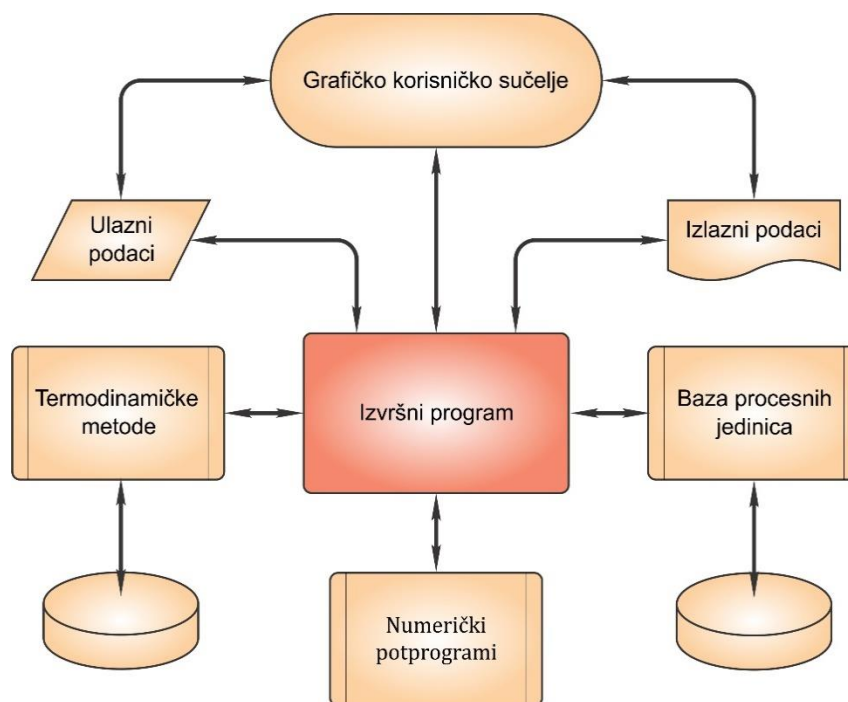
- simultano modularni tip simulatora se oslanja na dobivanje rješenja iz sustava jednažbi cjelokupnog analiziranog sustava. Kod ovog pristupa, sve jednažbe se rješavaju simultano. Ovaj pristup kombinira modularnost jednažbi povezanih sa specifičnom opremom s učinkovitim algoritmima rješavanja za tehniku simultanog rješavanja jednažbi. Za svaku jedinicu je zapisan dodatni modul koji povezuje gotovo svaku izlaznu vrijednost s linearnom kombinacijom ulaznih vrijednosti. U skladu s tim, precizan model se koristi na razini jedinica koje se rješavaju sekvencijalno, dok se linearni model koristi na razini dijagrama toka za globalno rješavanje. Linearni model se dopunjava na temelju rezultata dobivenih rješavanjem preciznim modelom.

6.1.1. Struktura i tijek rješavanja sekvencijalno-modularnih simulatora procesa

Osnovni element u modularnom simulatoru je model operacije jedinice pri čemu je svaka jedinica u simulaciji (blok) tretirana po pravilu:

Izlazna varijabla = $f\{\text{ulazne varijable, varijable u jedinici, parametri jedinice}\}$.

Slika 6.2 prikazuje generičku arhitekturu s međusobnim vezama osnovnih komponenti sekvencijalno-modularnog simulatora [192], koje se mogu opisati na sljedeći način:



Izvor: [192]

Slika 6.2. Komponente sekvencijalno-modularnog simulatora

- baza podataka s fizikalnim parametrima za čiste tvari i smjese - sadrži parametre potrebne za izračunavanje potrebnih fizikalnih svojstava;

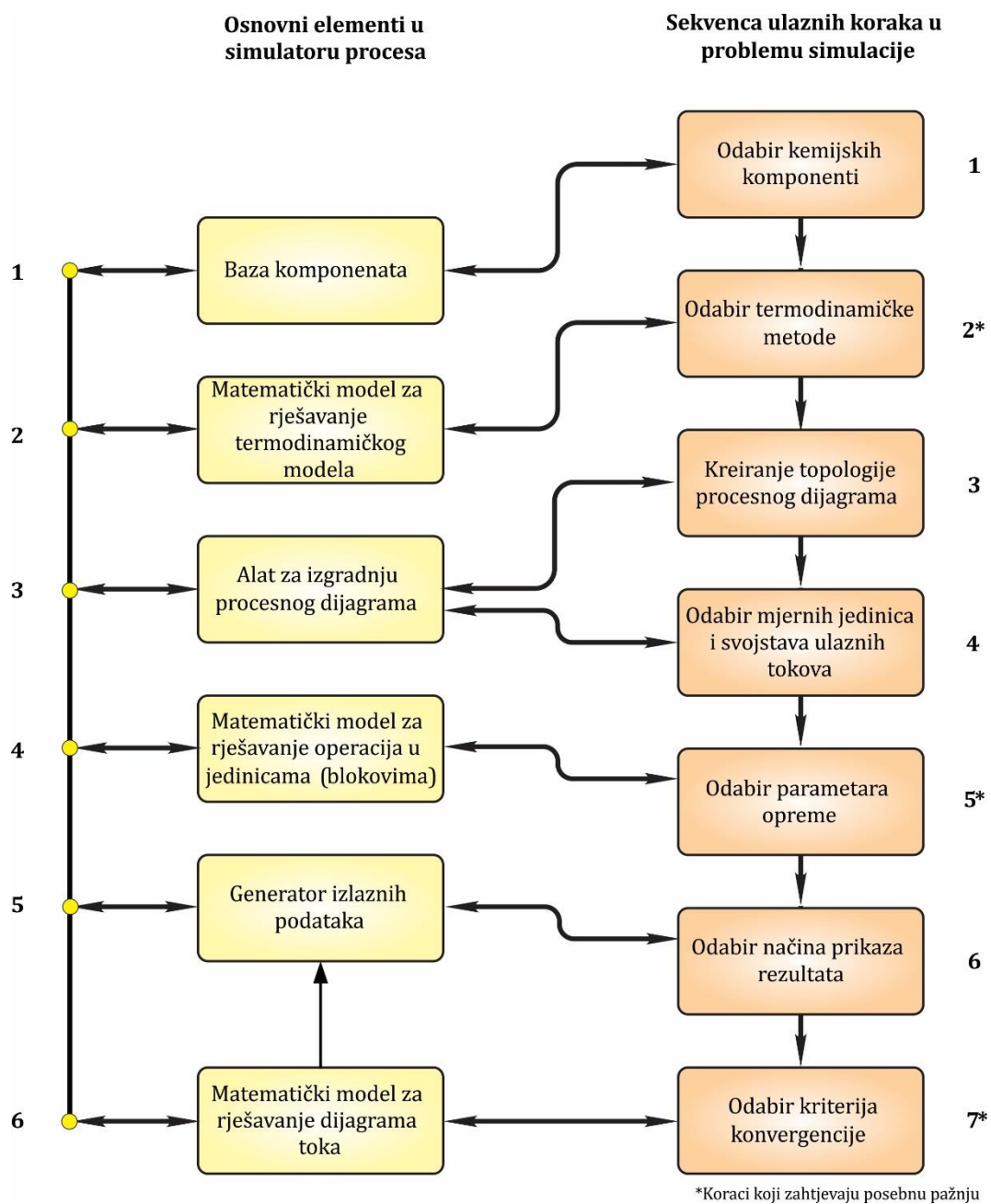
- model za izračun termodinamičkih svojstava pojedinih komponenti i smjesa tvari - dostupne su različite opcije za ravnotežu faza para-kapljevina (VLE) i kapljevina-kapljevina (LLE), izračun entalpije i drugih termodinamičkih svojstava;
- grafičko korisničko sučelje s alatom za izradu dijagrama toka - korisniku osigurava sučelje za izradu dijagrama toka postrojenja u grafičkom okruženju;
- baza procesnih jedinica s modelom za postavljanje i izračune fizikalne i kemijske ravnoteže - potprogrami za provođenje energetske i materijalne bilanci, te projektnih izračuna za tipične procesne inženjerske jedinice;
- model za rješavanje matematičkih problema i numerički potprogrami: skup matematičkih metoda za rješavanje sustava linearnih, nelinearnih i diferencijalnih jednadžbi;
- generator izlaznih podataka - priprema izvješća s rezultatima simulacije u tablicama i grafičkim prikazima;
- izvršni program (rješavanje dijagrama toka) - osnova svakog simulatora procesa koja kontrolira sekvence izračuna i ukupne konvergencije simulacije.

Odmah se uočava da je osnova sustava izvršni program. Njegova funkcija je upravljanje s komponentama simulatora, izračunima i protokom podataka, kao što su na primjer sekvence izračuna, protok podataka o fizikalnim svojstvima, potprogrami za operacije jedinica, praćenje konvergencije i upravljanje sustavima podataka (datotekama). Slična struktura predstavljena je i u [198] i prikazana na slici 6.3.

Postoji još nekoliko dodatnih zajedničkih elemenata koji se nalaze u procesnim simulatorima, a koji nisu prikazani na slici 6.3. Primjer tih elemenata su opcije za kontrolu datoteka, opcija za korištenje različitih inženjerskih jedinica, mogućnost dodatnih opcija povezanih s regresijom podataka za termodinamički model i ostalo. Dostupnost tih dodatnih opcija zavisi o korištenom simulatoru.

Na desnoj strani dijagrama na slici 6.3. prikazano je sedam općih koraka za postavljanje zadatka simulacije procesa. Općeniti redosljed koji korisnik treba pratiti kako bi postavio zadatak u simulatoru je sljedeći:

- odabir svih kemijskih komponenti iz baze komponenti, a koje su potrebne u procesu;
- odabir termodinamičke metode koja je potrebna za simulaciju. Metoda može biti različita za pojedine dijelove opreme;



Slika 6.3. Veze između osnovnih računalnih elemenata i potrebnih ulaznih podataka za rješavanje zadatka simulacije procesa

- kreiranje topologije sistema, specificiranje ulaznih i izlaznih struja tvari za svaki dio opreme;
- odabir svojstava (temperatura, tlak, protok, udio pare i sastav) vanjskih ulaznih struja tvari u proces;
- definiranje specifikacija opreme (parametara) za svaki dio opreme u procesu;
- odabir načina prikaza rezultata;
- odabir kriterija konvergencije i pokretanje simulacije.

Treći korak se postiže izgradnjom procesnog dijagrama korištenjem ikona elemenata i njihovim spajanjem s procesnim strujama tvari. Ponekad je prikladno da je taj korak prvi.

6.2. Model atmosferske destilacije nafte u referentnom postrojenju

Za modeliranje procesa koji se odvijaju u pogonu **AD** korišten je programski paket PRO/II[®], koji se široko upotrebljava za simulacije stacionarnih fizikalnih i kemijskih procesa. Programski paket se koristi za projektiranje novih i analizu postojećih procesa. Pri simulacijama se u programu provode izračuni temeljeni na materijalnim i energetskim bilancama za različite kemijske procese. Softver sadrži vlastitu bazu podataka koja je korištena kao izvor podataka o fizikalnim svojstvima procesnih struja tvari pri simulaciji.

Programski paket PRO/II[®] koristi sekvencijalno-modularnu tehniku rješavanja. Osnovno obilježje ove tehnike je rješavanje svake pojedine procesne jedinice primjenjujući najbolji dostupni algoritam za rješavanje. Osim toga, PRO/II[®] primjenjuje napredne tehnologije za poboljšanje učinkovitosti simulacije koje su poznate kao simultano-modularne tehnike [184].

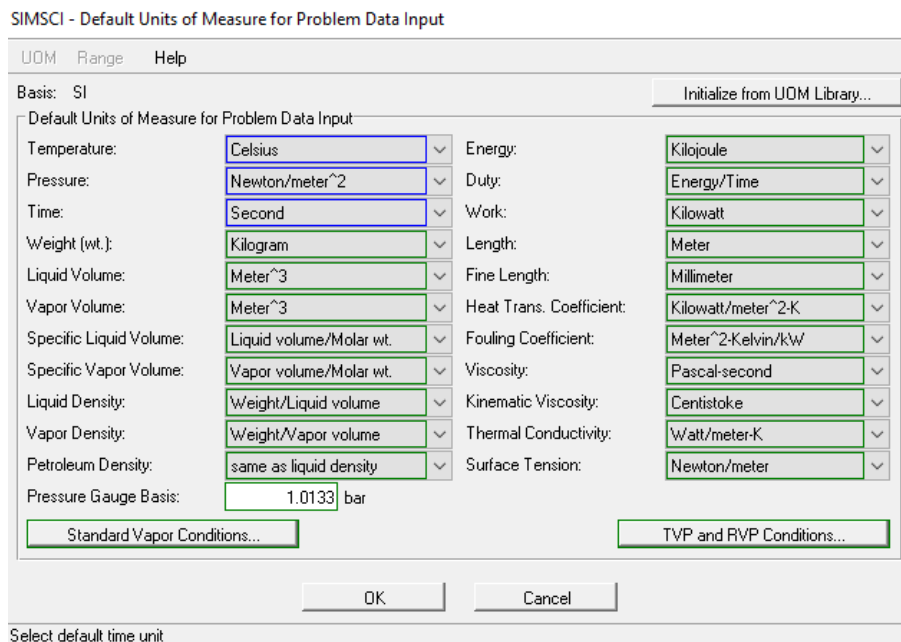
Pri izradi modela analiziranog procesa usvojena su određena pojednostavljena i pretpostavke:

- proces se promatra kao stacionarni i modelira se jedan karakterističan režim prerade;
- model je induktivni, odnosno temelji se na rezultatima mjerenja i laboratorijskim analizama (dokazima);
- pretpostavlja se adijabatski proces u izmjenjivačima topline;
- zanemarene su promjene kinetičke i potencijalne energije struja tvari u cjevovodima i izmjenjivačima topline jer je njihova promjena zanemariva spram izmjene energije uslijed zagrijavanja i hlađenja struja tvari;
- zanemarene su pumpe i ventilatori pošto nemaju utjecaja na točnost rezultata simulacije (tlakovi u cjevovodima, izmjenjivačima i pojedinim dijelovima kolona se mogu podesiti), a dobiva se jednostavniji model. Ukoliko bi se u model uključile pumpe i ventilatori bilo bi potrebno modelirati cjevovode i procesnu opremu s ciljem izračuna pada tlaka, a rezultati modela ne bi prikazali novu informaciju bitnu za analizirani problem.

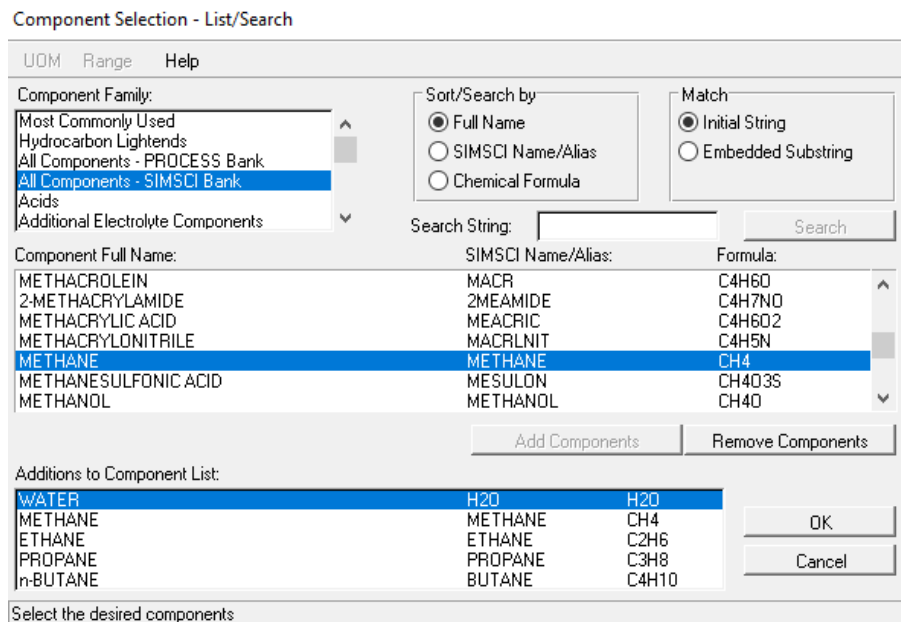
Granice modeliranog sustava su postavljene tako da obuhvaćaju sve dijelove opreme u referentnom postrojenju i jedina interakcija s okolinom je izmjena energije i mase preko struja tvari koje ulaze u sustav ili izlaze iz njega.

Modeliranje i simulacija referentnog postrojenja u PRO/II® okruženju pripremljena je u nekoliko osnovnih koraka:

1. Odabir mjernih jedinica - u modelu su korištene mjerne jedinice iz SI sustava (slika 6.4.).



Slika 6.4. Odabir mjernih jedinica



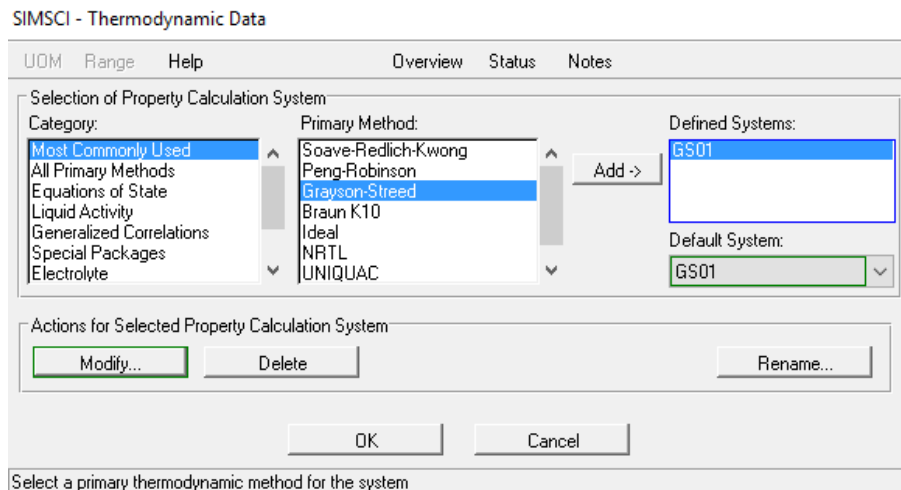
Slika 6.5. Izbor komponenti pri izradi modela u PRO/II®

2. Odabir komponenti u stanju čistih tvari koje će u kasnijim koracima izrade modela biti korištene za definiranje ulaznih struja tvari napravljen je pretraživanjem osnovne SIMSCI baze podataka. U modelu su selektirane komponente voda (koja se koristi kao para za stripiranje) i

laki ugljikovodici (metan, etan, propan i butan) koji neće biti korišteni za definiranje struja tvari i ovdje su odabrani samo zbog preporuka proizvođača koje se odnose na korištenje softverskog paketa pri modeliranju pogona AD. Postupak selektiranja komponenti prikazan je na slici 6.5.

Pošto se pri modeliranju procesa prerade nafta ne promatra kao smjesa čistih komponenti, podaci o njoj su specificirani u postupku definiranja sastava ulaznih struja tvari kako je objašnjeno u petom koraku izrade modela (Unošenje podataka o ulaznim procesnim strujama tvari).

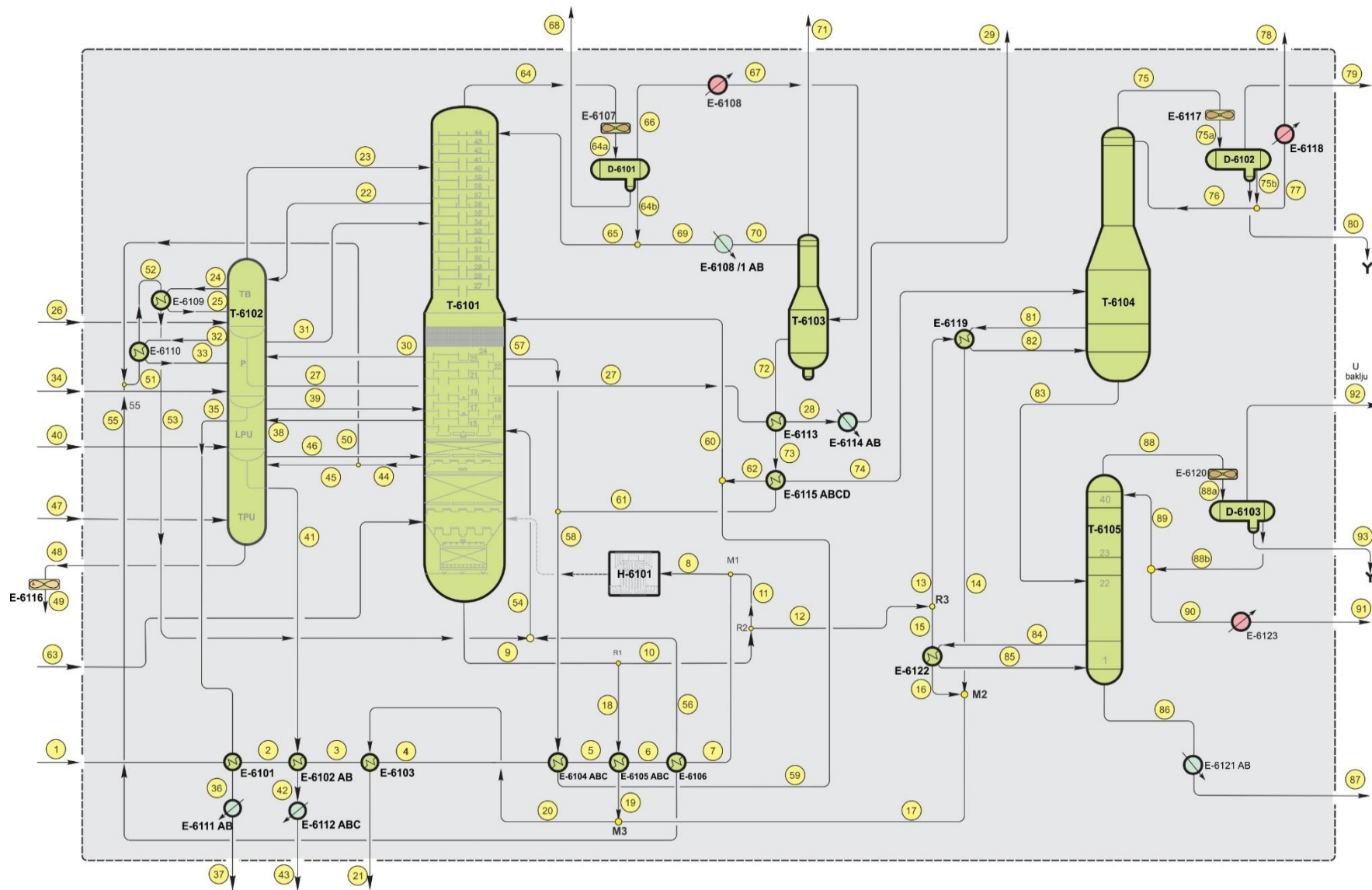
3. Odabir odgovarajuće metode za termodinamičke izračune - u skladu s preporukama proizvođača softverskog paketa vezano za modeliranje procesa u postrojenju **AD** za provođenje termodinamičkih izračuna je odabrana metoda *Grayson-Streed*-a (slika 6.6.).



Slika 6.6. Primarna metoda izračuna

4. Priprema procesnog dijagrama korištenjem željenih jedinica koje su ponudene na paleti alata. Za pripremu procesnog dijagrama korištena je tehnološka shema na slici 6.7., a popis struja tvari je dan u tablici 6.1. Pri izradi modela korištene su sljedeće jedinice s palete alata (slika 6.8.):

- Destilacijska kolona (*Distillation*):
 - **T-6101** s kondenzatorom **E-6107** i procesnom peći **PP_{AD}** (izmjenjivač topline);
 - **T-6103**;
 - **T-6104** s kondenzatorom **E-6117** i rebojlerom **E-6119**;
 - **T-6105** s kondenzatorom **E-6120** i rebojlerom **E-6122**;
 - bočna kolona (*Side column*): **T-6102A** s rebojlerom **E-6109**, **T-6102B** s rebojlerom **E-6110**, **T-6102C** i **T-6102D**;

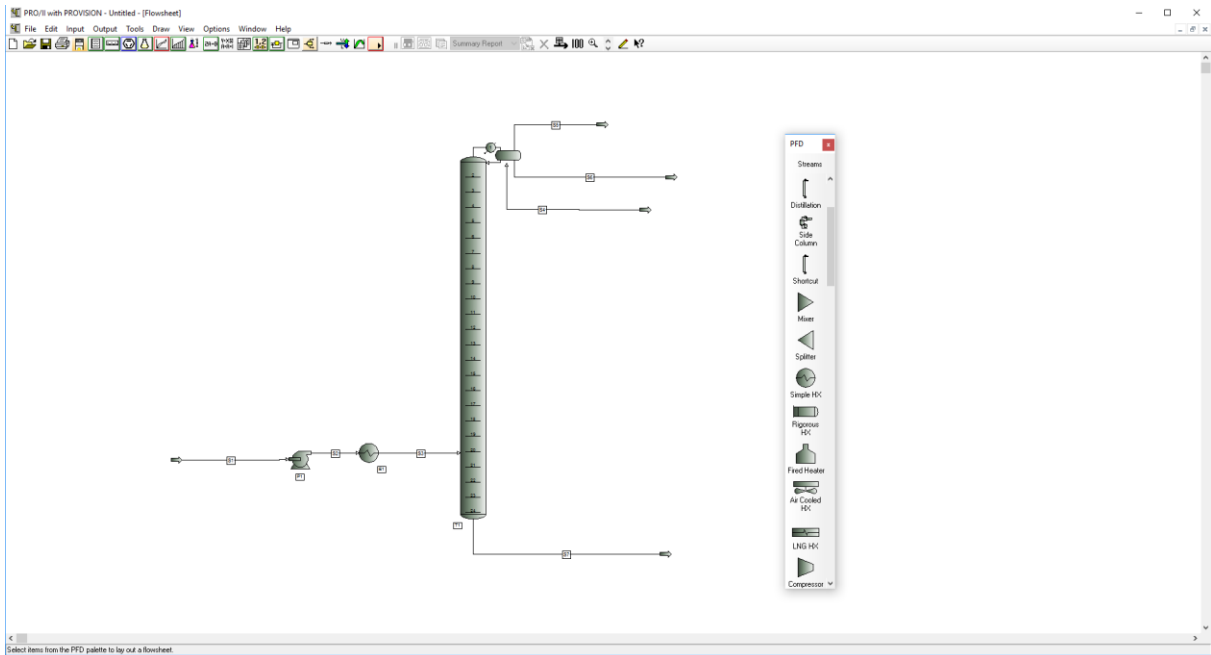


Slika 6.7. Tehnološka shema pogona AD

Tablica 6.1. Popis struja tvari u tehnološkoj shemi pogona AD

Struja	Oznaka	Struja	Oznaka	Struja	Oznaka
1	SN ^I	34	PS ^{III}	65	KF ^{II} _{KN}
2	SN ^{II}	35	P ^I _{SP}	66	PF ^I _{KN}
3	SN ^{III}	36	P ^{IV} _{SP}	67	PF ^{II} _{KN}
4	SN ^{IV}	37	P _{AD}	68	Voda
5	SN ^{II} _{ODS}	38	LPU ^I _{AK}	69	KF ^{III} _{KN}
6	SN ^{III} _{ODS}	39	LPU _{SPU}	70	KF ^{IV} _{KN}
7	SN ^{IV} _{ODS}	40	PS ^{IV}	71	KLP ^I _{AD}
8	SN ^I _{PP}	41	LPU ^I _{SLPU}	72	DB ^I _{AP}
9	AO ^I _{AK}	42	LPU ^{II} _{SLPU}	73	DB ^{II} _{AP}
10	AO ^{IV} _{AK}	43	LPU _{AD}	74	DB ^{III} _{AP}
11	AO ^V _{AK}	44	TPU ^I _{AK}	75	UNP ^I _{ST}
12	AO ^{VI} _{AK}	45	TPU ^{II} _{AK}	75a	UNP ^{II} _{ST}
13	AO ^{VII} _{AK}	46	TPU _{SPU}	75b	UNP ^{III} _{ST}
14	AO ^{VIII} _{AK}	47	PS ^V	76	UNP ^{IV} _{ST}
15	AO ^{IX} _{AK}	48	TPU ^I _{STPU}	77	UNP ^V _{ST}
16	AO ^X _{AK}	49	TPU _{AD}	78	UNP _{AD}
17	AO ^{XI} _{AK}	50	DM ^I _{AK}	79	KLP _{AD}
18	AO ^{II} _{AK}	51	DM ^{IV} _{AK}	80	Voda
19	AO ^{III} _{AK}	52	DM ^V _{AK}	81	ST ^I _{RB}
20	AO ^{XII} _{AK}	53	DM ^{VI} _{AK}	82	ST ^{II} _{RB}
21	AO _{AD}	54	DM ^{II} _{AK}	83	SB ^I _{ST}
22	TB ^I _{AK}	55	DM ^{III} _{AK}	84	SPB ^I _{RB}
23	TB _{SPU}	56	DM ^{VII} _{AK}	85	SPB ^{II} _{RB}
24	TB ^{III} _{STB}	57	GM ^I _{AK}	86	BDS ^I _{SPB}
25	TB ^{IV} _{STB}	58	GM ^{II} _{AK}	87	BDS _{AD}
26	PS ^{II}	59	GM ^{III} _{AK}	88	B ^V S ^I _{SPB}
27	TB ^I _{STB}	60	GM ^{VI} _{AK}	88a	B ^V S ^{II} _{SPB}
28	TB ^{II} _{STB}	61	GM ^{IV} _{AK}	88b	B ^V S ^{IV} _{SPB}
29	TB _{AD}	62	GM ^V _{AK}	89	B ^V S ^V _{SPB}
30	P ^I _{AK}	63	PS ^I	90	B ^V S ^{VI} _{SPB}
31	P _{SPU}	64	PB _{AK}	91	B ^V S _{AD}
32	P ^{II} _{SP}	64a	PB ^I _{AK}	92	KLP _{AD}
33	P ^{III} _{SP}	64b	KF ^I _{KN}	93	^V oda

- Jednostavni izmjenjivač topline (*Simple HX*): E-6101, E-6102, E-6103, E-6104, E-6105, E-6106, E-6108, E-6108/1 AB, E-6109, E-6110, E-6111 AB, E-6112 ABC, E6113, E-6114 AB, E-6115 ABCD, E-6118, E-6119, E-6121 AB, E-6122, E-6123;
- Struje (*Streams*);
- Mješališta (*Mixer*);
- Razdvajanje struja tvari (*Splitter*).

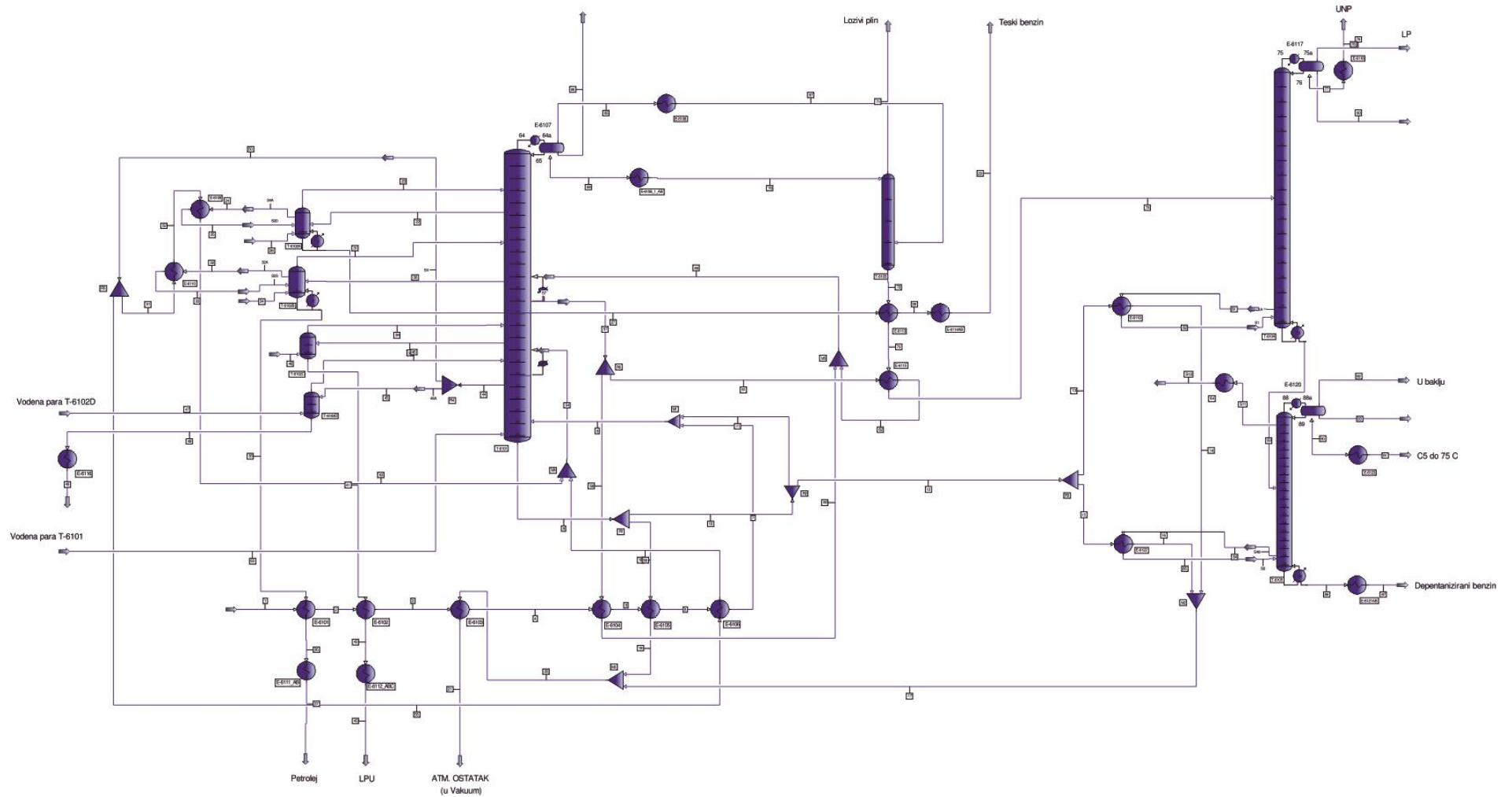


Slika 6.8. Radni ekran u PRO/II® i paleta alata

Jedinice su povezane s procesnim strujama tvari koje u modelu omogućavaju prijenos informacija unutar simulacije. Sve struje tvari će biti definirane u petom koraku izrade modela (Unošenje podataka o ulaznim procesnim strujama tvari). Model referentnog postrojenja kreiran u PRO/II® prikazan je na slici 6.9.

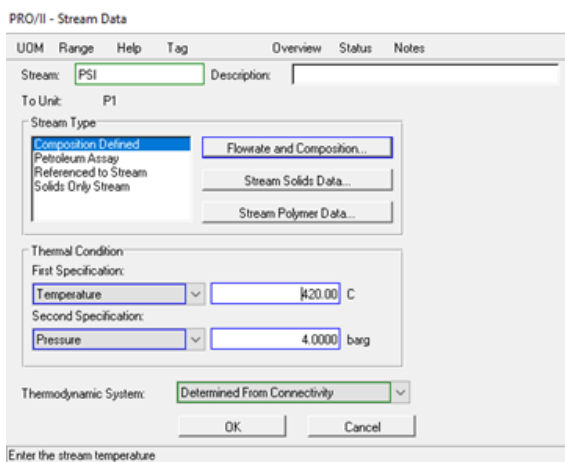
5. Unošenje podataka o ulaznim procesnim strujama tvari. Pri izradi modela su korištene sljedeće vrste struja tvari:

- vanjske ulazne struje tvari;
- unutarnje ulazne struje tvari;
- refluksi;
- struje proizvoda.

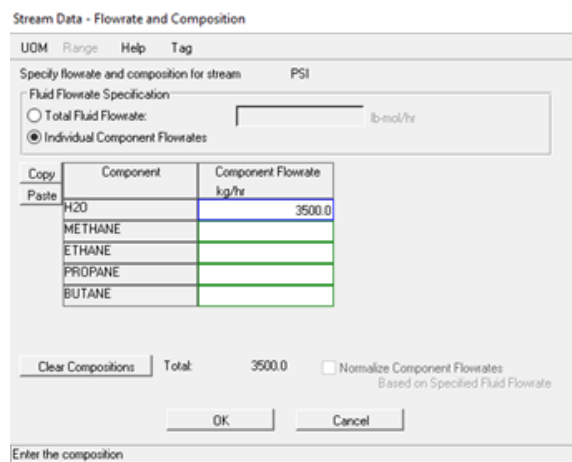


Slika 6.9. Model pripremljen u PRO/II®

Vanjske ulazne struje tvari imaju izvor izvan procesnog dijagrama. U modelu referentnog postrojenja su definirani sljedeće vanjske ulazne struje: para za stripiranje (PS^I , PS^{II} , PS^{III} , PS^{IV} i PS^V) predstavlja struju s definiranim sastavom i struje tvari tipa *Petroleum Assay* koje se koriste za definiranje struje nafte kako će biti objašnjeno u nastavku, a dobiveni su destilacijom nafte u laboratoriju (AOL, TPUL, LPUL, PL, TBL i LBL). Za obje navedene vrste struja tvari uneseni su odgovarajući termodinamički podaci (temperatura, tlak) i protok. Za struje tvari s poznatim sastavom dodatno su uneseni podaci o sastavu struje tvari. Za struje tvari tipa *Petroleum Assay* su uneseni podaci kojima je definirana destilacijska krivulja i podaci o gustoći, a koji su rezultat laboratorijskih analiza. Unos podataka će biti objašnjen u nastavku teksta.



Slika 6.10. Odabir tipa struje tvari i unos parametara za struju tvari s poznatim sastavom



Slika 6.11. Sastav pare za stripiranje

Za definiranje struje pare za stripiranje PS^I (struja s definiranim sastavom) potrebno je dva puta kliknuti na ime struje tvari, te se otvori prozor prikazan na slici 6.10., gdje je pod opcijom *Stream type* odabrano *Composition Defined*. Pod opcijom *Thermal Condition* odabrani su temperatura za koju je unesena vrijednost 420 °C i tlak za koji je uneseno 4 barg. Zatim je potrebno odabrati opciju *Flowrate and Composition* te se otvori prozor prikazan na slici 6.11.

Na prozoru se između ostalog nalazi popis čistih tvari koje su odabrane u drugom koraku postupka izrade modela. Odabrana je opcija *Individual Components Flowrate* te je na popisu čistih tvari pod „H₂O“ unesen protok 3500 kg/hr. Pošto se u izračun ulazi s pretpostavkom da vodena para sadrži samo vodu, to je jedina komponenta koja je odabrana. Ovime su definirana termodinamička svojstva, sastav i protok za struju pare za stripiranje PS^I . Na isti način i s istim termodinamičkim parametrima i sastavom su definirane i struje PS^{II} , PS^{III} , PS^{IV} i PS^V , jedina razlika je u protoku.

Unošenje podataka o strujama tvari tipa *Petroleum Assay* u modelu je provedeno korištenjem podataka dobivenih laboratorijskim ispitivanjima (engl. *Crude Oil Assay*): destilacijska krivulja i gustoća. Vrlo je teško analizirati svojstva smjese kao što je nafta jer bi to zahtijevalo analizu svake komponente, odnosno nekoliko tisuća različitih ugljikovodika zasebno. Kako bi se ipak utvrdila priroda kompleksne smjese različitih ugljikovodika, uveden je pojam pseudo-komponente. Pseudo-komponente se promatraju kao čiste supstance u smjesi i sačinjavaju frakcije nafte. Podaci o frakcijama nafte (destilacijski podaci) nisu raspoloživi u bazi podataka programskog paketa pa se tijekom izrade modela moraju definirati.

Laboratorijska ispitivanja, u kojima se provodi destilacija nafte koja kao rezultat daje frakcije slično kao i u stvarnom pogonu, provode se prema standardima (TBP, ASTM D86, ASTM D1160, ASTM D2887, itd.) koji propisuju uvjete pri kojima se provodi analiza uzorka. Moguće je provesti pretvorbu podataka dobivenih analizom u skladu s jednim standardom u skup podataka koji odgovara drugom standardu. Na temelju podataka o destilacijskoj krivulji i distribuciji gustoće, PRO/II[®] automatski definira pseudo-komponente koje sadrže više nepoznatih komponenti određenih svojim svojstvima i parametrima. Pseudo-komponente se dobivaju u četiri koraka:

- ukoliko nisu raspoloživi podaci prema TBP standardu, raspoloživi podaci (ASTM D86, ASTM D1160, itd.) se pretvaraju u podatke prema TBP standardu;
- provodi se podjela temperaturnog područja vrenja (destilacije) na određeni broj dijelova koji se koriste za definiranje pojedinih pseudo-komponenti;
- ukoliko nisu raspoloživi podaci o distribuciji gustoće nafte zavisno o temperaturi, potrebno je aproksimirati distribuciju gustoće koristeći osnovni podatak o gustoći nafte;
- ukoliko nisu raspoloživi podaci o distribuciji molekularne mase zavisno o temperaturi, potrebno je aproksimirati distribuciju molekularne mase, primjenom odgovarajućih aproksimacijskih modela (krivulja).

Na temelju dobivenih podataka o pseudo-komponentama i korištenjem odgovarajućih korelacija sa sastavom ulazne smjese, programski paket izračunava ostala fizikalna svojstva potrebna za simulaciju analiziranog procesa. Tako dobivene podatke programski paket koristi za sve daljnje izračune i određivanje svojstava svih produkata analiziranog procesa.

Pri simuliranju fizikalnog procesa, kao što je **AD** u punom pogonu, karakteristike sirove nafte se s ciljem veće točnosti mogu dobiti korištenjem podataka o pojedinim frakcijama nafte dobivenih opisanom laboratorijskom analizom. Pri tom se ne upotrebljava destilacijska krivulja nafte, nego rezultati koji se odnose na spomenute konačne proizvode dobivene procesom

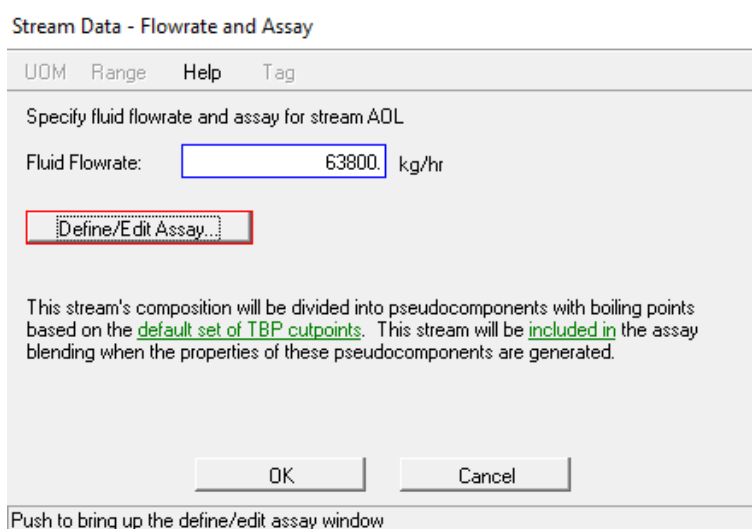
destilacije nafte u laboratoriju (frakcije nafte), koji su isto kao i nafta smjese ugljikovodika ali unutar određenog destilacijskog područja (temperaturnog područja isparavanja). U simulacijski model se unose destilacijska krivulja, gustoća i prinosi svakog proizvoda, te se oni miješaju i kao rezultat se dobije struja sirove nafte iz koje su nastali sa svim karakteristikama. U analiziranom slučaju se radi o šest proizvoda (AOL, TPUL, LPUL, PL, TBL i LBL), odnosno frakcija nafte, unosi se šest skupina podataka koje sadrže destilacijske krivulje i gustoće navedenih proizvoda i puno su detaljnije nego u slučaju unosa destilacijske krivulje nafte i njene gustoće. Pošto se radi o procesu proizvodnje u kojem proizvodi moraju zadovoljiti određene specifikacije, dostupni su vrlo detaljni laboratorijski podaci. Ovaj pristup korišten je pri izgradnji modela atmosferske destilacije u Rafineriji nafte u Sisku gdje su u prvom koraku uneseni podaci o proizvodima dobivenim u laboratorijskim uvjetima, destilacijske krivulje, temperatura, gustoća i tlak svakog proizvoda (prikazano slikama 6.12. do 6.23.).

The image shows a software dialog box titled "PRO/II - Stream Data". It has a menu bar with "UOM", "Range", "Help", "Tag", "Overview", "Status", and "Notes". The "Stream" field contains "AOL" and the "Description" field is empty. Below this, it says "To Unit: (Product Stream)". The "Stream Type" section has a list box with "Composition Defined", "Petroleum Assay" (highlighted), "Referenced to Stream", and "Solids Only Stream". To the right of this list are three buttons: "Flowrate and Assay..." (highlighted with a red box), "Stream Solids Data...", and "Stream Polymer Data...". The "Thermal Condition" section has two rows: "First Specification:" with a dropdown set to "Temperature" and a text box containing "20.00" followed by "C"; and "Second Specification:" with a dropdown set to "Pressure" and a text box containing "7.0000" followed by "barg". At the bottom, "Thermodynamic System:" has a dropdown set to "Determined From Connectivity". There are "OK" and "Cancel" buttons at the bottom. A footer note says "Select a method to define the stream".

Slika 6.12. Odabir tipa struje tvari i unos parametara za AOL

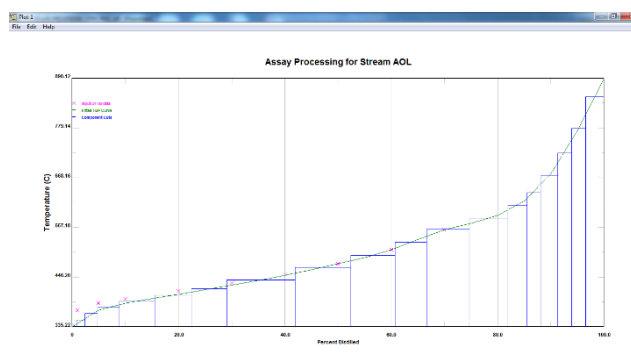
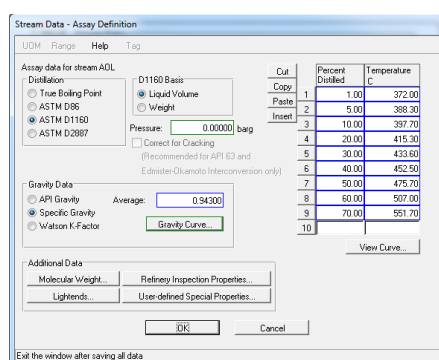
U prvom koraku je potrebno dvaputa kliknuti na naziv struje tvari, atmosferski ostatak - laboratorijski (AOL) te se otvara prozor na slici 6.12. Zatim se pod *Stream Type* odabere opcija *Petroleum Assay* i pod *Thermal Condition* se odaberu kao specifikacije temperatura i tlak za koje se unesu vrijednosti 20 °C i 7 barg. Kako je navedeno, na slici 6.12. je prikaz ovog prozora za atmosferski ostatak – laboratorijski (AOL), ali je potpuno isti i za sve ostale proizvode dobivene destilacijom nafte u laboratoriju, čiji će ostali podaci biti uneseni prema opisu koji slijedi.

Zatim se odabere opcija *Flowrate and Assay* te se otvori prozor prikazan na slici 6.13. U polje *Fluid Flowrate* je unesen podatak o protoku (63800 kg/hr).

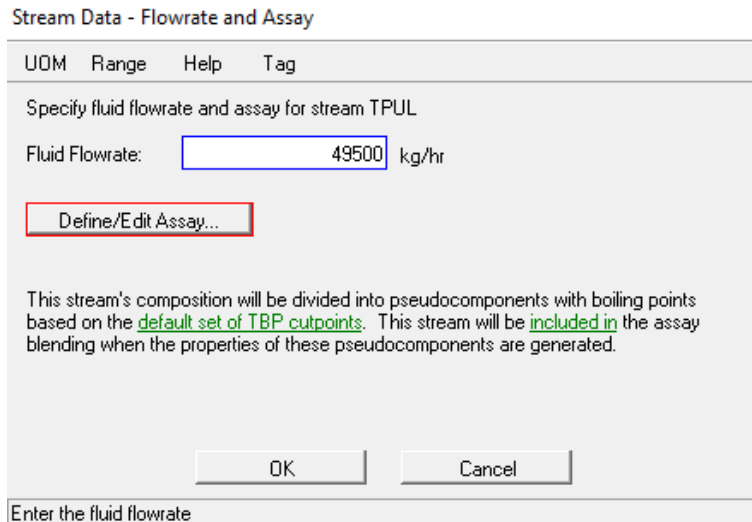


Slika 6.13. Unos podatka o protoku za AOL

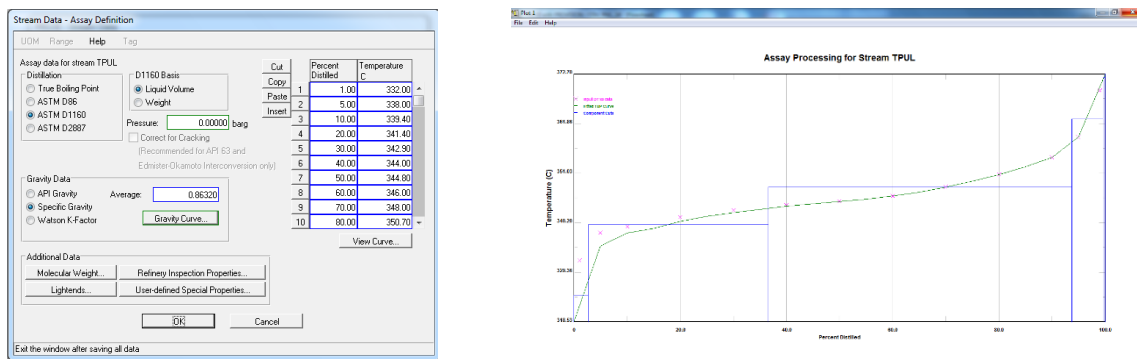
Zatim se odabere opcija *Define/Edit Assay...* te se otvori prozor na slici 6.14.a. S lijeve strane u polju *Distillation* je odabran standard *ASTM D1160* po kojem je rađena analiza u laboratoriju. Na sredini prozora je u polju *D1160 Basis* odabrano *Liquid Volume*. Pod opcijom *Gravity Data* odabrano je *Specific Gravity* i u polje *Average* je upisana vrijednost 0,943. Zatim su s desne strane prozora uneseni podaci o destilacijskoj krivulji gdje lijevi stupac predstavlja volumni udio destilirane količine u odnosu na ukupni uzorak, a desni temperaturu na kojoj je navedeni udio postignut. Kad se klikne na opciju *View Curve* otvori se prozor na slici 6.14.b na kojem je prikazana odgovarajuća destilacijska krivulja. Na slikama 6.15. do 6.23. su prikazani podaci uneseni za ostale proizvode dobivene destilacijom nafte u laboratoriju (TPUL, LPUL, PL, TBL i LBL).



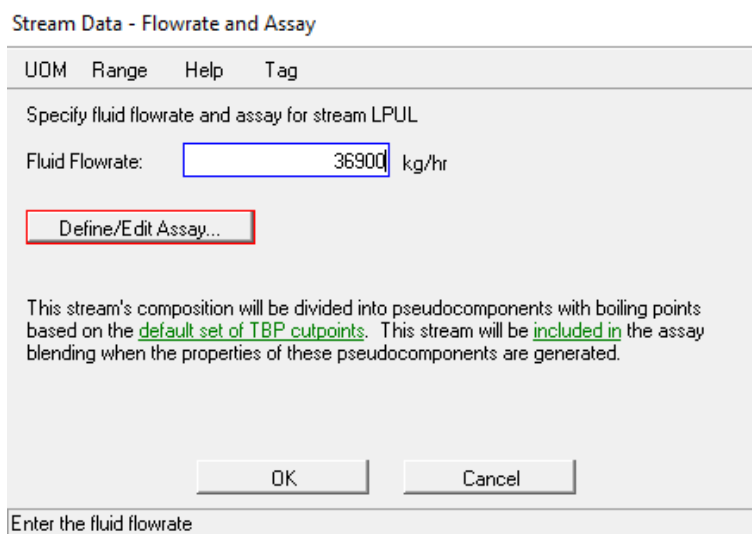
Slika 6.14. Atmosferski ostatak laboratorijski (AOL) – uneseni podaci (a), AOL – destilacijska krivulja (b)



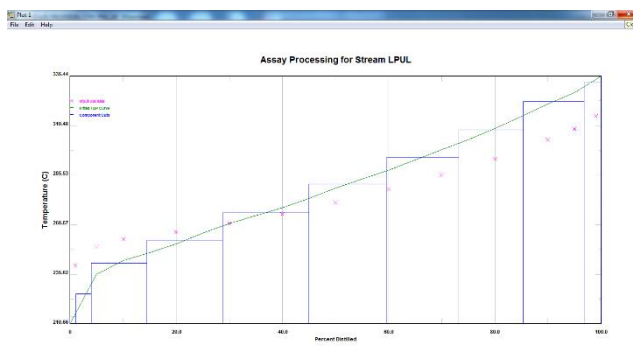
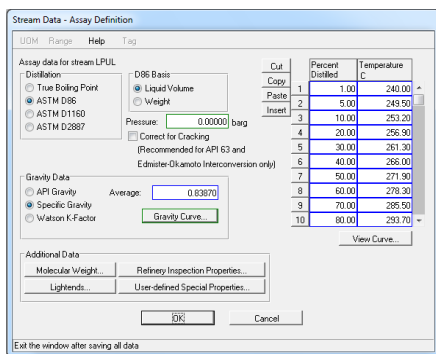
Slika 6.15. Unos podatka o protoku za TPUL



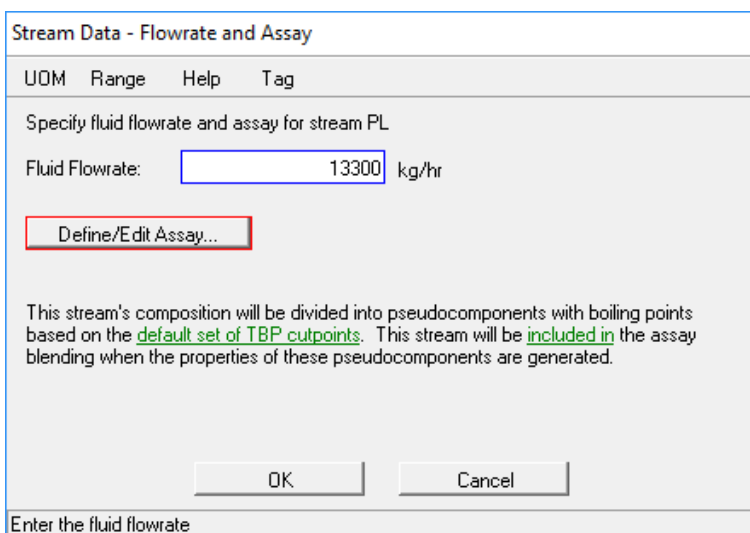
Slika 6.16. Teško plinsko ulje laboratorijsko (TPUL) – uneseni podaci (a), TPUL – destilacijska krivulja (b)



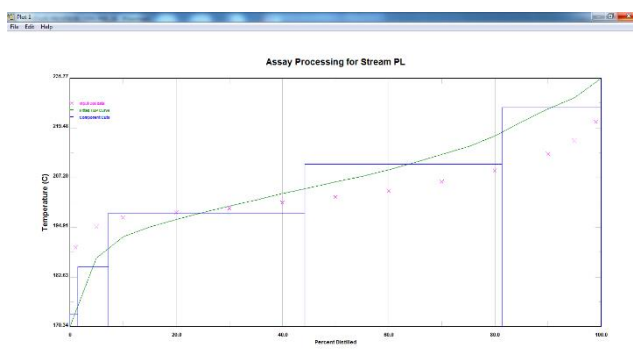
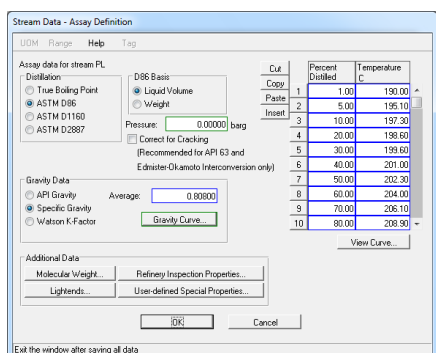
Slika 6.17. Unos podatka o protoku za LPUL



Slika 6.18. Lako plinsko ulje laboratorijsko (LPUL) – uneseni podaci (a), LPUL – destilacijska krivulja (b)



Slika 6.19. Unos podatka o protoku za PL



Slika 6.20. Petrolej laboratorijski (PL) – uneseni podaci (a), PL destilacijska krivulja (b)

Stream Data - Flowrate and Assay

UOM Range Help Tag

Specify fluid flowrate and assay for stream TBL

Fluid Flowrate: kg/hr

This stream's composition will be divided into pseudocomponents with boiling points based on the [default set of TBP cutpoints](#). This stream will be [included in](#) the assay blending when the properties of these pseudocomponents are generated.

Enter the fluid flowrate

Slika 6.21. Unos podatka o protoku za TBL

Stream Data - Assay Definition

UOM Range Help Tag

Assay data for stream TBL

Distillation: True Boiling Point ASTM D86 ASTM D1165 ASTM D2887

D86 Basis: Liquid Volume Weight

Pressure: barg

Correct for Cracking (Recommended for API 53 and Edminster-Okamoto Interconversion only)

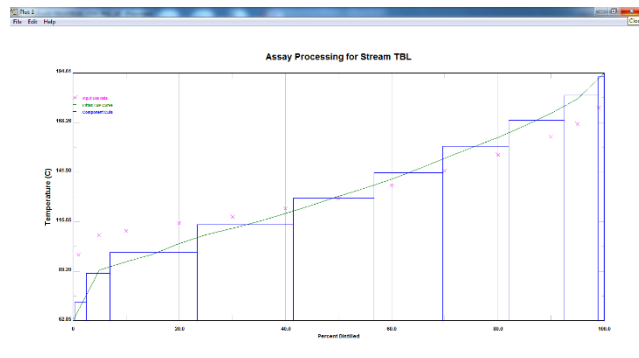
Gravimetric Data: API Gravity Specific Gravity Watson K-Factor

Average:

Additional Data:

Exit the window after saving all data

Cut	Percent Distilled	Temperature C
Copy	1	1.00 98.00
Paste	2	5.00 108.30
Insert	3	10.00 110.60
	4	20.00 114.70
	5	30.00 118.20
	6	40.00 122.70
	7	50.00 128.10
	8	60.00 134.60
	9	70.00 142.50
	10	80.00 151.10



Slika 6.22. Teški benzin laboratorijski (TBL) uneseni podaci (a), TBL destilacijska krivulja (b)

Stream Data - Flowrate and Assay

UOM Range Help Tag

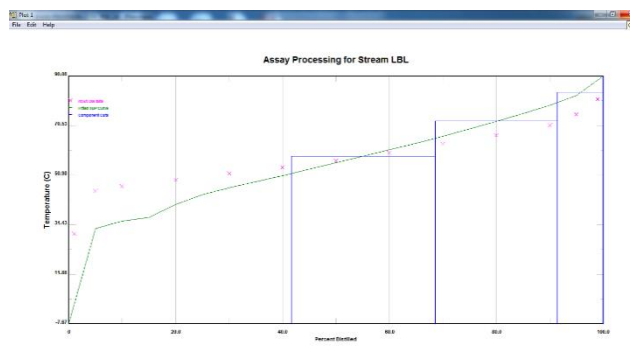
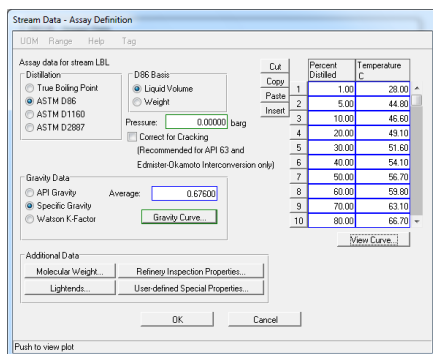
Specify fluid flowrate and assay for stream LBL

Fluid Flowrate: kg/hr

This stream's composition will be divided into pseudocomponents with boiling points based on the [default set of TBP cutpoints](#). This stream will be [included in](#) the assay blending when the properties of these pseudocomponents are generated.

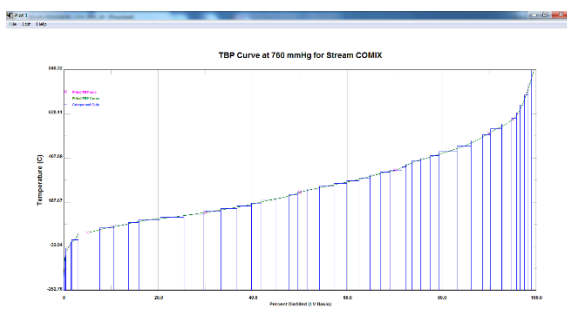
Enter the fluid flowrate

Slika 6.23. Unos podatka o protoku za LBL

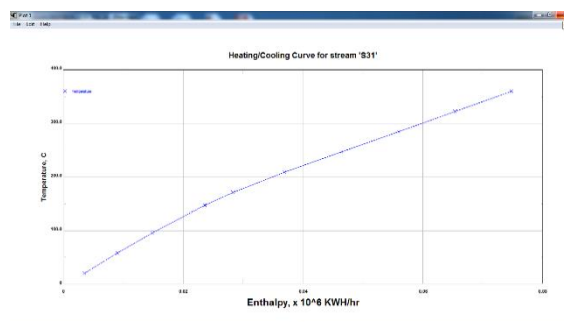


Slika 6.24. Laki benzin laboratorijski (LBL) uneseni podaci (a), LBL destilacijska krivulja (b)

Nakon miješanja svih komponenata, dobije se struja nafte čiju destilacijsku krivulju prikazuje slika 6.25., dok slika 6.26. prikazuje promjenu entalpije sirove nafte u funkciji temperature koju je generirao programski paket na temelju unesenih podataka.



Slika 6.25. Destilacijska krivulja smjese laboratorijski dobivenih proizvoda



Slika 6.26. Promjena entalpije sirove nafte u zavisnosti o temperaturi

Nakon unošenja podataka o nafti i kreiranja pseudo-komponentata, na raspolaganju je dovoljno podataka o sirovini za potrebe modela.

Unutarnje struje tvari su rezultat izračuna za određenu procesnu jedinicu. Izlaze iz jedne procesne jedinice i ulaze u drugu. U ovu grupu struja tvari ulaze sve struje koje međusobno povezuju jedinice u modelu, osim refluksa koji će biti objašnjeni u sljedećoj točki. To su struje tvari između kolona, između kolona i izmjenjivača, između izmjenjivača topline i ostali. Ovo je najveća grupa struja tvari, ali kao primjer će se navesti sljedeće struje tvari:

- struje tvari između procesnih kolona - SB_{ST}^I je rezultat izračuna u stabilizatoru benzina te ga povezuje sa splitterom benzina;
- struje tvari između kolone i izmjenjivača topline - struja BDS_{SPB}^I je rezultat izračuna u splitteru benzina, te ga povezuje s izmjenjivačem topline **E-6121AB**;
- struje tvari između izmjenjivača topline - struja SN^{II} je rezultat izračuna u izmjenjivaču topline **E-6101** kojeg povezuje s izmjenjivačem topline **E-6102**;

- struje tvari između izmjenjivača topline i kolone - struja KF^{IV}_{KN} je rezultat izračuna u izmjenjivaču topline **E-6108/1 AB** te ga povezuje s apsorberom.

Refluksi su posebna vrsta unutarnjih ulaznih struja tvari. U modelu se koriste tri vrste takvih struja tvari. U prvu vrstu spadaju struje tvari koje nastaju iz struja koje izlaze na vrhu procesne kolone u parovitom stanju (PB^I_{AK} izlazi iz atmosferske kolone, UNP^I_{ST} iz stabilizatora i BVS^I_{SPB} iz splittera benzina), koje se zatim hlade i kondenziraju te se izdvajaju plinovi i voda. Dio kapljevine dobivene kondenzacijom se vraća u kolonu iz koje je struja tvari izišla (KF^{II}_{KN} se vraća u atmosfersku kolonu, UNP^{IV}_{ST} u stabilizator i BVS^V_{SPB} u splitter benzina) te ponovno sudjeluje u procesu. Taj dio koji se vraća u kolonu predstavlja refluks. U drugu vrstu spadaju međurefluksi na atmosferskoj koloni koji izlaze iz kolone, hlade se i ponovno vraćaju u kolonu. U treću vrstu spadaju rebojleri koje imamo na striperima teškog benzina (**E-6109**) i petroleja (**E-6110**), te na stabilizatoru benzina (**E-6119**) i splitteru benzina (**E-6122**). Ove struje izlaze iz procesne jedinice, zagrijavaju se i vraćaju nazad u procesnu jedinicu, te su njihova svojstva i protok rezultat izračuna.

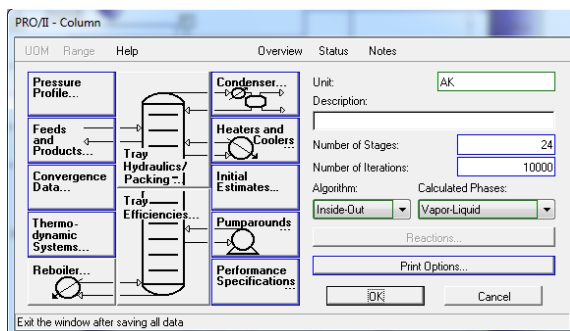
Struje proizvoda su konačan rezultat simulacije i najlakše ih je prepoznati kao struje koje izlaze iz procesnog dijagrama. U modelu referentnog postrojenja u tu grupu spadaju sljedeće struje: AO_{AD} , TB_{AD} , P_{AD} , LPU_{AD} , TPU_{AD} , voda, KLP^I_{AD} , UNP_{AD} , KLP_{AD} , BVS_{AD} , KLP^{II}_{AD} .

Za izračun protoka unutarnjih struja tvari i proizvoda, automatski se izabire sekvenca izračuna pojedinih jedinica u modelu, odnosno redosljed izračuna za pojedini dio procesnog dijagrama, ali je moguć i izbor korisnika. Na mjestima gdje postoje refluksi (recycle), potreban je iterativan pristup rješavanju problema, jer se konačni proizvod procesa (simulacije) za koji nisu poznata svojstva vraća nazad u struju iz koje je proizišao. U tom slučaju se do rješenja dolazi konvergencijom niza pretpostavljenih rješenja. Pretpostavljeno rješenje zamjenjuje rezultat dobiven u prethodnom koraku simulacijskog izračuna (tehnika direktne zamjene).

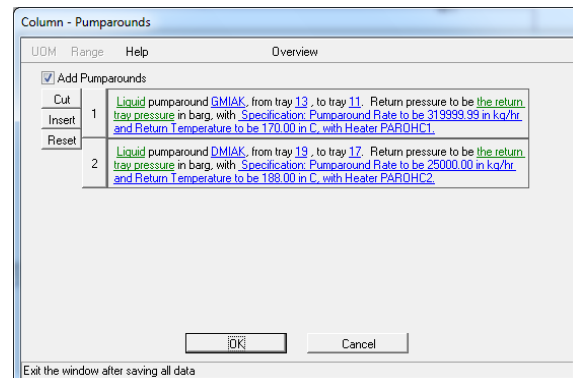
6. Unošenje specifikacije rada procesnih jedinica, odnosno podataka kojima se definira fizikalna ili kemijska operacija koja se odvija u jedinici. U prvom redu se unose konstrukcijski podaci koji uključuju učinkovitost pojedinog elementa procesne jedinice, ali se unose i osnovni uvjeti rada (ograničenja i rubni uvjeti), odnosno karakteristike koje proizvod mora zadovoljiti i varijable koje se reguliraju s ciljem postizanja zadane vrijednosti. U ovom koraku se unose i zadane vrijednosti pojedinih radnih parametara, tlak i temperatura na pojedinoj lokaciji. Isto tako, moguće je unesti i pretpostavljene, početne vrijednosti parametara koji se izračunavaju, kao što je temperatura na određenoj lokaciji ili protok proizvoda, koji olakšavaju izračune i ubrzavaju izvođenje simulacije.

Kao što je opisano u trećem poglavlju, osnovni proces u atmosferskoj koloni se odvija na tavanima, gdje su kapljevita i parna faza u kontaktu te dolazi do izmjene mase kroz granicu faza. Ovaj proces se u navedenom programskom paketu opisuje teorijskim (idealnim) stupnjem (tavanom) u kojem vlada ravnoteža između faza. Jasno je da je u stvarnosti potrebno određeno vrijeme, zavisno o stupnju neravnoteže i uvjetima u kojima se proces odvija, da faze dođu u međusobnu ravnotežu. Upravo ova razlika zahtijeva da se kod modeliranja postojećeg procesa, stvarni procesni stupanj (tavan) mora prikazati kao teorijski. To je moguće na dva načina, definirajući učinkovitost svakog tavana ili redukcijom broja stvarnih tavana na ekvivalentan broj teorijskih tavana u skladu s njihovom učinkovitošću. Učinkovitost tavana je mjera koja opisuje koliko je postojeći tavan blizu teorijskom i zavisi o konstrukciji i radnim uvjetima, te se kreće od 0,2 u donjoj zoni atmosferske kolone do 0,6 na vrhu kolone.

Atmosferska kolona je definirana s 24 teorijska tavana (slika 6.27.).



Slika 6.27. Osnovni podaci za atmosfersku kolonu (AK)

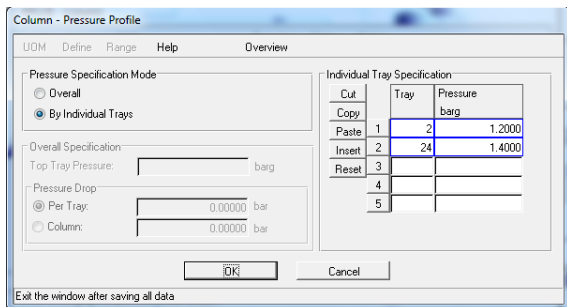


Slika 6.28. Podaci uneseni za donji i gornji međurefluks u AK

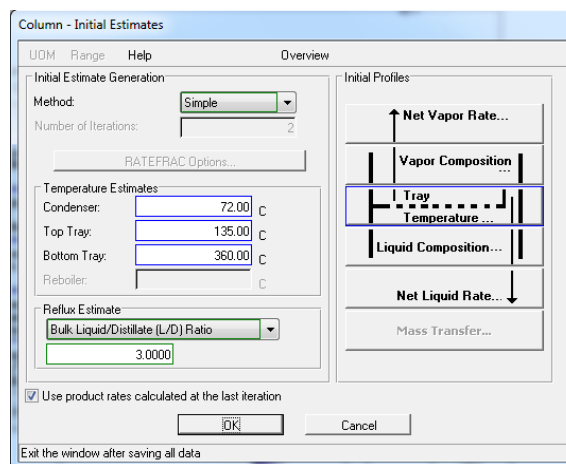
Sirova nafta se dovodi u kolonu na 23. teorijskom tavanu, gornji međurefluks se odvodi na 13. a donji na 19. teorijskom tavanu, dok se vraćaju u kolonu gornji na 11. a donji na 17. teorijskom tavanu.

Za međureflukse su uneseni podaci o protoku i povratnoj temperaturi (slika 6.28.).

Nakon što je atmosferska kolona konstrukcijski definirana, potrebno je unijeti podatke o uvjetima koji se održavaju konstantnima u pojedinim segmentima i pri kojima se odvija proces prerade, gdje se u konkretnom slučaju radi o tlaku u pojedinim dijelovima kolone. U skladu s parametrima rada dobivenima prikupljanjem podataka, tlak na vrhu kolone postavljen je na 1,2 bar a u dnu kolone na 1,4 bar (slika 6.29.). Zatim se unose inicijalne vrijednosti temperature na vrhu 135 °C i dnu kolone 360 °C, a na vrhu kolone je postavljen i kondenzator za koji se unosi samo inicijalni podatak o temperaturi kondenzacije medija 72 °C (slika 6.30.).



Slika 6.29. Profil tlaka u AK



Slika 6.30. Inicijalni uvjeti za AK

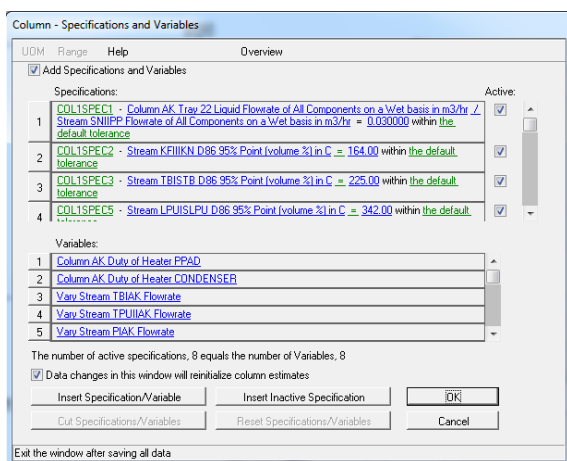
Striperi su modelirani kao kolone s dva teorijska tavana, pri čemu su striperi TB i P (S_{TB} i S_P) povezani s izmjenjivačima **E-6109** i **E-6110** koji služe za dogrijavanje medija u striperima (rebojleri) i koriste se kao dodatni sustav stripiranja.

Nakon unosa podataka o konstrukciji, uvjetima u kojima se proces odvija i inicijalnim uvjetima dinamičkih varijabli, prelazi se na unošenje specifikacije kolone, odnosno definiranja kvalitativnih i kvantitativnih karakteristika koje proces mora zadovoljiti i varijabli čijom promjenom (reguliranjem) se postižu zadane specifikacije (slike 6.31. i 6.32.). Kao prvi uvjet u procesu prerade nameće se temperatura na koju sirova nafta mora biti zagrijana na ulazu u **AK** da bi proces mogao zadovoljiti sve zadane specifikacije. Pri opisu procesa koji se odvijaju u **AK** objašnjeno je da protok kapljevine, koji se još naziva *overflow*, iznad zone naglog isparavanja (engl. *flash zone*) općenito mora biti između 3% i 10% od ukupnog protoka sirove nafte na ulazu u kolonu. Ovaj protok je reguliran temperaturom na koju se nafta dogrijava u procesnoj peći atmosferske destilacije (**PP_{AD}**) te se u model **AK** unosi uvjet od 3% koji odgovara konstrukcijskim podacima atmosferske kolone u RNS. Varijabla kojom se postiže zadana specifikacija označava se kao toplinska snaga procesne peći (toplinska energija predana sirovoj nafti), a koja ima direktan utjecaj na temperaturu sirove nafte. Sljedeća specifikacija se odnosi na kvalitetu vršnog proizvoda (KF_{KN}^{III}), odnosno temperaturu na kojoj se ostvari 95% destilacije vršnog proizvoda pri čemu je varijabla snaga kondenzatora **KN_{AD}**. Zatim se postavlja uvjet kvalitete bočnih produkata (TB_{STB}^I , LPU_{SLPU}^I , TPU_{STPU}^I i P_{SP}^I), i to temperatura pri kojoj se ostvaruje 95% destilacije pojedinog proizvoda, pri čemu su varijable protok svakog pojedinog bočnog proizvoda (TB_{AK}^I , TPU_{AK}^I , P_{AK}^I i LPU_{AK}^I) kako je objašnjeno pri opisu procesa **AD**. Zadaju se još dvije specifikacije koje se odnose na stripere, a to su temperatura na

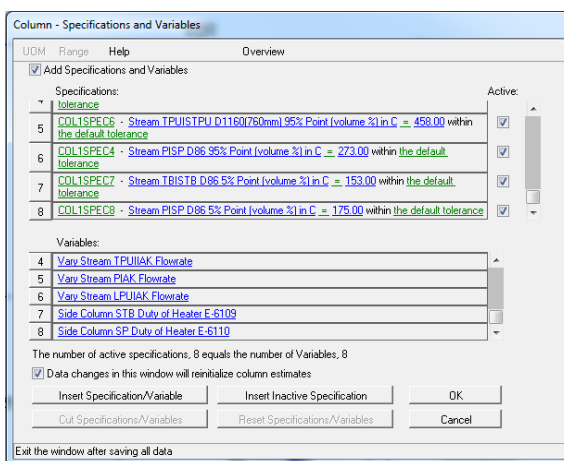
kojoj se postigne 5% predestiliranog medija za struje TB_{STB}^I i P_{SP}^I , pri čemu su varijable toplinske snage izmjenjivača topline **E-6109** i **E-6110**.

Model **AK**, uključujući i bočne stripere, sastoji se od sustava jednadžbi koje se temelje na ukupno osam (8) specifikacija (nepoznanica) i osam (8) varijabli, te je matematički gledajući, sustav jednadžbi zatvoren.

Apsorber (**AP**) je modeliran kao kolona s četiri teorijska tavana i nema vlastite sustave za zagrijavanje ili hlađenje medija, niti među-reflukse ili reflukske. Ovakva konstrukcija ne ostavlja prostora za postavljanje specifikacije pošto ne postoji varijabla koja bi je zadovoljila. Apsorber je kolona kroz koju prolaze plinoviti (PF_{KN}^{III}) i kapljeviti (KF_{KN}^{IV}) medij i rezultat procesa u **AP** u potpunosti zavisi o svojstvima medija na ulazu i konstrukcije **AP** bez bilo kakve mogućnosti regulacije u modelu. Proces se odvija pri tlaku 1,1 bar.



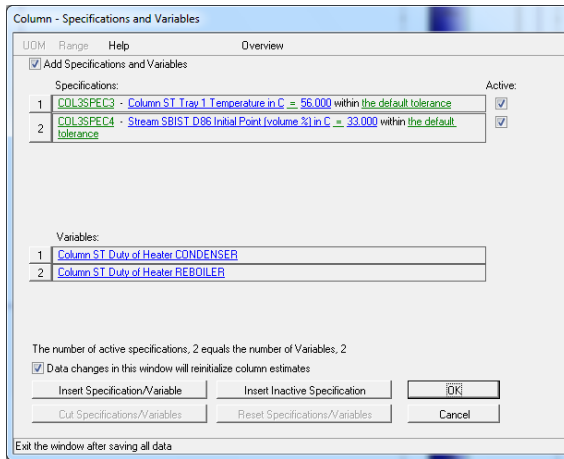
Slika 6.31. Specifikacije za AK (prvi dio)



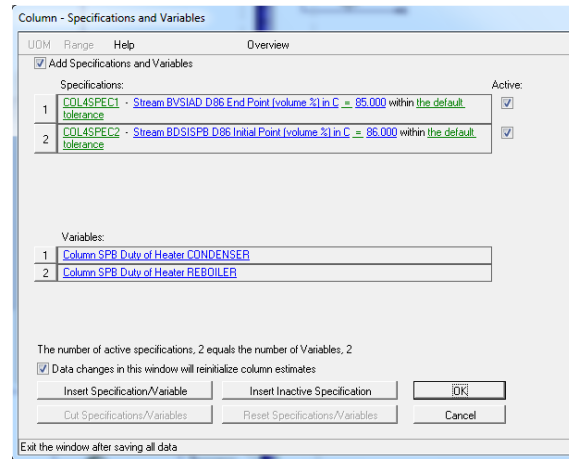
Slika 6.32. Specifikacije za AK (drugi dio)

Stabilizator (**ST**) je kolona s 19 teorijskih tavana, koja na vrhu kolone sadrži kondenzator za djelomičnu kondenzaciju vršnog proizvoda i rebojler na dnu kolone za dovodenje dodatne toplinske energije u proces. Proces se odvija pri tlaku 11,2 bar. Specifikacijama (slika 6.33.) je definirana temperatura kondenzacije na 56 °C koja se podešava regulacijom odvođenja toplinske energije u kondenzatoru. Druga specifikacija je temperatura početka destilacije stabiliziranog benzina (SB_{ST}^I) koji izlazi na dnu kolone (33 °C).

Splitter benzina je modeliran kao kolona s 20 tavana, s kondenzatorom na vrhu kolone i rebojlerom na dnu kolone. Tlak u rebojleru je oko 5,2 bar. Model procesa u **SPB** sadrži dvije specifikacije (slika 6.34.): prva, temperatura završetka destilacije vršnog proizvoda (BVS_{AD}^I), postavljena na 85 °C i postiže se regulacijom toplinske snage kondenzatora, i druga koja određuje temperaturu početka destilacije proizvoda koji izlazi na dnu **SPB** (BDS_{SPB}^I), postavljena na 86 °C te se postiže regulacijom toplinske snage rebojlera.



Slika 6.33. Specifikacije za ST



Slika 6.34. Specifikacije za SPB

Nakon definiranja sastava, temperature i tlaka sirove nafte, a zatim i konstrukcije kolone, parametara rada, inicijalnih vrijednosti, te specifikacija i varijabli za sve četiri kolone u pogonu **AD** u kojima se odvijaju procesi prerade, za potpunu definiciju modela potrebno je unijeti parametre rada izmjenjivača topline.

Izmjenjivači topline se zavisno o tipu zadatka, potrebama procesa i poznatim parametrima definiraju na nekoliko načina:

- prema potrebnoj toplinskoj snazi (izmjeni toplinske energije) izmjenjivača topline koja je rezultat prethodne simulacije i prilagođava se prema potrebama za odvijanje procesa, a što je povezano s postizanjem određenog svojstva medija zadanog u inicijalnoj specifikaciji;
- minimalnom razlikom temperature između toplog i hladnog medija;
- zadavanjem izlazne temperature medija koji se zagrijava ili hladi.

Svojstva svih medija na ulazu u izmjenjivač topline su otprije poznata jer su to ulazni parametri u model ili su rezultat prethodne simulacije, dok su izlazni parametri zavisno o zadatku, određeni zahtjevima procesa ili su rezultat bilance izmjenjivača topline. Na temelju postavljenog modela moguće je izračunati sve izlazne parametre na koje prolazak kroz izmjenjivač topline utječe. Parametre unesene za pojedine izmjenjivače topline, te tople i hladne struje tvari koje izmjenjuju toplinsku energiju prikazuje tablica 6.2.

Procesna peć **PPAD** je modelirana kao izmjenjivač topline čija je toplinska snaga varijabla u specifikaciji postavljenoj u modelu atmosferske kolone **AK**, te služi za podešavanje temperature sirove nafte u „flash“ zoni **AK**.

Tablica 6.2. Parametri rada procesnih izmjenjivača topline

Oznaka	Parametar rada izmjenjivača topline	Izlazna temperatura tople struje [°C]	Izlazna temperatura hladne struje [°C]
E-6101	$\Delta T_{\min} = 20 \text{ °C}$		
E-6102	$\Delta T_{\min} = 20 \text{ °C}$		
E-6103	$\Delta T_{\min} = 20 \text{ °C}$		
E-6104	Toplinska snaga je jednaka razlici ukupnog toplinskog toka koji izmjenjuje gornji međurefluks (GM) u procesu i toplinske snage izmjenjivača E-6115 u kojem se dogrijava destabilizirani benzin DB na zadanu temperaturu $T_{\text{DB}}^{\text{III}}_{\text{AP}} = 158 \text{ °C}$ prije ulaska u stabilizator benzina STB		
E-6105	$\Delta T_{\min} = 20 \text{ °C}$		
E-6106	$\Delta T_{\min} = 20 \text{ °C}$		
KN _{AK}	Toplinska snaga je varijabla kojom se regulira temperatura na kojoj se postiže 95% destilacije kapljevite faze PB _{AK} (KF ^{III} _{KN}), $T_{\text{EPKF}}^{\text{III}}_{\text{KN}} = 164 \text{ °C}$		
E-6108		$T_{\text{PF}}^{\text{II}}_{\text{KN}} = 40 \text{ °C}$	
E-6108 AB		$T_{\text{KF}}^{\text{IV}}_{\text{KN}} = 40 \text{ °C}$	
E-6109	Toplinska snaga je varijabla koja regulira temperaturu na kojoj se postiže 5% destilacije teškog benzina. $T_{\text{TB}}^{\text{I}}_{\text{STB5\%}} = 153 \text{ °C}$		
E-6110	Toplinskom snaga je varijabla kojom se regulira temperatura na kojoj se postiže 5% destilacije petroleja. $T_{\text{P}}^{\text{I}}_{\text{SP5\%}} = 175 \text{ °C}$		
E-6111		$T_{\text{PAD}} = 38 \text{ °C}$	
E-6112		$T_{\text{LPUAD}} = 40 \text{ °C}$	
E-6113	$\Delta T_{\min} = 20 \text{ °C}$		
E-6114		$T_{\text{TBAD}} = 38 \text{ °C}$	
E-6115			$T_{\text{DBIIIAP}} = 158 \text{ °C}$
E-6116		$T_{\text{TPUAD}} = 40 \text{ °C}$	
E-6117		$T_{\text{UNPVST}} = 56 \text{ °C}$	
E-6118		$T_{\text{UNPVIIIIST}} = 40 \text{ °C}$	
RBST	Toplinska snaga je varijabla kojom se regulira temperatura početka destilacije stabiliziranog benzina (SB ^I _{ST}), $T_{\text{IPSBIST}} = 33 \text{ °C}$		
E-6120	Toplinska snaga je varijabla kojom se regulira temperatura kraja destilacije benzina vrha splitera (BVS ^I _{AD}), $T_{\text{EPBVSAD}} = 85 \text{ °C}$		
E-6121		$T_{\text{BDSAD}} = 40 \text{ °C}$	
RB _{SPB}	Toplinska snaga je varijabla kojom se regulira temperatura početka destilacije benzina dna splitera BDS ^I _{SPB} , $T_{\text{IPBVSAD}} = 86 \text{ °C}$		
E-6123		$T_{\text{BVSAD}} = 40 \text{ °C}$	

7. Pokretanje simulacije i analiza rezultata. Nakon što je model pripremljen i svi potrebni ulazni podaci uneseni, ukoliko je zadatak dobro postavljen, dugme za pokretanje simulacije *Run* nije više uokvireno crvenom bojom (slika 6.35.) te se odabirom ovog dugmeta simulacija pokreće.



Slika 6.35. Dugme „Run“poslije unošenja svih podataka u model

Nakon dobivanja rezultata simulacije, postepeno se otkrivaju svi nedostaci ulaznih podataka, najviše odstupanja je bilo u protocima što je bilo vidljivo i u fazi prikupljanja podataka. Materijalna bilanca u ulaznim podacima nije zatvorena i ima velika odstupanja između ukupnog masenog protoka ulaznih u odnosu na izlazne struje tvari. Model je korigiran u skladu s dobivenim informacijama, postignuta je konvergencija prema rješenju koje zadovoljava sve postavljene specifikacije i na kraju simulacije su svi procesni elementi plave boje kao što prikazuje slika 6.36. U slučaju da nije postignuta konvergencija neke od procesnih jedinica, ta jedinica bi bila crvene boje.

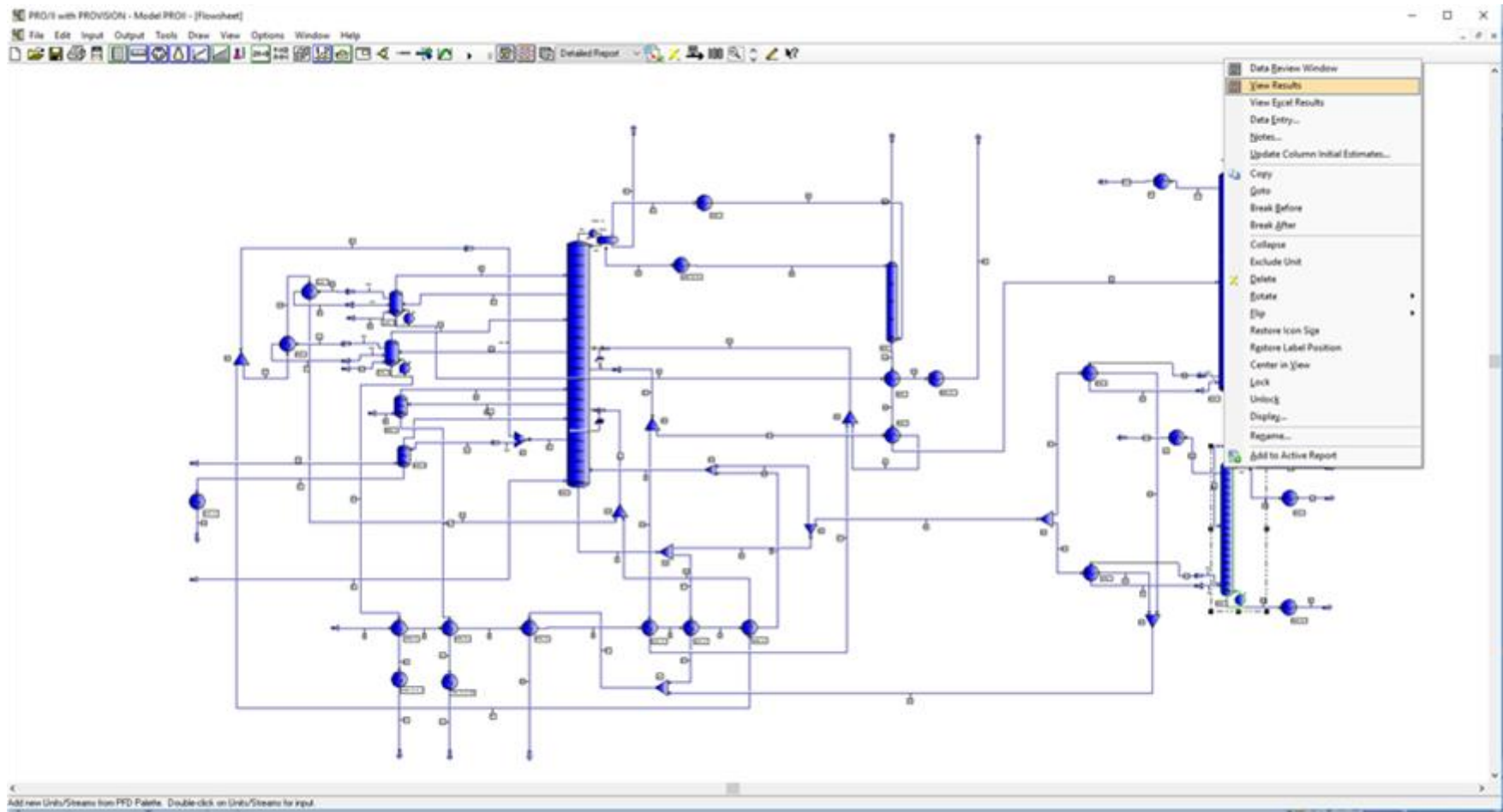
Pregled dobivenih rezultata prvo je napravljen za svaku procesnu jedinicu i svaku struju zasebno. Izvješće za takav pregled je dobiveno tako da se na odabranu jedinicu klikne desna tipka miša i odabere opcija *View Results* (slika 6.36). Dobiveni rezultat za splitter benzina prikazan je na slici 6.37.

U prvoj tablici prikazani su detaljni podaci za svaki tavan u koloni i sadrže:

- temperaturu;
- tlak;
- protok kapljevine;
- protok pare;
- protoke ulaznih struja;
- protoke izlaznih struja;
- snagu rebojlera i kondenzatora.

U drugoj tablici su prikazani detaljni podaci o strujama koje ulaze i izlaze:

- oznaka;
- faza;
- tavan na koji ulazi ili s kojeg izlazi;
- udio kapljevite faze;
- maseni protok;
- toplinski tok.



Slika 6.36. Model nakon zadovoljenja svih zadanih specifikacija i odabir opcije „View Results“

U trećoj tablici su prikazani podaci o postavljenim specifikacijama:

- struja na koju se odnosi;
- tavan;
- vrsta specifikacije;
- specificirana vrijednost;
- izračunata vrijednost.

Slika 6.38. prikazuje prozor „View Results“ za struju BDS¹_{SPB} i sadrži podatke:

- ukupni protok i protok kapljevite faze;
- temperaturu;
- tlak;
- molekularnu masu;
- udio faza;
- entalpiju;
- specifični toplinski kapacitet;
- molarne protoke pojedinih komponenti.

Zatim je na meniju *Output* pod opcijom *Report Manager* odabrano *Generate Excel Report* (slika 6.39.) koja generira detaljno izvješće u Excelu u kojem se nalaze detaljni podaci o svim procesnim jedinicama i strujama s rezultatima simulacije.

Rigorous Column 'T-6105'

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 10000
TOTAL ALL TRIALS 133

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE BAR(GA)	LIQUID	NET FLOW RATES	PRODUCT	HEATER DUTIES M*KW-HR/HR
			LIQUID	VAPOR FEED		
				KG-MOL/HR		
1C	56.7	0.45	350.1		67.60 178.6L 0.00 0.00	-0.0051
2	112.6	3.40	453.4	596.3		
3	120.3	3.50	444.4	699.6		
4	126.1	3.60	435.3	690.6		
5	130.9	3.70	425.9	681.5		
6	135.4	3.80	415.5	672.1		
7	139.9	3.90	402.3	661.7		
8	144.9	4.00	383.1	648.6		
9	151.4	4.10	351.6	629.3		
10	161.0	4.20	825.4	597.8	753.6M	
11	163.7	4.30	843.2	318.0		
12	165.9	4.40	856.8	335.8		
13	168.0	4.50	869.4	349.4		
14	170.2	4.60	881.6	362.0		
15	172.5	4.70	893.9	374.2		
16	175.0	4.80	906.3	386.5		
17	177.9	4.90	918.6	398.9		
18	181.7	5.00	929.8	411.2		
19	187.2	5.10	934.4	422.4	0.0L 0.0L	
20R	197.3	5.20		427.0	507.4L	0.0037

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M*KW-HR/HR
FEED	83	MIXED	10	0.6355		753.61	0.0097
FEED	S6	LIQUID	19	1.0000		0.01	0.0000
PROD	92	VAPOR	1			67.62	0.0006
PROD	90	LIQUID	1			178.59	0.0005
PROD	93	WATER	1				0.0000
PROD	S11	VAPOR	2			0.00	0.0000
PROD	S48	LIQUID	19			0.01	0.0000
PROD	86	LIQUID	20			507.40	0.0072
OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)						-9.9920E-14	
OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT))							-9.0346E-12

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM 90	1	D86	EP	8.500E+01	8.500E+01
2 (ACTIVE)	STRM 86	20	D86	IP	8.600E+01	8.600E+01

Currently using rigorous calculations

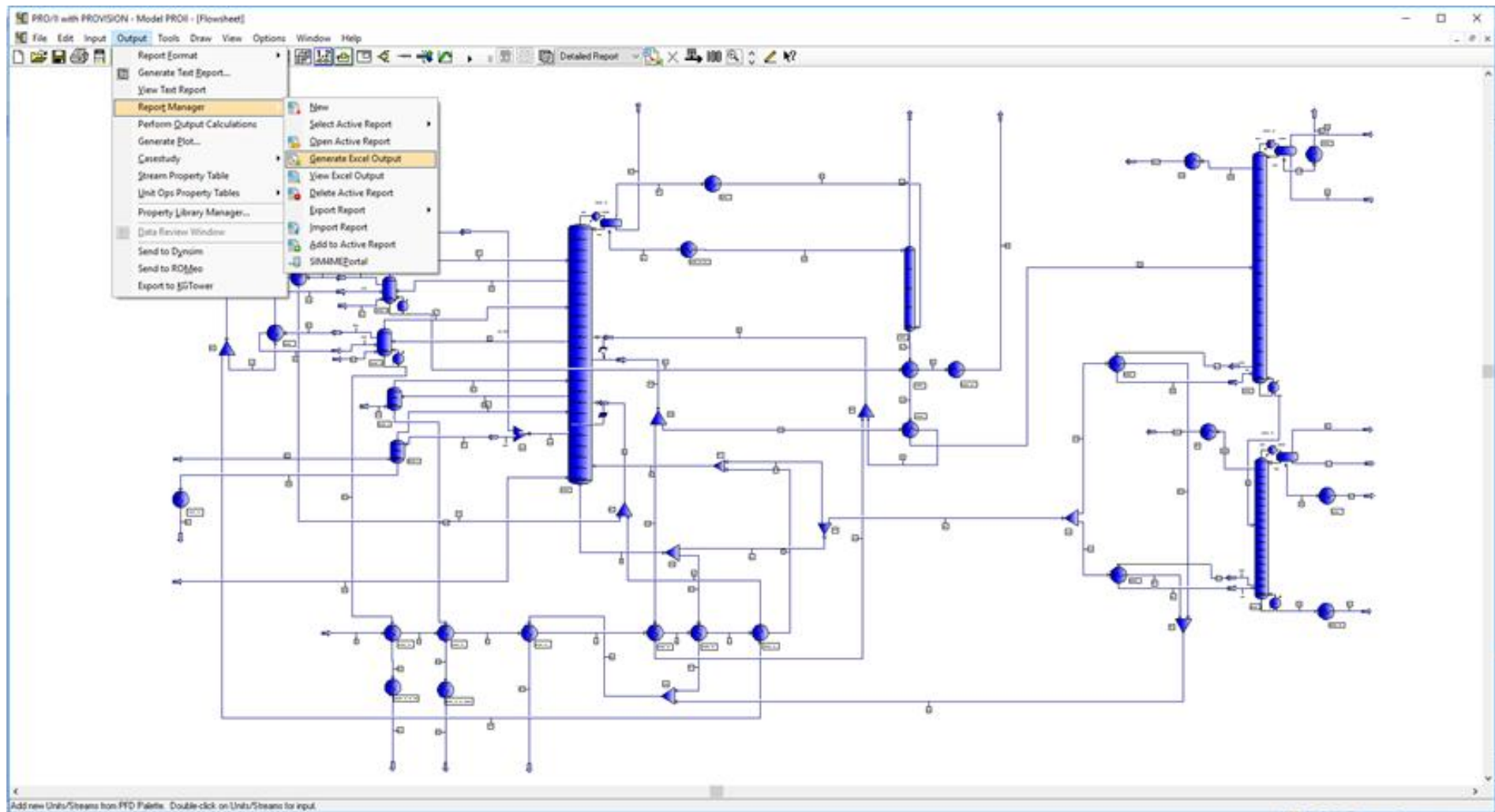
Slika 6.37. Prozor *View Results* za SPB

THERMODYNAMIC SYSTEM GS

STREAM '86'

	TOTAL	LIQUID
RATE, KG-MOL/HR	507.7647	507.7647
TEMPERATURE, C	197.16	197.16
PRESSURE, BAR(GA)	5.20	5.20
MOLECULAR WEIGHT FRACTION	112.4541	112.4541
ENTHALPY, KW-HR/KG-MOL	14.1576	14.1576
CP, KW-HR/KG-C	7.8732E-04	7.8732E-04
MOLAR FLOWRATES, KG-MOL/HR		
1 - H2O	4.8004E-12	4.8004E-12
2 - PROPANE	1.9455E-07	1.9455E-07
3 - IBUTANE	9.8678E-07	9.8678E-07
4 - METHANE	2.1317E-17	2.1317E-17
5 - H2	4.2639E-25	4.2639E-25
6 - H2S	6.6534E-12	6.6534E-12
7 - ETHANE	4.8352E-11	4.8352E-11
8 - BUTANE	2.0719E-04	2.0719E-04
9 - IPENTANE	1.7924E-04	1.7924E-04
10 - PENTANE	0.0000	0.0000
11 - BENZENE	0.2694	0.2694
12 - N2	5.7601E-09	5.7601E-09
13 - CO2	5.6102E-13	5.6102E-13
14 - R245	0.0000	0.0000
15 - R134A	0.0000	0.0000
16 - R123	0.0000	0.0000
17 - NBP 38	1.5287	1.5287
18 - NBP 58	12.0205	12.0205
19 - NBP 72	29.2449	29.2449
20 - NBP 86	34.9099	34.9099
21 - NBP 99	89.4911	89.4911
22 - NBP 114	95.1997	95.1997
23 - NBP 128	73.9931	73.9931
24 - NBP 141	57.4221	57.4221
25 - NBP 155	48.4582	48.4582
26 - NBP 169	35.1635	35.1635
27 - NBP 183	17.8517	17.8517
28 - NBP 197	9.7768	9.7768
29 - NBP 210	2.2622	2.2622
30 - NBP 225	0.1657	0.1657
31 - NBP 241	7.1447E-03	7.1447E-03
32 - NBP 252	6.8461E-04	6.8461E-04
33 - NBP 266	2.4096E-05	2.4096E-05
34 - NBP 281	4.3537E-07	4.3537E-07
35 - NBP 294	7.9151E-09	7.9151E-09
36 - NBP 308	1.1787E-10	1.1787E-10
37 - NBP 322	1.5114E-12	1.5114E-12
38 - NBP 337	1.3261E-14	1.3261E-14
39 - NBP 348	5.1326E-16	5.1326E-16
40 - NBP 364	0.0000	0.0000
41 - NBP 378	0.0000	0.0000
42 - NBP 392	0.0000	0.0000

Slika 6.38. Podaci o procesnoj struji BDS¹_{SPB}



Slika 6.39. Generiranje izvješća u Excelu odabirom opcije „Generate Excel Output“

Tablica 6.3 Rezultati simulacije s validacijom rezultata

Oznaka struje tvari	Faza	Referentni model			Rezultati simulacije			Razlike [%]		
		Maseni protok kg / hr	Temperatura C	Tlak barg	Maseni protok kg / hr	Temperatura C	Tlak barg	Maseni protok %	Temperatura %	Tlak %
1	Kapljevita	295000.0	20.0	21.0	230000.0	20.0	21.0	22.0		
2	Kapljevita	295000.0		21.0	230000.0	44.7	21.0			
3	Kapljevita	295000.0		21.0	230000.0	82.6	21.0			
4	Kapljevita	295000.0	108.0	21.0	230000.0	107.3	21.0		0.6	
5	Kapljevita	295000.0		21.0	230000.0	142.4	21.0			
6	Miješano	295000.0		21.0	230000.0	165.2	21.0			
7	Miješano	295000.0	183.0	21.0	230000.0	176.3	21.0		3.6	
8	Miješano	299000.0	236.0	6.0	360000.0	227.4	6.0	-20.6	3.8	
9	Kapljevita		367.0	21.0	191328.7	358.9	21.0		2.1	
10	Kapljevita			21.0	166000.0	358.9	21.0			
11	Kapljevita			21.0	130000.0	358.9	21.0			
12	Kapljevita			21.0	36000.0	358.9	21.0			
13	Kapljevita			21.0	3000.0	358.9	21.0			
14	Kapljevita			21.0	3000.0	215.1	21.0			
15	Kapljevita			21.0	33000.0	358.9	21.0			
16	Kapljevita			21.0	33000.0	212.9	21.0			
17	Kapljevita			21.0	36000.0	213.1	21.0			
18	Kapljevita	26000.0	367.0	21.0	25328.7	358.9	21.0	2.6		
19	Kapljevita			21.0	25328.7	162.4	21.0			
20	Kapljevita	120000		21.0	61283.4	192.7	21.0	48.9		
21	Kapljevita	120000		21.0	61283.4	102.6	21.0			
22	Kapljevita		178.0	1.2	15295.0	182.3	1.2		-2.4	
23	Parovita			3.5	2968.2	182.1	3.5			
24	Miješano			3.5	21415.4	182.1	3.5			
25	Miješano		184.0	3.5	21415.4	185.5	3.5		-0.8	
26	Parovita	775.0	420.0	4.0	775.0	420.0	4.0			
27	Kapljevita	15000.0	174.0	4.5	13101.8	184.0	4.5	12.6	-5.7	
28	Miješano	15000.0		4.5	13101.8	61.4	4.5			
29	Miješano	15000.0	38.0	4.5	13101.8	38.0	4.5			
30	Kapljevita		212.0	1.3	27945.0	200.4	1.3		5.5	
31	Parovita			3.5	4622.0	209.8	3.5			
32	Miješano			3.5	38785.1	209.8	3.5			
33	Miješano		211.0	3.5	38785.1	233.0	3.5		-10.4	
34	Parovita	730.0	420.0	4.0	730.0	420.0	4.0			
35	Kapljevita	30000.0	202.0	6.0	24323.0	232.4	6.0	18.9	-15.0	
37	Miješano	30000.0	38.0	6.0	24323.0	38.0	6.0			
38	Kapljevita		286.0	1.3	39254.3	283.8	1.3		0.8	

Tablica 6.3. Nastavak I

Oznaka struje tvari	Faza	Referentni model			Rezultati simulacije			Razlike [%]		
		Maseni protok	Temperatura	Tlak	Maseni protok	Temperatura	Tlak	Maseni protok	Temperatura	Tlak
39	Parovita			3.5	6172.8	282.0	3.5			
40	Parovita	1280.0	420.0	4.0	1280.0	420.0	4.0			
41	Kapljevita	43000.0	268.0	11.0	34361.5	278.6	11.0	20.1	-4.0	
42	Miješano	43000.0		11.0	34361.5	64.7	11.0			
43	Miješano	43000.0	40.0	11.0	34361.5	40.0	11.0			
44	Kapljevita		326.0	1.4	44337.0	338.1	1.4		-3.7	
45	Kapljevita		326.0	1.4	19336.6	338.1	1.4		-3.7	
46	Parovita			3.5	2562.8	336.9	3.5			
47	Parovita	630.0	420.0	4.0	630.0	420.0	4.0			
48	Kapljevita	25000.0	325.0	11.0	17403.8	334.6	11.0		-2.9	
49	Miješano	25000.0	40.0	11.0	17403.8	40.0	11.0	30.4	0.0	
50	Miješano		326.0	8.0	25000.0	338.1	8.0		-3.7	
51	Miješano			8.0	8000.0	338.1	8.0			
52	Kapljevita			8.0	8000.0	225.2	8.0			
53	Kapljevita	12000.0		8.0	8000.0	216.0	8.0	33.3		
54	Kapljevita	25000.0	188.0	8.0	25000.0	195.2	8.0		-3.8	
55	Miješano		326.0	8.0	17000.0	338.1	8.0			
56	Kapljevita			8.0	17000.0	185.2	8.0			
57	Miješano	320000.0		15.0	320000.0	242.3	15.0			
58	Miješano			15.0	140000.0	242.3	15.0			
59	Kapljevita			15.0	140000.0	191.9	15.0			
60	Kapljevita	320000.0	174.0	15.0	320000.0	170.0	15.0		2.3	
61	Miješano			15.0	180000.0	242.3	15.0			
62	Kapljevita			15.0	180000.0	152.4	15.0			
63	Parovita	5100.0	420.0	4.0	5100.0	420.0	4.0			
64	Parovita		135.0	1.2	137926.2	144.3	1.2		-6.9	
64a	Miješano		71.7	1.2	137926.2	71.7	1.2			
64b	Kapljevita		71.9	1.2	126262.0	71.9	1.2			
65	Kapljevita	71000.0	72.0	8.0	51262.0	71.9	8.0	27.8		
66	Parovita		72.0	1.2	4999.1	71.9	1.2			
67	Miješano		33.0	1.2	4999.1	33.0	1.2			

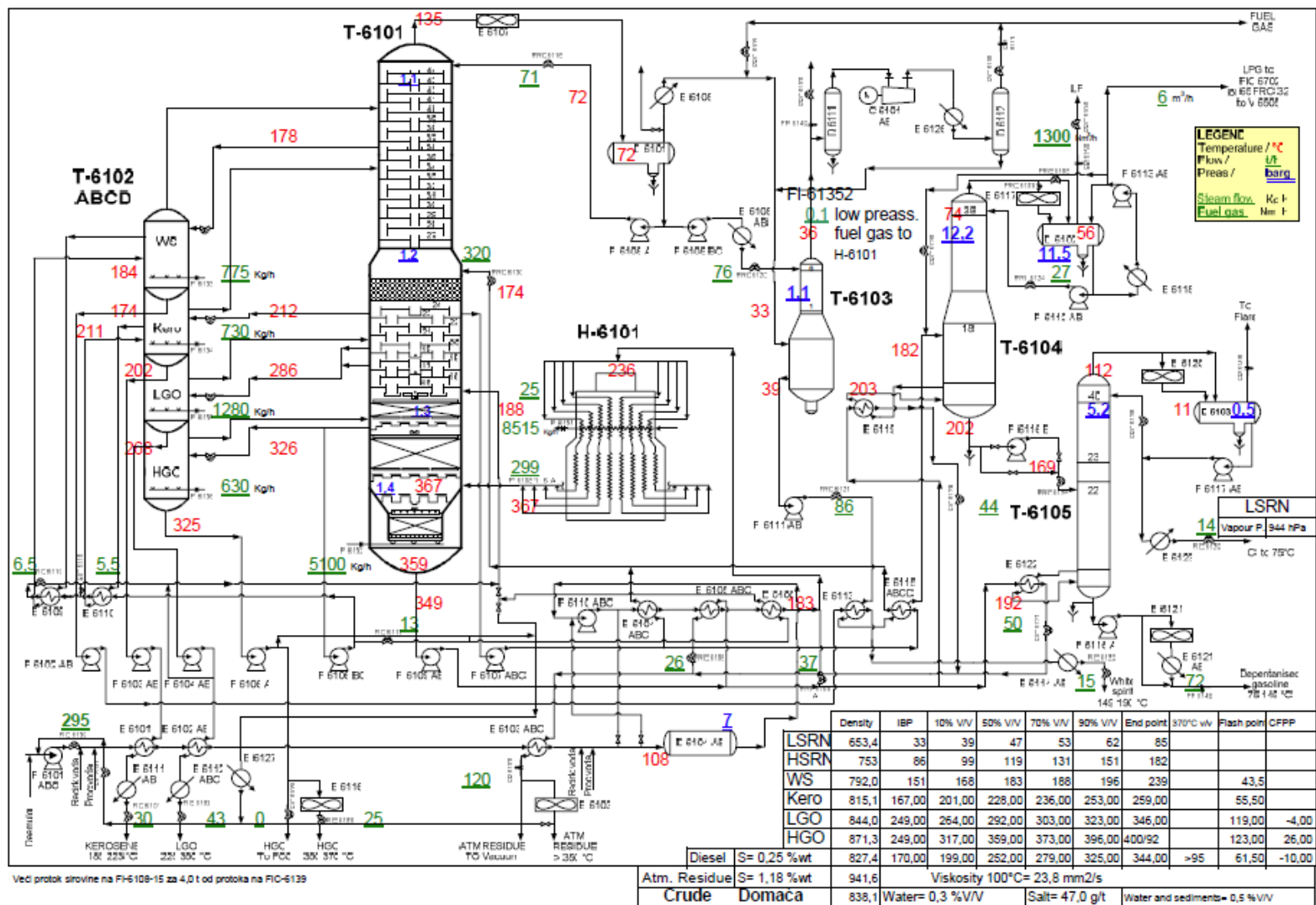
Tablica 6.3. Nastavak II

Oznaka struje tvari	Faza	Referentni model			Rezultati simulacije			Razlike [%]		
		Maseni protok	Temperatura	Tlak	Maseni protok	Temperatura	Tlak	Maseni protok	Temperatura	Tlak
68	Water		72.0	1.2	6664.9	71.9	1.2			
69	Kapljevita	76000.0	72.0	8.0	75000.0	71.9	8.0	1.3		
70	Miješano	76000.0		8.0	75000.0	35.0	8.0	1.3		
71	Parovita	100.0	36.0	1.1	469.3	37.1	1.1	-369.3	-3.2	
72	Kapljevita	86000.0	39.0	20.0	79529.8	41.4	20.0	7.5	-6.2	
73	Miješano	86000.0		20.0	79529.8	59.5	20.0			
74	Parovita	86000.0	182.0	20.0	79529.8	158.0	20.0		13.2	
75	Parovita		74.0	12.2	47703.0	79.4	12.2		-7.3	
75a	Miješano		56.0	12.2	47703.0	56.0	12.2			
75b	Kapljevita		56.0	12.2	45890.0	56.0	12.2			
76	Kapljevita	27000.0	56.0	20.0	43990.0	56.0	20.0	-62.9		
77	Kapljevita	1900.0	56.0	33.0	1900.0	56.0	33.0			
78	Miješano	1900.0	40.0	33.0	1900.0	40.0	33.0			
79	Parovita	1524.2	56.0	12.2	1524.2	56.0	12.2			
80	Water		56.0	12.2	288.7	56.0	12.2			
81	Kapljevita			12.2	78210.3	192.1	12.2			
82	Miješano		203.0	12.2	78210.3	194.9	12.2		4.0	
83	Kapljevita		202.0	6.0	75811.7	194.9	6.0		3.5	
84	Kapljevita			5.2	100843.9	188.0	5.2			
85	Miješano		192.0	5.2	100843.9	197.2	5.2		-2.7	
86	Kapljevita	72000.0		6.0	57099.6	197.2	6.0	20.7		
87	Kapljevita	72000.0	40.0	6.0	57099.6	40.0	6.0			
88	Parovita		112.0	5.2	54258.0	112.0	5.2			
88a	Miješano			0.45	54258.0	57.0	0.45			
88b	Kapljevita			0.45	49546.0	57.0	0.45			
89	Kapljevita			12.0	35546.0	57.0	12.0			
90	Kapljevita	14000.0		12.0	14000.0	57.0	12.0			
91	Kapljevita	14000.0	40.0	12.0	14000.0	40.0	12.0			
92	Parovita			5.2	4711.9	57.0	5.2			

Ulazni podaci za analizu rada pogona su prikazani u tablici 6.3. u stupcu Referentni model i preuzeti su iz pogonskih podataka o režimu rada pri preradi nafte u 2007. godini, koji su prikazani na slici 6.40. To je režim prerade za vrstu nafte čiji su podaci o destilacijskoj krivulji i gustoći uneseni u model kako je prethodno opisano. Ovdje je potrebno istaknuti da je svaka isporuka nafte iz istog izvora različita što pri ovakvoj analizi može doći do izražaja. Osim toga, nafte iz različitih izvora se pri preradi redovito miješaju u različitim omjerima te i to može utjecati na odstupanje rezultata simulacije od podataka u modelu.

Prvo što se uočava na slici 6.40. je da materijalna bilanca nije zatvorena. Na samom ulazu sirove nafte u pogon je prikazan podatak o protoku 295 t/h a na ulazu u atmosfersku kolonu 299 t/h. To odstupanje samo po sebi ne bi bilo problem, ali u analizu je potrebno uzeti i podatak da je nafta nakon serije izmjenjivača topline zagrijana na 183 °C (iza izmjenjivača topline **E-6106**) i da se miješa s dijelom atmosferskog ostatka s dna **AK** (u recirkulaciji) koji je zagrijan na približno 360 °C, te je konačna temperatura mješavine 236 °C. Uzimajući u obzir fizikalna svojstva komponenti koje se miješaju, da bi se nakon miješanja dobila navedena temperatura omjer masenih protoka između nafte i AO koji je u recirkulaciji mora biti 1,77, što znači da bi pod pretpostavkom da je ulazni protok nafte od 295 t/h točan, ukupni protok na ulazu u **AK** morao biti oko 461 t/h. Nakon provedene analize povijesnih podataka iz arhive pogona i projektnih kapaciteta, zaključeno je da se protok na ulazu u **AK** kreće između 300 i 360 t/h, što je uz prethodno navedeni omjer miješanja SN^I/AO u analiziranom referentnom modelu ekvivalentno protoku nafte 190 – 230 t/h i miješanju s AO u količini 110 – 130 t/h. Ukoliko bi se zbrojili podaci o masenom protoku proizvoda iz **AK** dobije se podatak 309 t/h bez protoka vode i kiselog loživog plina koji je u odnosu na ukupni protok zanemariv. To bi značilo da je ukupni protok na ulazu u **AK** nakon miješanja s AO otprilike 483 t/h. Ako se proanalizira izlaz svih proizvoda iz pogona **AD** dobije se protok od 326 t/h što odgovara ukupnom ulazu u **AK** od 510 t/h.

Analizom raspoloživih informacija, stanja mjerne opreme na terenu i načina upravljanja pogonom, zaključeno je da su rezultati laboratorijskih ispitivanja sirove nafte i proizvoda koji se dobivaju iz certificiranog laboratorija prema odgovarajućim standardima najpouzdaniji izvor podataka, a uređaji za mjerenje temperature i tlaka s pogona su djelomično pouzdani i mogu se koristiti kao orijentacijski podaci. Podaci dobiveni s mjerila protoka nisu pouzdani, ali se mogu iskoristiti kao orijentacijski podaci dok se mjerilo protoka sirove nafte pokazalo potpuno nepouzdan.



Slika 6.40. Referentni model AD

U narednom koraku analizom podataka iz arhive pogona o udjelu pojedinih proizvoda **AK**, za razdoblja u kojima se prerađivala nafta koja odgovara kvaliteti sirovine u ovoj analizi, utvrđeno je da je protok teškog benzina (15 t/h) naveden u referentnom modelu u skladu s raspoloživim podacima i da se kreće u području < 10% od pretpostavljenog protoka nafte (190 – 230 t/h). Protok petroleja (30 t/h) je u skladu s povijesnim podacima i na razini je 10 - 15%, LPU (43 t/h) je u skladu s podacima i na razini je 15 - 20%, TPU (25 t/h) je u području < 15% što odgovara ranijim radnim režimima, ali je protok atmosferskog ostatka (120 t/h) značajno iznad gornje razine od 40% za ovu vrstu nafte, koja odgovara otprilike 80 t/h. Ovdje je uočen višak od minimalno 40 t/h proizvoda. Ako se ovih 40 t/h oduzme od 295 t/h prikazanih na ulazu u pogon, dobiva se 255 t/h te se približavamo pretpostavljenoj vrijednosti protoka nafte. Preostala greška u području 25 – 65 t/h otpada na odstupanja u mjerenju protoka preostalih proizvoda ali i AO jer je 40% gornja granica njegovog udjela.

Na temelju svih navedenih podataka, pri izradi modela se usmjerilo na dobivanje odgovarajuće kvalitete proizvoda kao napouzdanijih ulaznih podataka u model. Kao drugi kriterij koristi se postizanje odgovarajućih izlaznih temperatura i približno točnih protoka pojedinih proizvoda. Nakon dovršetka modela u kojem su postignute odgovarajuće kvalitete i približno točne temperature proizvoda na izlazu iz **AK**, pristupilo se podešavanju ulazne količine nafte uz zadržavanje omjera SN^I/AO na prethodno navedenoj razini s cijem dobivanja približno točnih protoka proizvoda. Principom pokušaja i pogreški se došlo do rezultata da je protok nafte na ulazu u pogon bio oko 230 t/h. Svi ostali podaci su prikazani u tablici 6.3., u stupcu „Rezultati simulacije“.

Simulacijom je postignuta tražena kvaliteta svih proizvoda u skladu s laboratorijskim analizama, koje su se pokazale kao jedini pouzdan izvor podataka, čime je postignut primarni cilj pri izradi modela. Tražena kvaliteta proizvoda je postavljena u specifikacijama kolona što je prikazano na slikama 6.31. do 6.34. Pošto su to specifikacije koje model mora postići, u slučaju da postoje značajna odstupanja, model ne bi konvergirao. Najznačajnija odstupanja temperatura kao drugog parametra modela po pouzdanosti, prikazana su u tablici 6.4. gdje su komentirani i mogući razlozi odstupanja. Sve ostale temperature proizvoda dobivene simulacijom su unutar područja vrijednosti zabilježenih u prethodnom vremenskom razdoblju (povijesni podaci) i imaju prihvatljiva odstupanja u odnosu na podatke u referentnom modelu. Odstupanja masenih protoka dobivenih simulacijom u odnosu na podatke u referentnom modelu uz pripadajuće komentare odstupanja, prikazana su u tablici 6.5.

Tablica 6.4. Značajnija odstupanja temperature proizvoda

Struja	Odstupanje	Uzrok identificiranih grešaka
35	-15,0 %	Analizom je utvrđeno da je temperatura struje na ulazu u striper petroleja u referentnom modelu 212 °C, gdje se zatim vrši zagrijavanje struje i ubacivanje pare, te struja ne može na izlazu imati temperaturu manju od 212 °C, a u referentnom modelu je prikazano 202 °C. Radi se o grešci u referentnom modelu.
74	13,2%	Analizom podataka, utvrđeno je da je rezultat na shemi izvan projektnih i radnih parametara, a rezultat dobiven simulacijom unutar očekivanog područja, kvaliteta svih proizvoda je zadovoljena, te se dobiveni podatak smatra prihvatljivim.
33	-10,4%	Isto kao i za struju 35
75	-7,3%	Temperatura koja je rezultat simulacije je unutar područja dostupnih podataka isto kao i temperatura navedena u referentnom modelu. Uzrok odstupanju može biti protok proizvoda, odnosno udio ovog proizvoda u nafti što je vezano za njenu kvalitetu koja je promjenjiva ili odstupanje mjerenja. Uzimajući u obzir da je postignuta odgovarajuća kvaliteta proizvoda, podatak je unutar povijesnog područja, ne postoje značajnija i neobjašnjiva odstupanja kod ostalih rezultata simulacije koja bi ukazivala na loš matematički opis u modelu, zaključeno je da je ovaj rezultat prihvatljiv.
64	-6,9%	Isto kao za struju 75.

Podaci o protoku svih ostalih struja tvari su unutar područja vrijednosti zabilježenih u prethodnom vremenskom razdoblju (povijesni podaci) i odstupanje je unutar očekivane točnosti modela. Analiza referentnog modela i rezultata simulacije pokazala je sljedeće:

- prije izrade modela predviđena su odstupanja matematičkog modela unutar 5% i dodatna odstupanja zbog greški mjerenja koja nije moguće procijeniti;
- postoje vjerojatna odstupanja kvalitete nafte;
- uočeni su bitni nedostaci referentnog modela osobito u materijalnoj bilanci;
- mjerna oprema je nepouzdana, osobito oprema za mjerenje protoka, te su podaci prikazani u referentnom modelu orijentacijske vrijednosti;
- simulacijom je postignut primarni cilj, postignute su zadane kvalitete proizvoda koje su najpouzdaniji parametri modela;
- svi dobiveni parametri su u skladu s projektnim i povijesnim podacima;
- postoji svega nekoliko značajnijih odstupanja u temperaturi proizvoda;
- moguće su određene korekcije modela unutar granica koje određuje zadana kvaliteta proizvoda. Promjenom količine odvođenja pojedinih proizvoda iz **AK** mijenjaju se protoci i temperature. Za korekcije su potrebni pouzdani podaci mjerenja temperatura i/ili protoka.

Tablica 6.5. Značajnija odstupanja protoka proizvoda

Struja	Odstupanje	Uzrok identificiranih grešaka
71	-369,9%	U modelu je prikazan podatak o protoku od 0,1 t/h dok je rezultat 0,469 t/h uz apsolutnu pogrešku od 369 kg/h. Nije poznato stanje mjerne opreme za ovu struju, niti je poznato područje unutar kojeg se treba kretati podatak. Utjecaj struje na materijalnu i energetska bilancu je zanemariv, te nema smisla korigirati model.
76	62,9%	Analizom je utvrđeno da je mjerilo neispravno.
20	48,9	Odstupanje količine atmosferskog ostatka je objašnjeno kroz analizu odstupanja materijalne bilance u referentnom modelu
53	33,3%	Isto kao za struju 76
65	27,8%	Isto kao za struju 76
48	30,4%	Radi se o struji koja je predmet daljnje energetske analize. Kvaliteta proizvoda dobivena simulacijom je u skladu s laboratorijskim analizama, temperatura odstupa 2,9% u odnosu na referentni model, a dobiveni protok je unutar područja povijesnih podataka. Ovi parametri su se pokazali pouzdanijim od referentnog protoka proizvoda te model neće biti korigiran.
1	22,0%	Odstupanje protoka nafte na ulazu u pogon je objašnjeno kroz analizu odstupanja materijalne bilance u referentnom modelu.
86	20,7%	Isto kao za struju 48.
8	-20,6	Isto kao za struju 1.
41	20,1%	Isto kao za struju 48.
35	18,9%	Isto kao za struju 48.
27	12,6%	Isto kao za struju 48.
72	7,5%	Isto kao za struju 48.

7. Konceptijski projekt sustava za povrat toplinske energije u postrojenju atmosferske destilacije korištenjem pinch metode

Projektiranje sustava za povrat otpadne toplinske energije provedeno je u programskom paketu Aspen Energy Analyzer[®] (u daljnjem tekstu AEA[®]) [199] (u prošlosti HX-Net[®]). Ovaj programski paket je temeljen na pinch metodi i predstavlja jedan od naprednijih alata za rješavanje zadatka sinteze mreže izmjenjivača topline (u daljnjem tekstu HENS zadatak). Poglavlje započinje kratkim opisom okruženja i strukture AEA[®] programa, kao i procedura koje su korištene u postupku definiranja i rješavanja HENS zadatka. Nastavlja se analizom i izborom potencijalno iskoristivih procesnih struja tvari (sa stajališta učinkovitog povrata otpadne toplinske energije), koje tvore postojeću mrežu izmjenjivača topline u **AD**. Analiza je obuhvatila i proračun eksergijskih indikatora analiziranog sustava i njegovih komponenata. U nastavku je predstavljeno projektno rješenje dobiveno pinch metodom, koje je zatim unaprijeđeno (u skladu s postojećim tehnološkim limitima u procesu) i dodatno analizirano korištenjem eksergijske analize. Pri analizi različitih opcija i odabiru optimalnog rješenja su postavljena dva osnovna kriterija. Prema prvom kriteriju konačno rješenje ne smije imati utjecaj na odvijanje procesa prerade, odnosno svi postojeći materijalni i energetske tokovi na ulazu i izlazu iz pojedinih procesnih kolona i na granicama analiziranog RP moraju imati iste parametre kao i u postojećem režimu rada. Drugi kriterij se odnosi na kompleksnost rješenja te se odabiru rješenja koja su primjenjiva u pogonskim uvjetima.

7.1. Kratak pregled programskog okruženja i procedura

Aspen Energy Analyzer-a[®]

Kreiranje sustava za povrat otpadne toplinske energije u AEA[®] realizirano je na projektnoj razini (engl. *Project level – HI project*), u okviru koje se oblikuju različiti scenariji (*Scenario* ili *Case* u okruženju *Scenario Level*) s elementima prikupljanja podataka o procesnim i energetske tokovima koji sudjeluju u HENS zadatku kao i elementima potrebnim za ekonomsku analizu u fazi pretprojektiranja korištenjem pinch metode. Postupak prikupljanja podataka za svaki od scenarija započet je odabirom mjernih jedinica (SI mjerni sustav) i definiranjem fizikalnih parametara svih procesnih struja tvari i tokva energenata (za dodatno zagrijavanje i hlađenje procesnih struja tvari) kao i ekonomskih parametara potrebnih za analizu

rezultata pretprojektiranja (postupak „supertargetinga“ u pinch metodi [13]). U tu su svrhu za svaku struju tvari su definirani:

- početna i konačna temperatura struje tvari, pri čemu su sve struje tvari segmentirane na više temperaturnih dijelova s ciljem točnijeg definiranja zavisnosti fizikalnih parametara struja tvari o temperaturi;
- specifični toplinski kapacitet struje tvari za svaki temperaturni segment;
- maseni protok čijim se unosom automatski izračunava toplinski tok koji se izmjenjuje u svakom od definiranih temperaturnih segmenata;
- podaci o gustoći, toplinskoj vodljivosti i viskozitetu struje, uz napomenu da su vrijednosti ostalih parametara struja tvari potrebnih za automatski izračun koeficijenta prijelaza topline $UI [W/(m^2K)]$ (pretpostavljena brzina strujanja i promjer cjevovoda kroz koji medij struji) predefinirane u programskom paketu.

Pregled prikupljenih podataka svih procesnih struja tvari i tokova energenata³⁷, kao i odgovarajući dijagrami promjene entalpije u skladu s pretpostavkama definiranim u poglavlju 6.2. (funkcija $h = f(p, T)$), gustoće (funkcija $\rho = f(p, T)$), toplinske vodljivosti (funkcija $\lambda = f(p, T)$) i viskoziteta (funkcija $\nu = f(p, T)$) tih struja tvari prikazani su u Prilogu A1 (slike A1.1. do A1.66.).

- Parametri za izračun ekonomskih indikatora u okruženju „Economics“ (slika 7.1.). Ukupni troškovi izgradnje i eksploatacije MER (engl. *Maximum Energy Recovery*) mreže izmjenjivača topline (jednadžba 7.1) predstavljaju sumu operativnih (jednadžba 7.2) i kapitalnih troškova (jednadžba 7.3)

$$Cn_{UPGT} = Cn_{operat} + Cn_{invest} \cdot A_f = Cn_{operat} + Cn_{invest} \cdot \left\{ \frac{[1 + (r/100)]^{tr}}{t} \right\} [$/god], \quad (7.1)$$

$$Cn_{operat} = (Cn_{ZG} \cdot Q_{ZG,min}) + (Cn_{HL} \cdot Q_{HL,min}) [$/god], \quad (7.2)$$

$$Cn_{invest} = a + b \cdot (A_{ind})^c [\$], \quad (7.3)$$

Zavisno o tipu izmjenjivača topline, troškovi investicije (jednadžba 7.3) se računaju na dva načina:

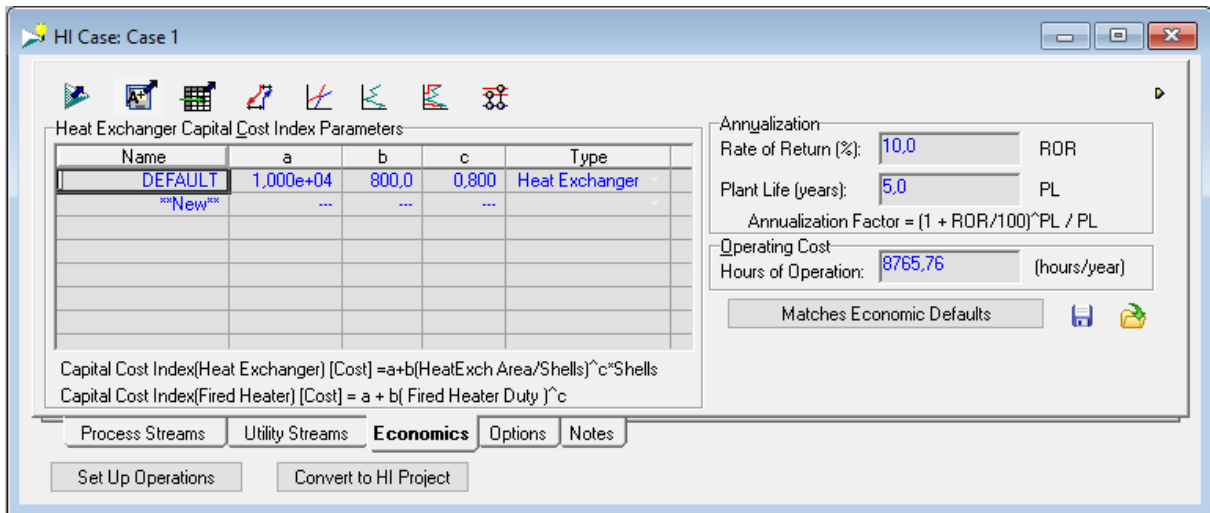
³⁷ Iz kartice „Utility Streams“, u tablici s padajućeg izbornika, odabrana je opcija „Fired Heat (2000)“ kao izvor toplinske energije, te „Cooling water“ i „Air“ kao mediji za hlađenje.

- za protusmjerne izmjenjivače topline

$$Cn_{invest} = Nu_{MER} \cdot \left[a + b \cdot \left(A_{sm} / Nu_{MER} \right)^c \right] [\$], \quad (7.3a)$$

- za izmjenjivače topline sa složenim međusobnim strujanjem struja tvari

$$Cn_{invest} = a \cdot Nu_{MER} + b \cdot S_{min} \left(A_{1-2} / S_{min} \right)^c [\$], \quad (7.3b)$$



Slika 7.1. Definiranje ekonomskih parametara HENS-a u programskom okruženju AEA®

U slučaju zadatka projektiranja sustava za povrat otpadne toplinske energije u **AD** usvojeni su ekonomski parametri dani u tablici 7.1.

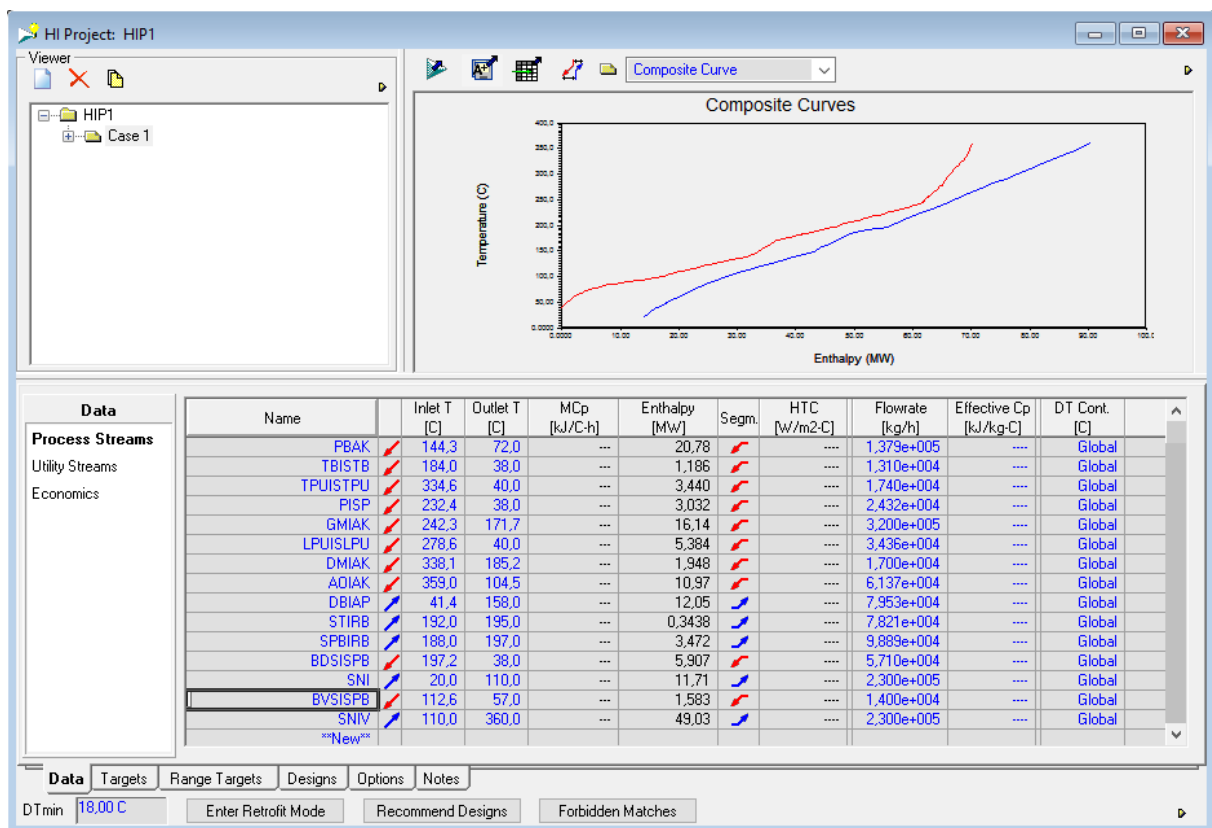
Tablica 7.1. Ekonomski parametri HENS zadatka

Troškovi dodatnog zagrijavanja hladnih procesnih struja tvari			$Cn_{ZG} = 200$ [\$/ (kW·god)]
Troškovi dodatnog hlađenja toplih procesnih struja tvari			$Cn_{HL} = 6,71$ [\$/ (kW·god)]
Godišnji faktor			$A_f = 0,32$ [1/god]
Koeficijent obrta uloženog kapitala			$r = 10$ [%]
Očekivani radni vijek izmjenjivača topline			$t_{TR} = 5,0$ [god]
Koeficijenti	$a = 10000$	$b = 800$	$c = 0,80$

Po završetku postupka prikupljanja podataka programski paket automatski realizira fazu preprojektiranja mreže izmjenjivača topline u okruženju koje je prikazano na slici 7.2. Rezultati „supertargetinga“ prikazuju se u okruženju „Range targets“ (nakon pokretanja opcije „Calculate Range Targets“) u obliku dijagrama zavisnosti energetskih i ekonomskih parametara mreže u funkciji od ΔT_{min} . Za vrijednosti koje su usvojene u projektnom zadatku

sustava za povrat otpadne toplinske energije u **AD** dijagrami su prikazani na slikama A1.67 – A1.72.

Analizom ukupnih godišnjih troškova na slici A1.72. uočljivo je da se njihova minimalna vrijednost dobije pri $\Delta T_{\min} \approx 9 \text{ }^\circ\text{C}$. Ova vrijednost ΔT_{\min} nije prihvatljiva u naftnoj industriji, osobito u pogonu **AD**, jer se radi o opremi koja je izložena stvaranju naslaga i koroziji na izmjenjivačkim površinama. Uobičajene temperaturne razlike su oko $20 \text{ }^\circ\text{C}$, te je u daljnjem proračunu odabrana vrijednost $\Delta T_{\min} = 18 \text{ }^\circ\text{C}$ jer je to gornja vrijednost za koju je programski paket izračunao sve pokazatelje. Samo vodeni hladnjaci koji se koriste za hlađenje procesne struje tvari na temperaturu manju od $50 \text{ }^\circ\text{C}$ imaju niži ΔT_{\min} što je rezultat ostvarivih radnih uvjeta na lokaciji postrojenja.



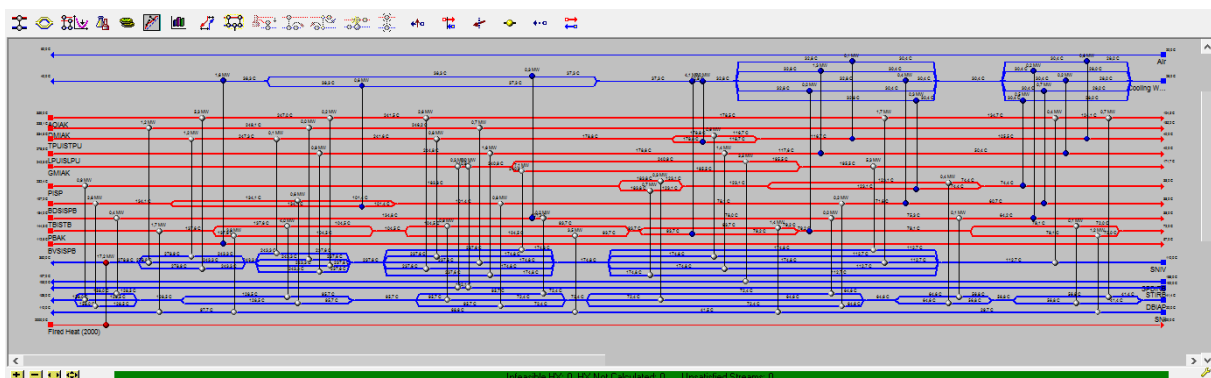
Slika 7.2. Kreirani Scenario u HI Project-u

Za usvojenu vrijednost minimalne temperaturne razlike dobiven je grafički prikaz kompozitnih krivulja (slika A1.73.), velike kompozitne krivulje (slika A1.74.) i mrežnog dijagrama s podjelom termodinamičkog prostora temperaturom pinch točke (slika A1.75.).

7.1.1. Procedura automatskog generiranja mreže s usvojenim ekonomskim parametrima

Kreiranje inicijalne mreže izmjenjivača topline je u prvom koraku provedeno opcijom za automatsko kreiranje mreže izmjenjivača topline pri čemu se koristi ugrađeni programski algoritam.

Nakon unosa svih podataka kako je opisano u prethodnom dijelu poglavlja, odabrana je opcija „Recommend Designs“ (slika 7.2.) koja otvara prozor za unos dodatnih ograničenja koja će programski paket uzeti u obzir pri automatskom generiranju mreže izmjenjivača topline. Moguće je definirati maksimalan broj podjela pojedine struje (splitiranje), definirati struje koje ne mogu izmjenjivati toplinu iz procesnih ili nekih drugih razloga, promijeniti ekonomske parametre i podatke o strujama te odrediti broj rješenja koliko se želi imati pri izboru odgovarajuće opcije. Odabirom opcije „Solve“ pokreće se programski algoritam za kreiranje nove mreže izmjenjivača topline. Rješenjeje automatski kreirane inicijalne mreže (sa segmentiranim strujama) izmjenjivača topline prikazano je na slici 7.6.

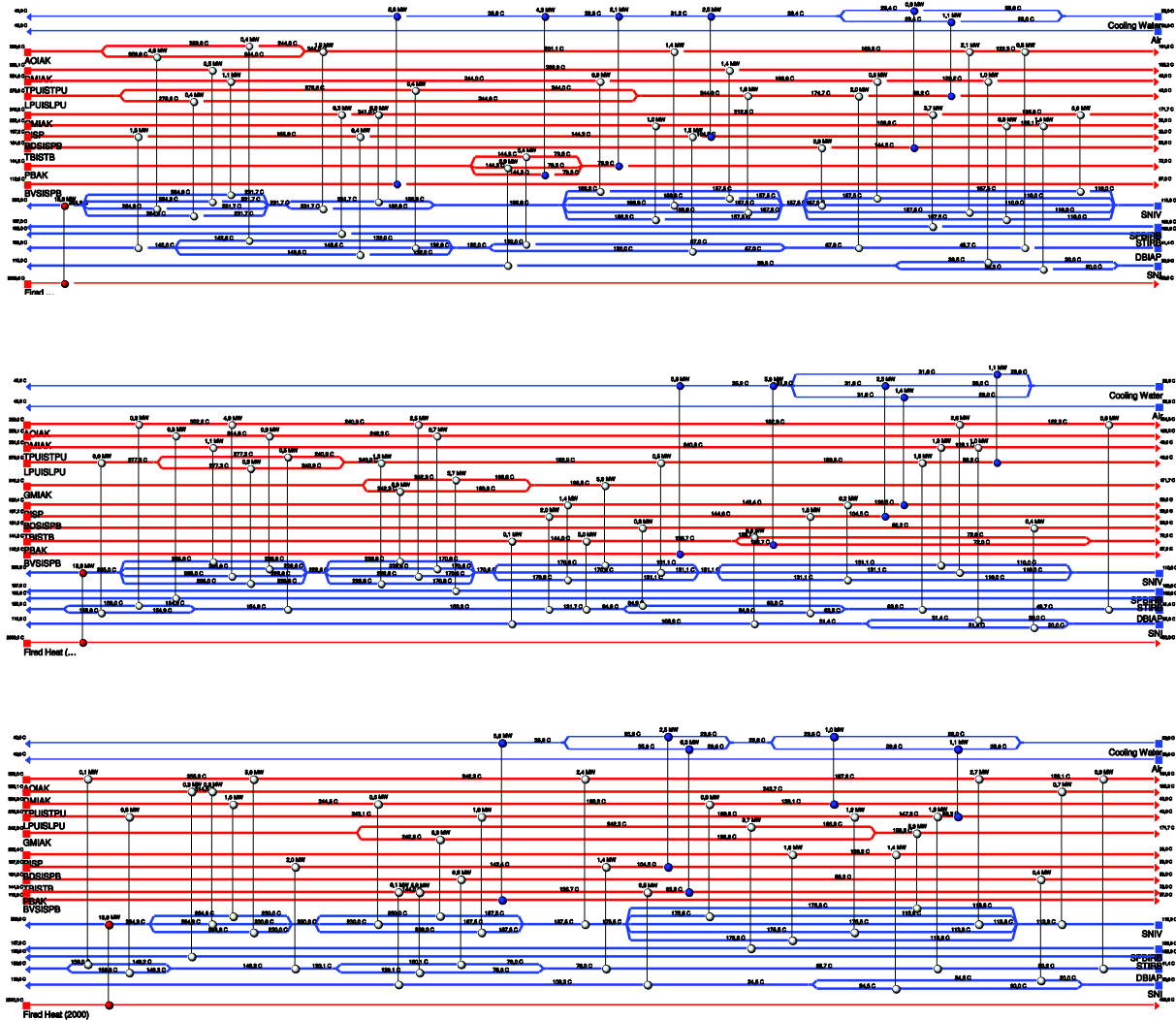


Slika 7.6. Automatski generirana inicijalna mreža izmjenjivača topline (sa segmentiranim strujama)

Ocjenjuje se da postupak kreiranja inicijalne mreže izmjenjivača topline korištenjem automatske procedure u AEA[®] nije ispunio zadani cilj kreiranja učinkovitog i u praksi primjenjivog sustava za povrat otpadne toplinske energije iz nekoliko razloga:

- nesukladnost rezultata preprojektirnja s projektnim rješenjem. Program generira novu mrežu s ciljem postizanja maksimalnog ekonomskog učinka i ne primjenjuje podatak o ciljanoj minimalnoj temperaturnoj razlici za koju su izračunati energetske ciljevi;
- vrlo složena i u praksi neprimjenjiva struktura mreže izmjenjivača topline kao posljedica višestruke podjele procesnih struja tvari i tokova energenata;
- neuobičajeno dugo vrijeme izvršavanja programa (preko 36 h) kao posljedica složene segmentacije struja tvari u mreži.

Slična zapažanja važe i za kreiranje inicijalne mreže izmjenjivača topline korištenjem automatske procedure u AEA[®] ali ovoga puta bez segmentiranja struja tvari (slika 7.7.). Iz tog razloga je inicijalna mreža kreirana na sličan način kao i postojeća mreža izmjenjivača topline, s naznakom da je postupak realiziran u skladu s pravilima za kreiranje mreže izmjenjivača topline [14], [15], [16], [22], [199] i prezentirana u nastavku ovog poglavlja.



Slika 7.7. Automatski generirane inicijalne HEN (bez segmentacije struja tvari)

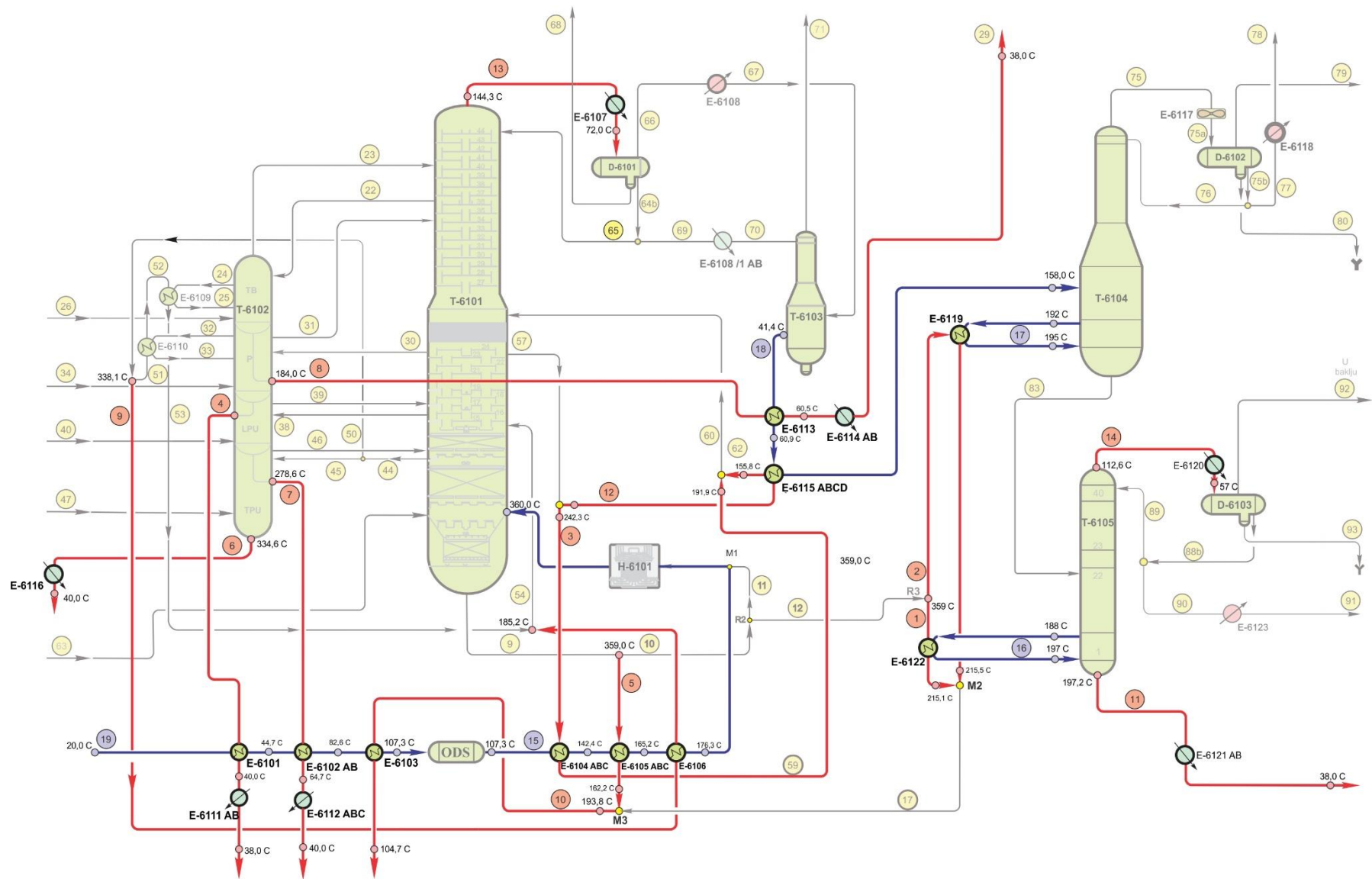
7.2. Analiza postojeće mreže izmjenjivača topline u postrojenju AD

S ciljem kreiranja HENS zadatka pomoću kojeg je moguće projektirati sustav za povrat otpadne toplinske energije izvršena je detaljna analiza i označavanje toplih i hladnih procesnih struja tvari u postrojenju AD. Također i analiza potencijalnih tokova energenata potrebnih za nesmetano i kontinuirano funkcioniranje buduće mreže izmjenjivača topline. Procesne struje pomoću kojih je kreiran sustav za povrat otpadne toplinske energije u pogonu AD prikazane su na slici 7.8. dok su na slici 7.9. prikazane pojednostavljena tehnološka i unakrsna shema

postojeće mreže izmjenjivača topline. Termin postojeća mreža izmjenjivača topline treba shvatiti uvjetno pošto ona sadrži samo one izmjenjivače topline kroz koje protječu odabrane procesne struje tvari, a ne sve izmjenjivače topline u pogonu **AD**. Podaci o odabranim procesnim strujama tvari koji su preneseni iz simulacijskog softvera pripremljenog na programskoj platformi Pro/II[®] (vidi poglavlje 6.) prikazani su u tablici 7.2.

Na temelju tih podataka u programskom paketu AEA[®] je kreiran „Scenario“ postojeće mreže izmjenjivača topline (s prikupljanjem svih potrebnih podataka za HENS proračun, uključujući i podatke o energetske tokovima potrebnim za dodatno zagrijavanje/hlađenje) kao i sam izgled pripadajućeg mrežnog („grid“) dijagrama (slika 7.10.). Zbog lakše analize mreže „grid“ dijagram je djelomično pojednostavljen (eliminiranjem splitera s pojedinih struja tvari) i prikazan na slici 7.11. Osnovni energetske i ekonomski parametri postojeće mreže izmjenjivača topline prikazani su u tablici 7.3., dok su elementi potrebni za postavljanje energetske i eksergijske bilance (uz pretpostavku adijabatskih i izobarnih promjena stanja u izmjenjivačima topline kako je definirano u poglavlju 6.2.) za svaku od procesnih struja tvari i tokova energenata prikazani u tablici 7.4. U tablici 7.5. su predstavljeni osnovni elementi eksergijske analize izmjenjivača topline u postojećoj mreži.

Pri izradi bilance eksergije odstupljeno je od definicije dane u poglavlju 4.3.3. prema kojoj gubici eksergije ($E_{L,tot}$) predstavljaju količinu eksergije koja se putem toplinske energije ili materijalnih tokova predaje okolišu i ne koristi se više u postojećem ili drugim sustavima. Kada bi se ova definicija egzaktno primijenila, ukupna količina eksergije predana okolišu u zračnim hladnjacima promatrala bi se kao gubici eksergije. Pošto se radi o značajnim količinama eksergije, a temperature medija koji se hlade u zračnim hladnjacima su na razini koja omogućava iskorištavanje eksergije za procesne potrebe u rekonstruiranoj mreži izmjenjivača topline, eksergija predana okolišu u zračnim hladnjacima u bilanci će se analizirati kao destrukcija eksergije.



Slika 7.8. Procesne struje tvari pomoću kojih je kreiran sustav za povrat otpadne toplinske energije u pogonu AD

Tablica 7.2. Detaljni podaci o strujama tvari u postojećoj mreži izmjenjivača topline

Struja	Radni fluid	Segmenti struja	$T / ^\circ\text{C}$	Q / kW	$C / [\text{kW/K}]$	$C_U / [\text{kW/K}]$
1	AO ^I _{AK,1}	1	359,00 215,10	3.727	25,90	25,90
2	AO ^I _{AK,2}	2	359,00 215,50	296	2,06	2,06
3	GM ^I _{AK,1}	3	242,30 191,90	5.116	101,51	101,51
4	PISP	4-1 4-2	232,40 40,00 38,00	3.006 26	15,62 13,00	15,60
5	AO ^I _{AK,3}	5	359,00 162,20	3.643	18,51	18,51
6	TPU ^I _{STPU}	6	334,60 40,00	3.429	11,64	11,64
7	LPU ^I _{SLPU}	7-1 7-2	278,60 64,70 40,00	4.928 459	23,04 18,58	22,58
8	TB ^I _{STB}	8-1 8-2	184,00 60,50 38,00	1.016 169	8,23 7,51	8,12
9	DM ^I _{AK}	9	338,10 185,20	1.943	12,71	12,71
10	AO ^I _{AK,4}	10	193,80 104,70	3.429	38,48	38,48
11	BDS ^I _{SPB}	11	197,20 38,00	5.915	37,15	37,15
12	GM ^I _{AK,2}	12	242,30 155,80	11.403	131,83	131,83
13	PB _{AK}	13	144,30 72,00	20.791	287,57	287,57
14	BVS ^I _{SPB}	14	112,00 57,00	5586	101,56	101,56

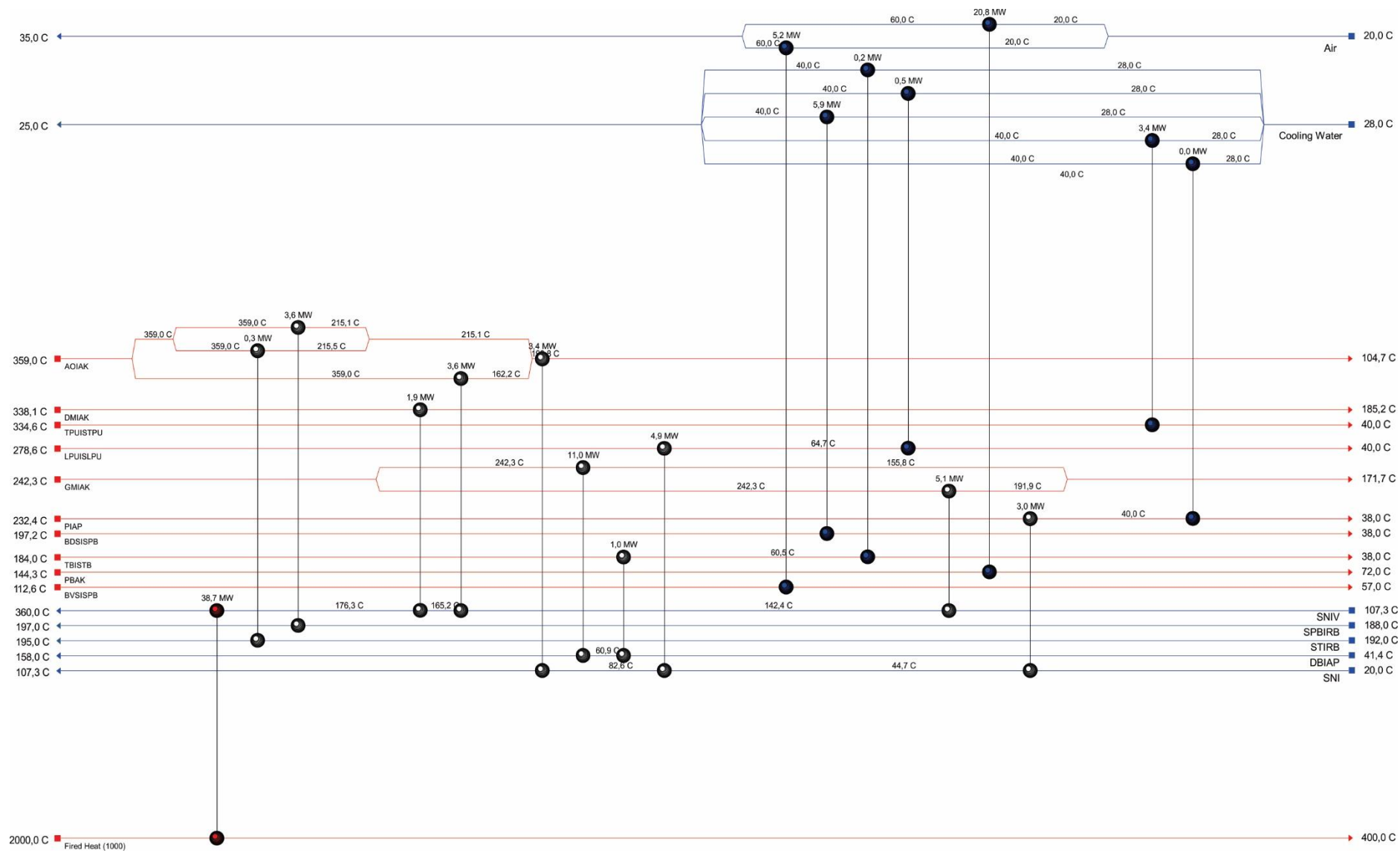
Tablica 7.2. Nastavak I

Struja	Radni fluid	Segmenti struja	$T / ^\circ\text{C}$	Q / kW	$C / [\text{kW/K}]$	$C_U / [\text{kW/K}]$
15	SN ^{IV}	15-1	107,30			
		15-2	142,40	5.116	145,75	
		15.3	165,20	3.643	159,78	
		15-4	176,30	1.943	175,05	
			360,00	38.700	210,67	195,50
16	SPB ^I _{RB}	16	188,00			
			197,00	3.737	415,22	415,22
17	ST ^I _{RB}	17	192,00			
			195,00	296	98,67	98,67
18	DB ^I _{AP}	18-1	41,40			
		18-2	59,5	1.016	56,13	
			158,00	11.403	115,77	106,51
19	SN ^I	19-1	20,00			
		19-2	44,72	3.006	121,60	
		19-3	82,60	4.928	130,10	
			107,30	3.429	138,83	130,16

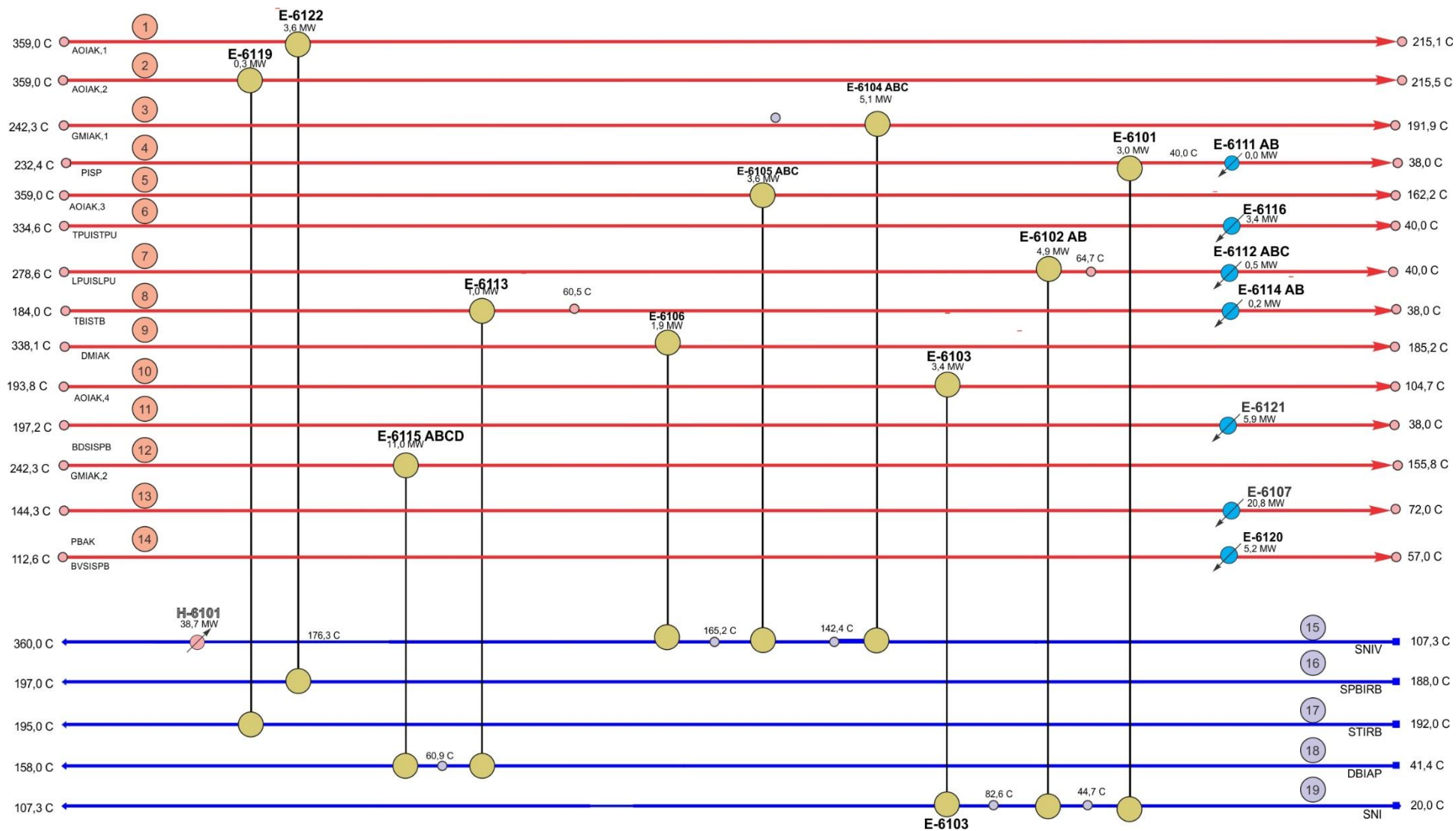
Tablica 7.3. Osnovni energetske i ekonomske parametri postojeće mreže izmjenjivača topline u pogonu AD

Ukupna toplinska snaga procesnih izmjenjivača topline [kW]	37.901
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača topline – dodatno zagrijavanje [kW]	38.701
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača topline – dodatno hlađenje [kW]	36.099
Ukupna površina izmjenjivača topline [m ²]	27.966
Ukupan broj izmjenjivača topline [–]	18
*Cijena operativnih troškova na godišnjoj razini [\$/god]	7.814.155
*Cijena investicijskih troškova [€]	7.653.552
*Ukupna cijena mreže na godišnjoj razini [\$/god]	10.281.068

*Izračunato prema metodologiji prikazanoj u poglavlju 7.1.



Slika 7.10. Mrežni („grid“) dijagram postojeće mreže izmjenjivača toplaine pripremljen u AEA®



Slika 7.11. Pojednostavljeni prikaz mrežnog dijagrama postojeće mreže izmjenjivača topline u postrojenju AD

Tablica 7.4. Parametri izmjenjivača topline i parametri struja tvari u izmjenjivačima topline (sadašnje stanje)

Izmjenjivač	$UI / \text{W/m}^2\text{K}$	Struja	Tip	Radni fluid	\dot{m}	T	h	h_0	s	s_0	e_{FZ}	e_{K}	e_{tot}	E
E-6122	473	1	topli	AO ^I _{AK,1}	9,19	632,15	820,79	26,72	7,81	6,12	289,30	43.045	43.334	398.416
			topli			482,89	415,67	26,72	7,09	6,12	100,04	43.045	43.145	396.675
		16	hladni	SPB ^I _{RB}	28,02	460,34	429,75	51,09	4,52	3,60	104,06	43.138	43.242	1.211.599
hladni	469,72	562,69	51,09			4,80	3,60	154,11	43.138	43.292	1.213.002			
E-6119	450	2	topli	AO ^I _{AK,2}	0,81	632,15	820,83	26,72	7,81	6,12	290,24	43.045	43.335	34.928
			topli			488,45	453,31	26,72	7,11	6,12	131,42	43.045	43.176	34.800
		17	hladni	ST ^I _{RB}	21,73	465,15	453,69	52,86	4,63	3,68	117,59	43.267	43.385	942.877
hladni	468,15	467,32	52,86			4,66	3,68	122,27	43.267	43.389	942.979			
E-6104	348	3	topli	GM ^I _{AK,1}	38,88	515,45	539,21	41,52	5,75	4,53	133,95	43.036	43.170	1.678.448
			topli			465,05	407,66	41,52	5,47	4,53	85,88	43.036	43.122	1.676.579
		15	hladni	SN ^{IV}	63,89	380,57	224,36	56,45	5,29	4,83	30,76	42.946	42.977	2.745.785
hladni	415,55	304,42	56,45			5,49	4,83	51,19	42.946	42.997	2.747.091			
E-6101	105	4	topli	PI _{SP}	6,76	505,55	515,88	42,60	5,56	4,39	124,44	42.863	42.987	290.595
			topli			313,15	71,08	42,60	4,46	4,39	7,61	42.863	42.871	289.805
		19	hladni	SN ^I	63,89	293,15	46,72	56,45	4,76	4,83	10,13	42.946	42.956	2.744.467
hladni	317,84	93,76	56,45			4,92	4,83	11,02	42.946	42.957	2.744.524			
E-6111	467	4	topli	PI _{SP}	6,76	313,15	71,08	42,60	4,46	4,39	7,61	42.863	42.871	289.805
			topli			311,15	67,23	42,60	4,45	4,39	6,74	42.863	42.870	289.799
		hladni	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	50	51	26			
E-6105	305	5	topli	AO ^I _{AK,3}	7,05	632,15	820,77	26,72	7,81	6,12	290,18	43.045	43.335	305.513
			topli			435,35	303,84	26,72	6,84	6,12	62,45	43.045	43.107	303.908
		15	hladni	SN ^{IV}	63,89	415,69	304,65	56,45	5,49	4,83	51,42	42.946	42.997	2.747.105
hladni	438,48	361,67	56,45			5,62	4,83	69,68	42.946	43.016	2.748.272			
E-6116	405	6	topli	TPU ^I _{STPU}	4,82	608,15	768,56	30,16	6,96	5,31	246,45	43.474	43.720	210.733
			topli			313,15	57,01	30,16	5,39	5,31	3,00	43.474	43.477	209.559
		hladni	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	50	51	3.479			
E-6102	175	7	topli	LPU ^I _{SLPU}	9,55	551,78	628,71	36,76	6,25	4,85	174,54	42.641	42.816	408.888
			topli			337,85	112,60	36,76	5,08	4,85	7,27	42.641	42.648	407.291
		19	hladni	SN ^I	63,89	317,84	93,76	56,45	4,92	4,83	10,48	42.946	42.956	2.744.489
hladni	355,75	170,87	56,45			5,15	4,83	19,01	42.946	42.965	2.745.035			

\dot{m} [kg/s], T [K], h [kJ/kg], s [kJ/kgK], e [kJ/kg], E [kW]

Tablica 7.4. Nastavak I

Zmjenjivač	$UI / W/m^2K$	Struja	Tip	Radni fluid	\dot{m}	T	h	h_0	s	s_0	e_{FZ}	e_K	e_{tot}	E
E-6112	415	7	topli	LPU ¹ _{SLPU}	9,55	337,85	112,60	36,76	5,08	4,85	7,27	42.641	42.648	407.291
			topli			313,15	64,58	36,76	4,93	4,85	3,97	42.641	42.645	407.259
			hladni	voda	9,15	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	50	51	465
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	50	53	487
E-6113	518	8	topli	TB ¹ _{STB}	3,64	457,15	396,00	45,33	4,96	4,06	82,33	42.810	42.892	156.128
			topli			333,65	116,84	45,33	4,25	4,06	14,86	42.810	42.825	155.882
			hladni	DB ¹ _{AP}	22,09	314,15	83,95	55,63	3,86	3,83	19,38	43.231	43.250	955.401
			hladni			334,05	129,95	55,63	3,99	3,83	26,62	43.231	43.258	955.561
E-6114	496	8	topli	TB ¹ _{STB}	3,64	333,65	116,84	45,33	4,25	4,06	14,86	42.810	42.825	155.882
			topli			311,15	70,26	45,33	4,11	4,06	10,02	42.810	42.820	155.865
			hladni	voda	3,38	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	50	51	172
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	50	53	180
E-6106	401	9	topli	DM ¹ _{AK}	4,72	611,15	782,26	32,25	6,94	5,27	252,10	43.519	43.771	206.600
			topli			458,35	370,48	32,25	6,17	5,27	69,89	43.519	43.589	205.740
			hladni	SN ^{IV}	63,89	438,48	361,67	56,45	5,62	4,83	69,68	42.946	43.016	2.748.272
			hladni			449,57	392,12	56,45	5,69	4,83	79,26	42.946	43.025	2.748.884
E-6103	194	10	topli	AO ¹ _{AK,4}	17,04	467,15	374,95	26,72	7,00	6,12	85,86	43.045	43.131	734.950
			topli			377,85	173,68	26,72	6,50	6,12	33,66	43.045	43.079	734.060
			hladni	SN ^I	63,89	355,75	170,87	56,45	5,15	4,83	19,01	42.946	42.965	2.745.035
			hladni			380,57	224,57	56,45	5,29	4,83	30,97	42.946	42.977	2.745.799
E-6121	541	11	topli	BDS ¹ _{SPB}	15,86	470,15	453,26	50,50	4,62	3,64	110,57	43.094	43.205	685.225
			topli			313,15	80,25	50,50	3,66	3,64	23,79	43.094	43.118	683.848
			hladni	voda	117,99	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	50	51	6.000
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	50	53	6.288
E-6115	367	12	topli	GM ¹ _{AK,2}	50,00	515,45	539,24	41,52	5,75	4,53	133,97	43.036	43.170	2.158.499
			topli			428,95	311,18	41,52	5,25	4,53	54,99	43.036	43.091	2.154.549
			hladni	DB ¹ _{AP}	22,09	334,05	129,95	55,63	3,99	3,83	26,61	43.231	43.258	955.561
			hladni			431,15	646,12	55,63	5,30	3,83	152,21	43.231	43.383	958.335
E-6107	22	13	topli	PB _{AK}	38,30	417,42	717,62	58,98	5,35	3,65	151,79	43.300	43.452	1.664.203
			topli			345,15	174,75	58,98	3,94	3,65	29,31	43.300	43.329	1.659.512
			hladni	ZRAK	380,10	298,15	298,45	298,45	6,86	6,86	0,00	0	0	0
			hladni			353,15	353,15	298,45	7,03	6,86	4,01	0	4	1.526

 \dot{m} [kg/s], T [K], h [kJ/kg], s [kJ/kgK], e [kJ/kg], E [kW]

Tablica 7.4. Nastavak II

Izmjenjivač	$UI / W/m^2K$	Struja	Tip	Radni fluid	\dot{m}	T	h	h_0	s	s_0	e_{FZ}	e_K	e_{tot}	E	
E-6120	20	14	topli	BVS ¹ _{SPB}	12,83	385,79	560,09	55,46	4,83	3,52	114,05	43.655	43.769	561.557	
			topli			329,84	124,67	55,46	3,70	3,52	15,54	43.655	43.671	560.293	
			hladni	ZRAK	102,12	298,15	298,45	298,45	6,86	6,86	0,00	0	0	0	0
			hladni			353,15	353,15	298,45	7,03	6,86	4,01	0	4	410	
PP (Procesna peć)		1		Zrak	45,80	298,15	298,45	298,45	6,86	6,86	0	0	0	0	
				Loživo ulje	1,60	377,65	173,68	26,72	6,5	6,12	33,663	43.045	43.079	69.086	
				DP	47,27	673,15	787,99	316,48	7,26	6,21	158,4525	81,8	238,08	11.254	
				SN ^{IV} +AO	100	227,28	546,33	54,971	6,518	5,29	125,2308	42.982	43.107	4.310.700	
					360	950,32	54,971	7,24	5,29	313,9565	42.982	43.296	4.329.600		
	Vodena para	2	250	2964,47	104,92	7,38	0,37	769,5185	49,96	819,37	1.639				
					420	3273,91	104,92	7,9	0,37	923,9205	49,96	973,81	1.948		

Tablica 7.5. Elementi eksergijske analize izmjenjivača topline u postojećoj mreži (Način izračuna je prikazan u tablici A2.1)

Procesna jedinica	E_F / kW	E_P / kW	E_D / kW	** E_D / kW	Eksergijska učinkovitost
E-6122	1.740,08	1.402,44	337,64	337,75	0,81
E-6119	128,01	101,68	26,33	26,17	0,79
E-6104	1.868,88	1.305,27	563,61	563,98	0,70
E-6101	789,80	56,92	732,88	731,35	0,07
E-6111	5,87	1,26	4,61	4,61	0,22
E-6105	1.605,46	1.166,66	438,79	437,45	0,73
E-6116	1.173,45	166,63	1.006,82	1.006,82	0,14
E-6102	1.597,47	545,33	1.052,14	1.049,85	0,34
E-6112	31,49	22,28	9,21	9,21	0,71
E-6113	245,60	159,94	85,66	85,66	0,65
E-6114	17,61	8,24	9,38	9,38	0,47
E-6106	860,01	612,03	247,97	249,82	0,71
E-6103	889,40	764,06	125,34	126,59	0,86
E-6121	1.376,43	287,42	1.089,01	1.089,01	0,21
E-6115	3.949,35	2.774,40	1.174,95	1.174,08	0,70
E-6107	4.690,93		4.690,93		
E-6120	1.263,89		1.263,89		
PP	57.832	19.209	38.624		0,33

**Kontrolni izračun korištenjem generirane entropije

7.3 Analiza sustava za povrat otpadne toplinske energije

Kao što je u prethodnom dijelu poglavlja objašnjeno, postupak projektiranja sustava za povrat otpadne toplinske energije (kreiranjem nove mreže izmjenjivača topline) realiziran je u HI Project okruženju prelaskom na projektnu razinu („Design Level“), za definirane ekonomske parametre HENS zadatka (tablica 7.1.), parametre procesnih struja tvari (tablica 7.2.) kao i za definiranu minimalnu temperaturnu razliku $\Delta T_{\min} = 18 \text{ }^{\circ}\text{C}$ kako je prikazano na slici 7.3. Rezultati postupka pretprojektiranja su prikazani u tablici 7.6. i ilustrirani na slikama A1.76 i A1.77. dok je inicijalna mreža prikazana na slici 7.16 .

Tablica 7.6. Osnovni energetske i ekonomski parametri inicijalne HEN u pogonu AD

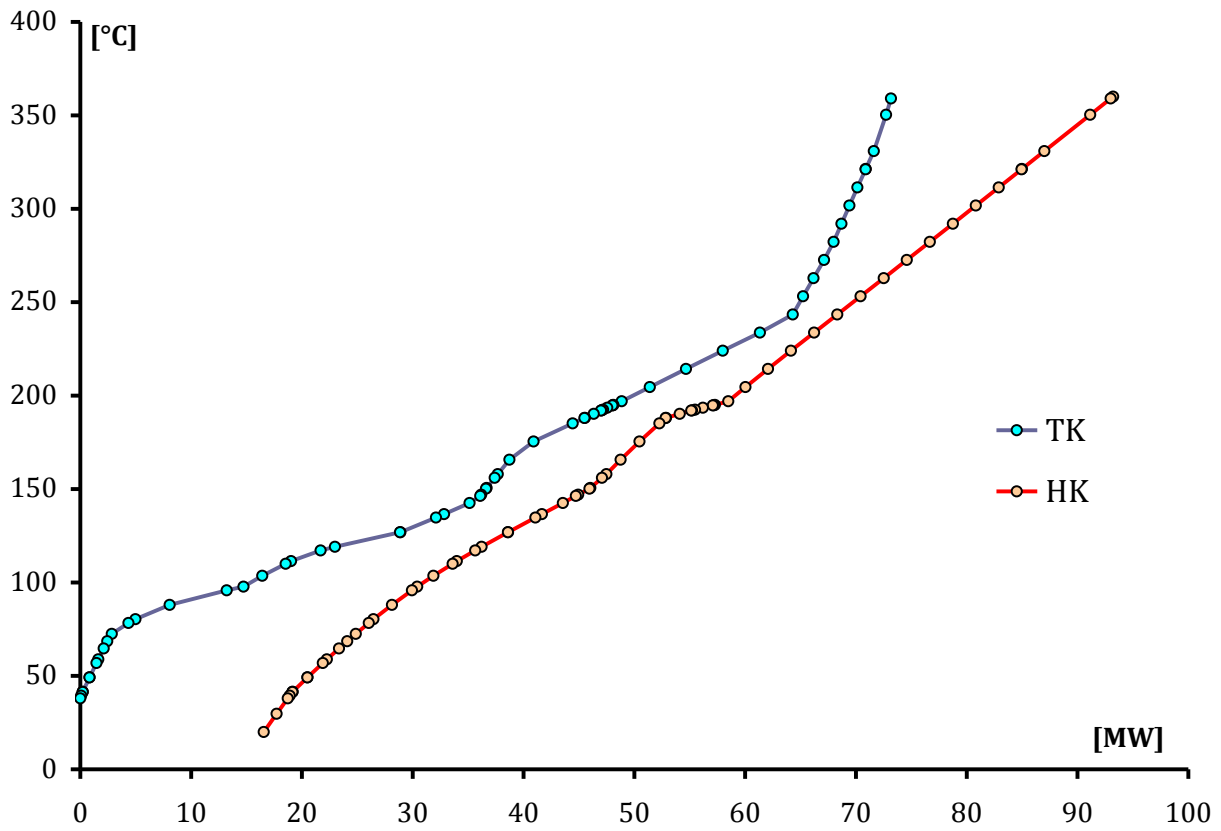
Ukupna toplinska snaga procesnih izmjenjivača topline ³⁸ [kW]	56.552
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača topline ³⁹ – dodatno zagrijavanje [kW]	20.047
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača topline – dodatno hlađenje [kW]	17.448
Ukupna površina izmjenjivača topline [m ²]	11.865
Ukupan broj izmjenjivača topline [-]	26
*Cijena operativnih troškova na godišnjoj razini [\$/god]	4.129.186
*Cijena investicijskih troškova [\$]	3.631.546
*Ukupna cijena mreže na godišnjoj razini [\$/god]	5.299.716

*Dobiveno prema metodologiji prikazanoj u poglavlju 7.1

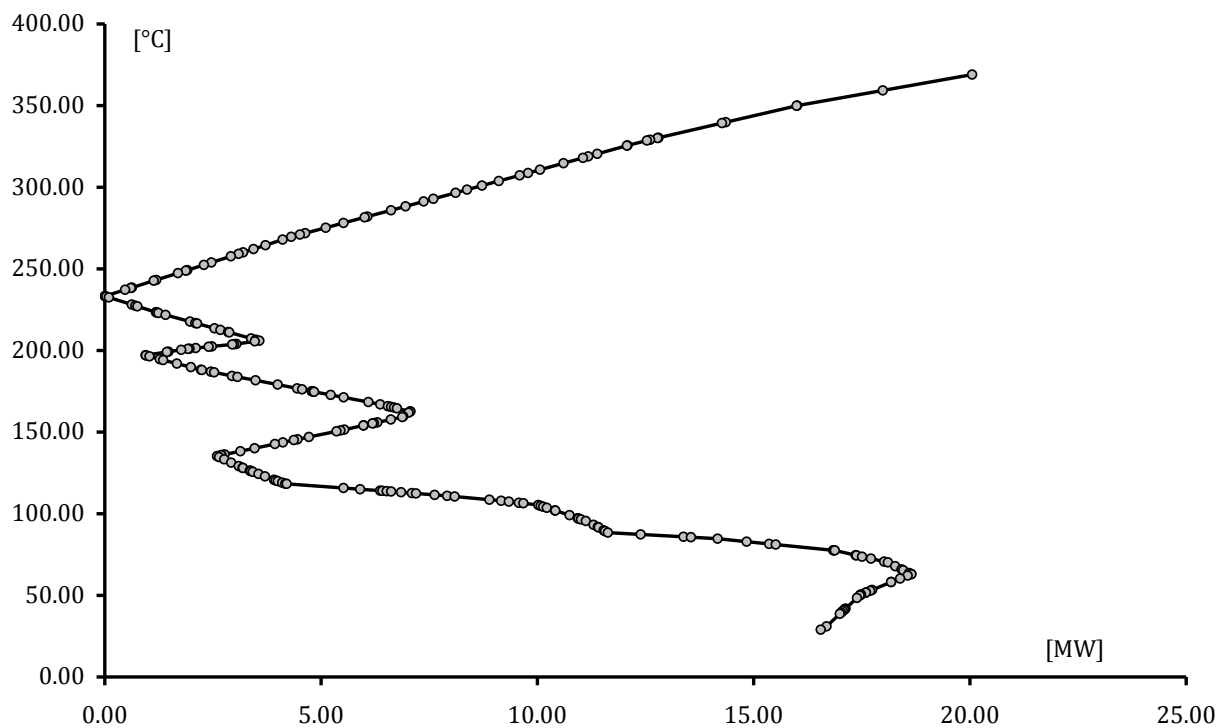
Proces prerade nafte je vrlo varijabilan te je u svakom trenutku potrebno održavati zadane parametre. Mreža izmjenjivača topline mora osigurati nesmetan rad i održavanje radnih parametara a potrebno je voditi računa i o kombinaciji struja tvari u njoj. Prema inicijalnom rješenju predviđena je izmjena toplinske energije između struja DB_{AP}^I i PB_{AK} . Pošto je struja DB_{AP}^I jedan od produkata koji se dobivaju iz struje PB_{AK} i ne postoji dodatan izvor energije s ciljem regulacije procesa, izmjena toplinske energije između njih nije zadovoljavajuće rješenje. Zbog čestih promjena u procesu regulacija parametara procesa je otežana zbog međusobnog fizičkog utjecaja struja tvari. Na primjer pri povećanju protoka PB_{AK} za njegovo hlađenje na zadanu temperaturu potrebno je odvesti više toplinske energije, te bi se struja DB_{AP}^I morala zagrijati na višu temperaturu, ako je to uopće moguće zbog ograničenja procesa. Stoga je potrebno određeno vrijeme da se opet uspostave svi zadani parametri. Ovaj problem osobito dolazi do izražaja kod većih poremećaja i pri pokretanju postrojenja kad se proizvodnja PB_{AK} uspostavlja prije nego proizvodnja DB_{AP}^I . U toj situaciji hladna struja ne protječe kroz izmjenjivač topline te odvođenje toplinske energije nije moguće.

³⁸ Izmjenjivači topline u kojima procesne struje tvari međusobno izmjenjuju toplinsku energiju

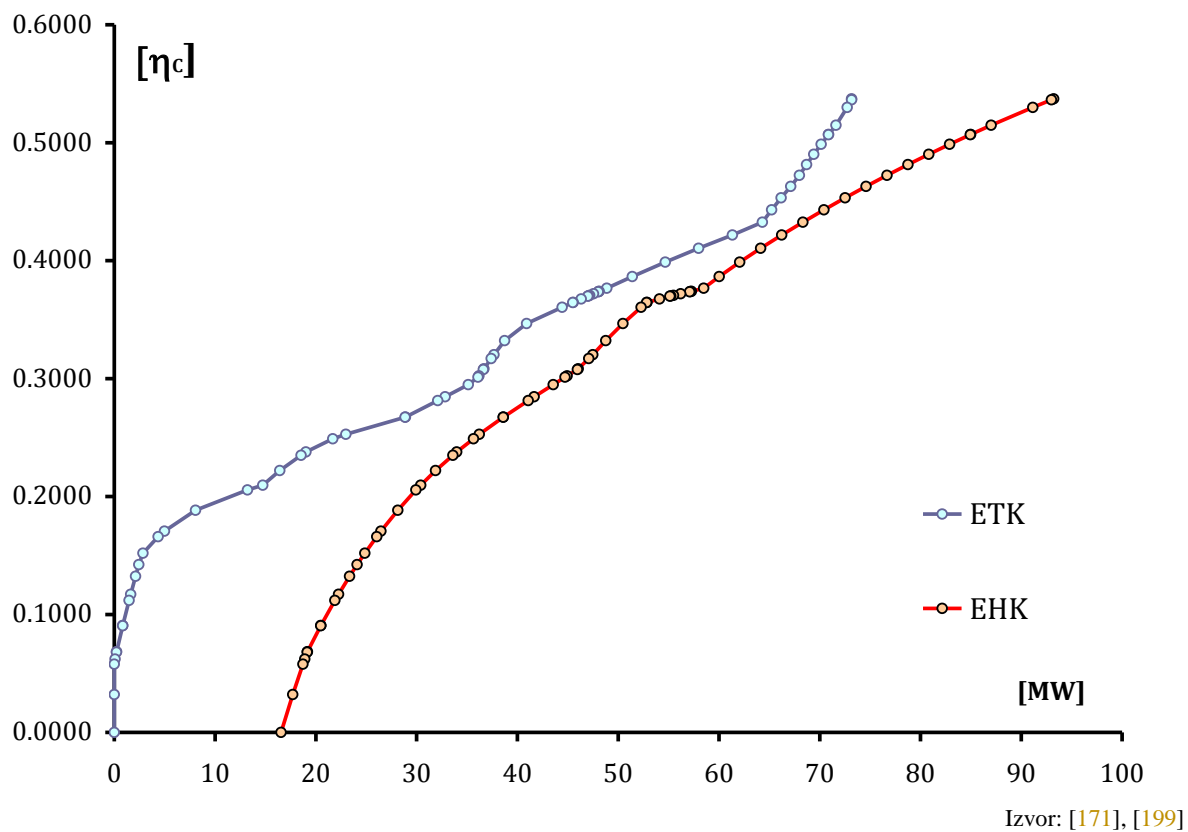
³⁹ Izmjenjivači topline u kojima se procesne struje tvari zagrijavaju/hlade korištenjem dodatnih izvora energije



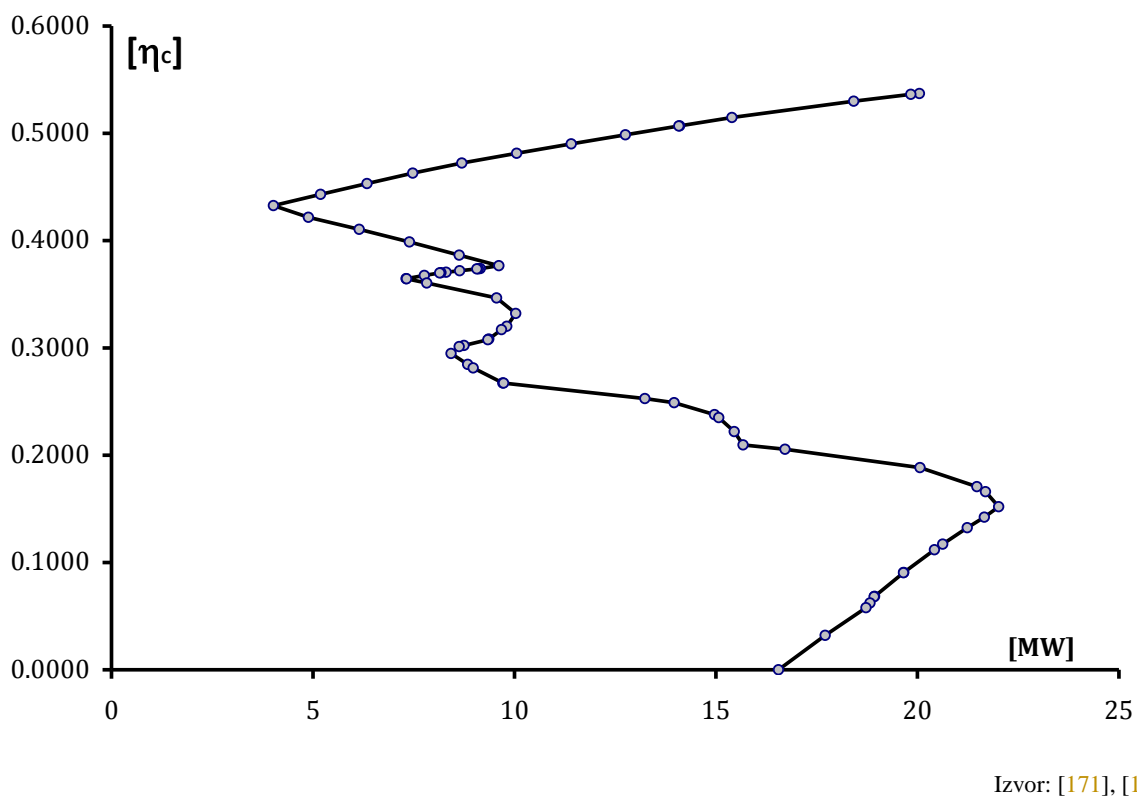
Slika 7.12. Kompozitne krivulje



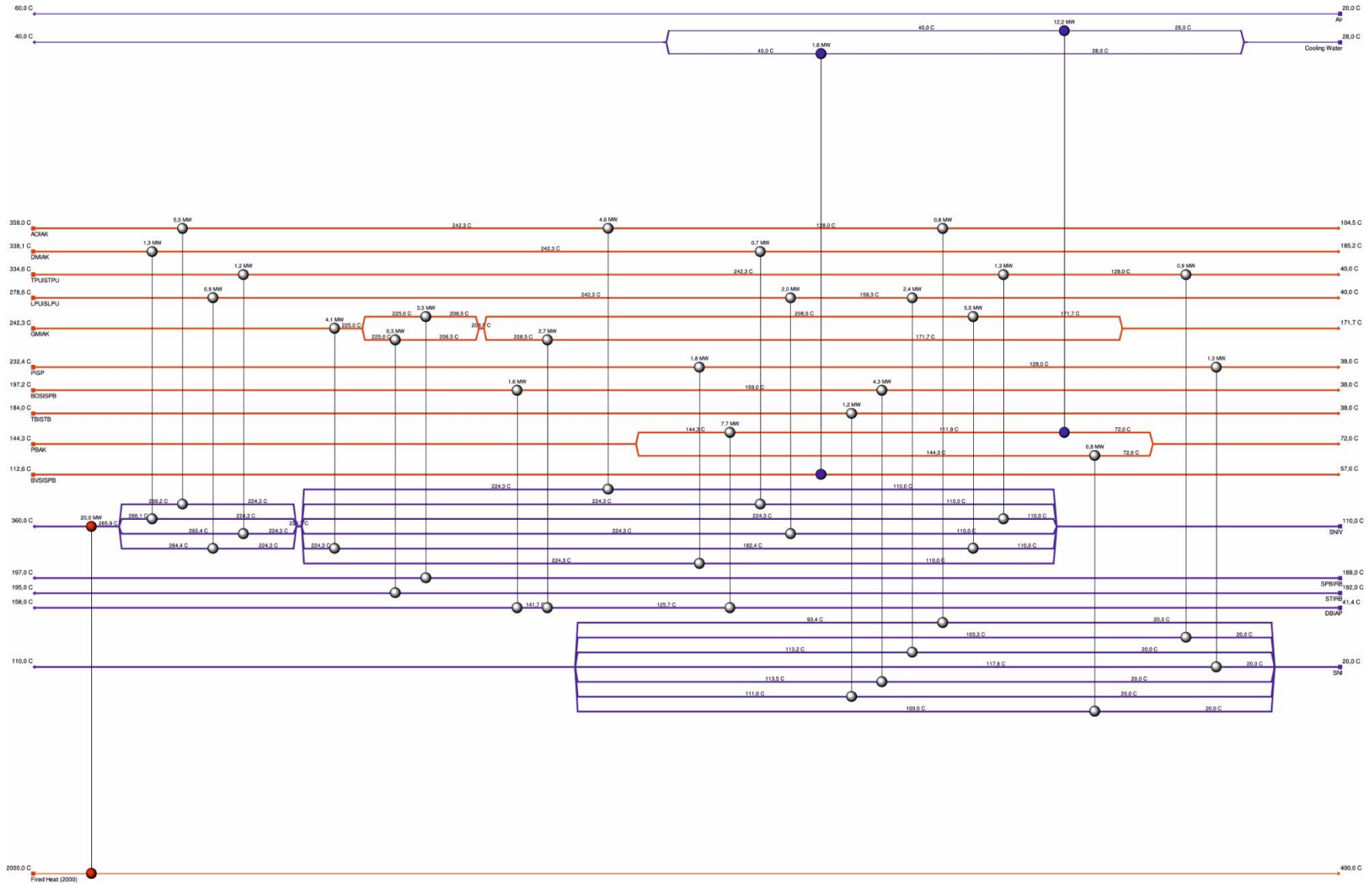
Slika 7.13. Velika kompozitna krivulja



Slika 7.14. Eksergijske integralne krivulje



Slika 7.15. Velika eksergijska krivulja



Slika 7.16. Mreža izmjenjivača toplote koja zadovoljava teorijske ciljeve pinch analize

Problem je moguće riješiti dodatnim izmjenjivačima topline u kojima bi se PB_{AK} hladio na željenu temperaturu korištenjem rashladnog medija. To komplicira mrežu izmjenjivača topline i sustav regulacije procesa, te uzrokuje dodatne troškove. Zato je najbolje da se u varijabilnim procesima izbjegavaju ovakve kombinacije. Struje BVS_{SPB}^I i BDS_{SPB}^I predstavljaju dio produkata struje DB_{AP}^I te zbog prethodno opisanog razloga izmjena toplinske energije između njih također ne predstavlja kvalitetno rješenje problema.

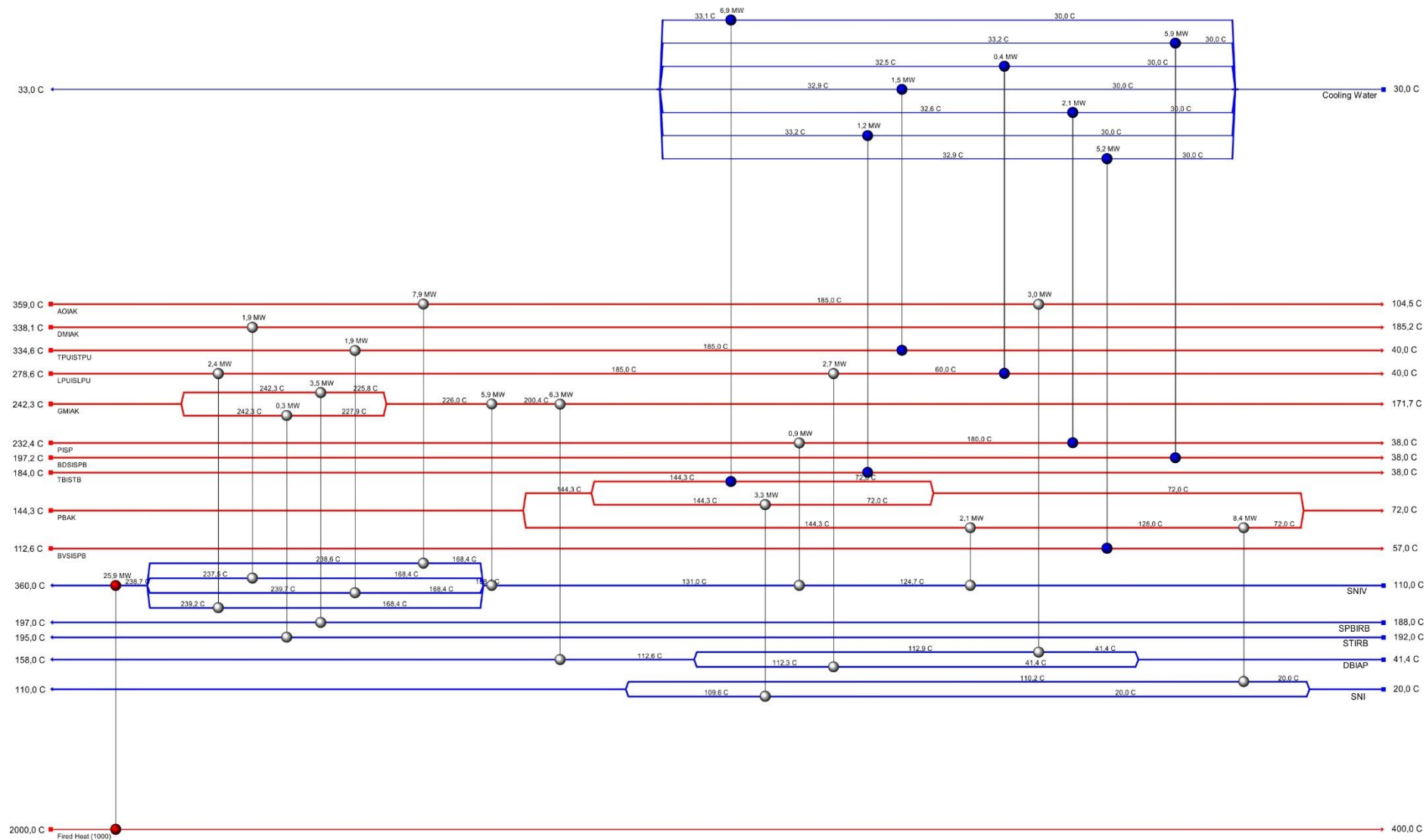
7.4 Prijedlog nove mreže izmjenjivača topline

Za postizanje konačnog zadovoljavajućeg rješenja s ciljem boljeg iskorištenja raspoložive toplinske energije posebnu pažnju je potrebno posvetiti strujama koje zbog procesnih ograničenja ne mogu međusobno izmjenjivati toplinsku energiju. Uzimajući to u obzir dobiveno je rješenje koje zadovoljava opisana procesna ograničenja (slika 7.17.). Za zadovoljavanje potreba procesa, uz novu mrežu izmjenjivača topline potrebno je 25,86 MW toplinske energije iz vanjskih izvora uz odvođenje 23,25 MW toplinske energije korištenjem rashladnih medija (tablica 7.7.). Dobiveno rješenje zahtijeva dovođenje 29% više energije u odnosu na postavljeni energetske cilj te je istovremeno potrebno odvesti 33% više energije. U tablici 7.8. su prikazani podaci o strujama u predloženoj mreži izmjenjivača topline, a u tablici 7.9. parametri izmjenjivača topline i struja tvari u izmjenjivačima topline. Osnovni elementi eksergijske analize predložene mreže izmjenjivača topline su prikazani u tablici 7.10.

Tablica 7.7. Osnovni energetske i ekonomski parametri predložene HEN u pogonu AD

Ukupna toplinska snaga procesnih izmjenjivača topline [kW]	50.752
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača topline – dodatno zagrijavanje [kW]	25.856
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača topline – dodatno hlađenje [kW]	23.248
Ukupna površina izmjenjivača topline [m ²]	7.946
Ukupan broj izmjenjivača topline [-]	22
Cijena operativnih troškova na godišnjoj razini [\$/god]	5.330.539
*Cijena investicijskih troškova [\$]	2.368.271
*Ukupna cijena mreže na godišnjoj razini [\$/god]	6.093.887

*Dobiveno prema metodologiji prikazanoj u poglavlju 7.1.



Slika 7.17. Nova (modificirana) mreža izmjenjivača topline

Tablica 7.8. Detaljni podaci o strujama u predloženoj mreži izmjenjivača topline

Struja	Radni fluid	Segmenti struja	$T / ^\circ\text{C}$	Q / kW	$C / [\text{kW/K}]$	$C_U / [\text{kW/K}]$			
1	AO ^I _{AK}	1-1	359,00	7.918	45,51	43,06			
		1-2	185,00	3.042	37,79				
2	DM ^I _{AK}	2	104,50	1.948	12,72	12,72			
			338,10						
3	TPU ^I _{STPU}	3-1	185,00	1.942	12,98	11,68			
			3-2				185,00	1.498	10,33
4	LPU ^I _{SLPU}	4-1	40,00	2.357	25,18	22,56			
			278,60						
			4-2				185,00	2.657	21,26
			60,00				370	18,50	
5	GM ^I _{AK,1}	5	40,00	3.541	214,61	214,61			
			242,30						
6	GM ^I _{AK,2}	6	225,80	344	23,89	23,89			
			242,30						
7	GM ^I _{AK,3}	7-1	227,90	5.906	230,70	225,64			
			7-2				200,40	6.346	221,11
			171,70						
8	P ^I _{SP}	8-1	232,40	914	17,44	15,60			
			8-2				180,00	2.118	14,92
			38,00						
9	BDS ^I _{SPB}	9	197,20	5907	37,10	37,10			
			38,00						
10	TB ^I _{STB}	10	184,00	1.186	8,12	8,12			
			38,00						
11	PB _{AK,1}	11-1	144,30	2.119	130,00	145,41			
			11-2				128,00	8.394	149,89
			72,00						
12	PB _{AK,2}	12	144,30	3.322	45,95	45,95			
			72,00						

Tablica 7.8. Nastavak I

Struja	Radni fluid	Segmenti struja	$T / ^\circ\text{C}$	Q / kW	$C / [\text{kW/K}]$	$C_U / [\text{kW/K}]$
13	PB _{AK,3}	13	144,30 72,00	6.942	96,02	96,02
14	BVS ^I _{SPB}	14	112,00 57,00	5222	94,95	94,95
15	SN ^{IV} ₁	15-1 15-2 15-3	110,00 124,70 131,00 168,40	2.119 914 5.906	144,15 145,08 157,91	153,07
16	SN ^{IV} ₂	16	168,40 238,60	7.918	112,79	112,79
17	SN ^{IV} ₃	17	168,40 237,50	1.948	28,19	28,19
18	SN ^{IV} ₃	18	168,40 239,70	1.942	27,24	27,24
19	SN ^{IV} ₄	19	168,40 239,20	2.357	33,29	33,29
20	SN ^{IV} ₅	20	238,70 360,00	25.910	213,60	213,60
21	SPB ^I _{RB}	21	188,00 197,00	3.541	393,44	393,44
22	ST ^I _{RB}	22	192,00 195,00	344	114,67	114,67
23	DB ^I _{AP,1}	23	41,40 112,90	3.042	42,55	42,55
24	DB ^I _{AP,2}	24	41,40 112,30	2.657	37,48	37,48
25	DB ^I _{AP,3}	25	112,60 158,00	6.346	139,78	139,78
26	SN ^I ₁	26	20,00 110,20	8.394	93,06	93,06
27	SN ^I ₂	27	20,00 109,60	3.322	37,08	37,08

Tablica 7.9. Parametri izmjenjivača topline i parametri struja tvari u izmjenjivačima topline

Izm. topline	$UI/W/m^2K$	Struja	Tip	Radni fluid	\dot{m}	T	h	h_0	s	s_0	e_{FZ}	e_K	e_{tot}	E
HE-1		1-1	topli	AO ^I _{AK}	17,04	632,11	820,69	26,72	7,81	6,12	289,96	43,045	43,335	738,428
			topli			458,15	356,05	26,72	6,96	6,12	79,57	43,045	43,125	734,843
		15	hladni	SN ^{IV} ₂	35,78	439,87	365,38	56,45	5,63	4,83	69,60	42,946	43,016	1.539.098
			hladni			510,27	586,70	56,45	6,10	4,83	151,34	42,946	43,097	1.542.023
HE-2		1-2	topli	AO ^I _{AK}	17,04	458,15	356,05	26,72	6,96	6,12	79,57	43,045	43,125	734,843
			topli			377,65	177,58	26,72	6,52	6,12	32,75	43,045	43,078	734,045
		23	hladni	DB ^I _{AP,1}	11,79	314,56	87,35	55,63	3,86	3,83	21,34	43,231	43,252	509,945
			hladni			384,16	345,29	55,63	4,58	3,83	66,94	43,231	43,298	510,483
HE-3		2	topli	DM ^I _{AK}	4,72	611,26	782,15	32,25	6,94	5,27	251,98	43,519	43,771	206,599
			topli			458,35	370,15	32,25	6,17	5,27	69,77	43,519	43,589	205,739
		16	hladni	SN ^{IV} ₃	8,63	439,87	365,38	56,45	5,63	4,83	69,60	42,946	43,016	371,225
			hladni			511,47	590,76	56,45	6,11	4,83	153,01	42,946	43,099	371,944
HE-4		3-1	topli	TPU ^I _{STPU}	4,82	607,43	767,33	30,16	6,96	5,31	245,56	43,474	43,720	210,728
			topli			458,15	366,75	30,16	6,21	5,31	68,09	43,474	43,542	209,873
			hladni	SN ^{IV} ₄	8,94	439,82	365,24	56,45	5,63	4,83	69,56	42,946	43,016	384,559
			hladni			508,65	581,22	56,45	6,09	4,83	149,09	42,946	43,095	385,270
HE-5		3-2	topli	TPU ^I _{STPU}	4,82	458,15	366,75	30,16	6,21	5,31	68,09	43,474	43,542	209,873
			topli			313,15	57,01	30,16	5,39	5,31	3,00	43,474	43,477	209,559
			hladni	voda	29,77	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	50	50	1,498
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	50	52	1,542
HE-6		4-1	topli	LPU ^I _{SLPU}	9,55	551,44	627,45	36,76	6,25	4,85	172,12	42,641	42,813	408,865
			topli			458,15	381,46	36,76	5,77	4,85	71,38	42,641	42,712	407,903
			hladni	SN ^{IV} ₅	10,54	439,82	365,24	56,45	5,63	4,83	69,56	42,946	43,016	453,384
			hladni			510,70	588,15	56,45	6,10	4,83	151,93	42,946	43,098	454,252
HE-7		4-2	topli	LPU ^I _{SLPU}	9,55	458,15	381,46	36,76	5,77	4,85	71,38	42,641	42,712	407,903
			topli			333,15	103,20	36,76	5,06	4,85	4,74	42,641	42,646	407,267
		24	hladni	DB ^I _{AP,2}	10,30	314,56	87,35	55,63	3,86	3,83	21,34	43,231	43,252	445,499
			hladni			384,17	345,34	55,63	4,58	3,83	66,95	43,231	43,298	445,969
HE-8		4-3	topli	LPU ^I _{SLPU}	9,55	333,15	103,20	36,76	5,06	4,85	4,74	42,641	42,646	407,267
			topli			313,15	64,58	36,76	4,93	4,85	3,97	42,641	42,645	407,259
			hladni	voda	7,36	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	50	50	370
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	50	52	381
HE-9		5	topli	GM ^I _{AK,1}	80,00	515,47	539,19	41,52	5,75	4,53	134,85	43,036	43,171	3.453.668
			topli			497,65	491,46	41,52	5,65	4,53	117,40	43,036	43,153	3.452.272
		21	hladni	SPB ^I _{RB}	27,47	460,38	429,75	51,09	4,52	3,68	126,97	43,138	43,265	1.188.489
			hladni			470,15	568,76	51,09	4,82	3,68	179,25	43,138	43,317	1.189.925
HE-10		6	topli	GM ^I _{AK,2}	8,89	515,47	539,19	41,52	5,75	4,53	134,85	43,036	43,171	383,789
			topli			499,71	496,92	41,52	5,66	4,53	119,34	43,036	43,155	383,651
		22	hladni	ST ^I _{RB}	23,85	465,20	453,61	52,86	4,63	3,68	117,14	43,267	43,384	1.034.712
			hladni			468,15	469,39	52,86	4,66	3,68	122,88	43,267	43,390	1.034.849

\dot{m} [kg/s], T [K], h [kJ/kg], s [kJ/kgK], e [kJ/kg], E [kW]

Tablica 7.9. Nastavak I

Izm. topline	$UI/W/m^2K$	Struja	Tip	Radni fluid	\dot{m}	T	h	h_0	s	s_0	e_{FZ}	e_K	e_{tot}	E		
HE-11		7-1	topli	GM ^I _{AK,3}	88,89	497,86	492,00	41,52	5,65	4,53	117,59	43.036	43.154	3.835.923		
			topli			473,55	429,04	41,52	5,52	4,53	93,72	43.036	43.130	3.833.801		
			hladni			404,12	277,74	56,45	5,43	4,83	43,88	42.946	42.990	2.746.623		
HE-12		15-3	hladni	SN ^{IV} ₁	63,89	439,87	365,38	56,45	5,63	4,83	69,60	42.946	43.016	2.748.267		
			topli			473,55	429,04	41,52	5,52	4,53	93,72	43.036	43.130	3.833.801		
			topli			443,52	354,26	41,52	5,35	4,53	67,26	43.036	43.103	3.831.448		
HE-13		7-2	hladni	DB ^I _{AP,3}	22,09	384,17	345,32	55,63	4,58	3,83	66,94	43.231	43.298	956.452		
			topli			431,15	646,24	55,63	5,31	3,83	150,82	43.231	43.382	958.304		
			topli			505,02	515,86	42,60	5,55	4,39	126,34	42.863	42.989	290.608		
HE-14		8-1	topli	P ^I _{SP}	6,76	453,15	380,61	42,60	5,27	4,39	75,25	42.863	42.938	290.263		
			topli			397,88	263,44	56,45	5,39	4,83	40,22	42.946	42.986	2.746.342		
			hladni			404,12	277,74	56,45	5,43	4,83	43,88	42.946	42.990	2.746.576		
HE-15		8-2	topli	P ^I _{SP}	6,76	453,15	380,61	42,60	5,27	4,39	75,25	42.863	42.938	290.263		
			topli			311,15	67,21	42,60	4,45	4,39	7,80	42.863	42.871	289.807		
			hladni			voda	42,25	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	50	50	2.126
HE-16		9	hladni	BDS ^I _{SPB}	15,86	313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	50	52	2.188		
			topli			470,41	453,46	50,50	4,62	3,64	112,01	43.094	43.206	685.247		
			topli			311,15	76,23	50,50	3,65	3,64	23,33	43.094	43.117	683.841		
HE-17		10	hladni	voda	119,31	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	50	50	6.004		
			topli			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	50	52	6.179		
			topli			457,56	397,25	45,33	4,96	4,06	84,05	42.810	42.894	156.134		
HE-18		11	topli	TB ^I _{STB}	3,64	311,15	70,30	45,33	4,11	4,06	11,07	42.810	42.821	155.869		
			hladni			voda	23,73	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	50	50	1.194
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	50	52	1.229		
HE-19		11-1	topli	PB _{AK,1}	19,38	417,42	717,62	58,98	5,35	3,65	151,70	43.300	43.452	842.094		
			topli			401,15	608,31	58,98	5,08	3,65	121,70	43.300	43.422	841.513		
			hladni			383,15	230,28	56,45	5,30	4,83	32,38	42.946	42.978	2.745.842		
HE-20		15-1	hladni	SN ^{IV} ₁	63,89	397,88	263,44	56,45	5,39	4,83	40,22	42.946	42.986	2.746.342		
			topli			401,15	608,62	58,98	5,08	3,65	122,01	43.300	43.422	841.518		
			topli			345,15	174,94	58,98	3,94	3,65	29,83	43.300	43.330	839.732		
HE-21		26	hladni	SN ^I ₁	45,68	293,15	46,72	56,45	4,76	4,83	10,13	42.946	42.956	1.962.189		
			hladni			383,34	230,71	56,45	5,31	4,83	32,50	42.946	42.978	1.963.210		
			topli			417,42	718,04	58,98	5,35	3,65	152,12	43.300	43.452	266.275		
HE-22		12	topli	PB _{AK,2}	6,13	345,15	174,94	58,98	3,94	3,65	29,83	43.300	43.330	265.525		
			hladni			293,15	46,72	56,45	4,76	4,83	10,13	42.946	42.956	782.231		
			hladni			382,79	229,48	56,45	5,30	4,83	32,17	42.946	42.978	782.632		
HE-23		13	topli	PB _{AK,3}	12,79	417,42	718,04	58,98	5,35	3,65	152,12	43.300	43.452	555.753		
			topli			345,15	174,94	58,98	3,94	3,65	29,83	43.300	43.330	554.189		
			hladni			voda	138,53	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	50	50	6.971
HE-24			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	50	52	7.174		

\dot{m} [kg/s], T [K], h [kJ/kg], s [kJ/kgK], e [kJ/kg], E / [kW]

Tablica 7.9. Nastavak II

Izm. topline	$UI/W/m^2K$	Struja	Tip	Radni fluid	\dot{m}	T	h	h_0	s	s_0	e_{FZ}	e_K	e_{tot}	E	
HE-21		14	topli	BVS ^I _{SPB}	12,83	385,79	560,04	55,46	4,83	3,52	113,91	43.655	43.769	561.555	
			topli				330,15	125,69	55,46	3,66	3,52	27,26	43.655	43.682	560.443
			hladni	voda	111,13	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	50	50	5.593	
			hladni				313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	50	52	5.755
PP (Procesna peć)		1		Zrak	30,39	298,15	298,45	298,45	6,86	6,86	0	0	0	0	
				Loživo ulje	1,06	377,65	173,68	26,72	6,5	6,12	33,663	43.045	43.079	45.726	
				DP	31,29	673,15	787,99	316,48	7,26	6,21	158,4525	81,8	238,08	11.254	
				SN ^{IV} +AO	100	270,96	674,57	54,971	6,766	5,29	179,5296	42.982	43.162	4.316.153	
							360	950,32	54,971	7,24	5,29	313,9565	42.982	43.296	4.329.596
		4		Vodena para	2	250	2964,47	104,92	7,38	0,37	769,5185	49,96	819	1.639	
						420	3273,91	104,92	7,9	0,37	923,9205	49,96	974	1.948	

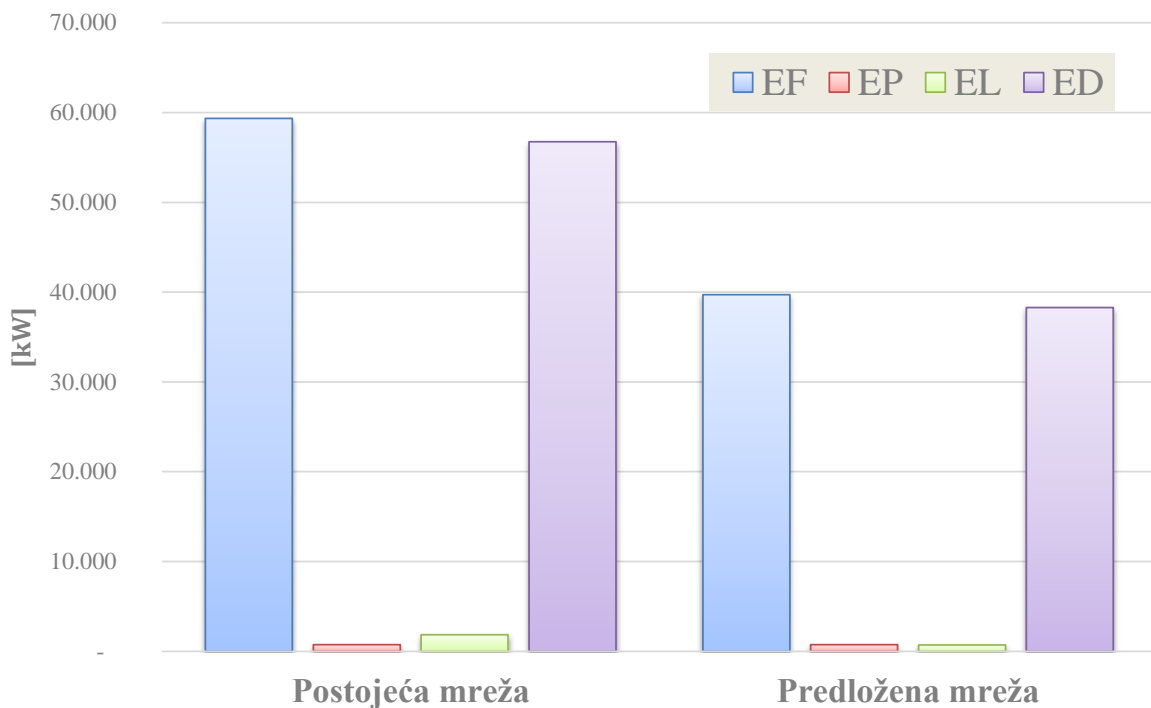
Tablica 7.10. Elementi eksergijske analize izmjenjivača topline u predloženoj mreži (Način izračuna je prikazan u tablici A2.1)

Izmjenjivač topline	Eksergija goriva	Eksergija produkta	Destrukcija eksergije	**Destrukcija eksergije	Eksergijska učinkovitost
HE-1	3.585,05	2.924,52	660,52	661,98	0,82
HE-2	797,79	537,56	260,23	260,23	0,67
HE-3	860,01	719,81	140,20	140,61	0,84
HE-4	855,36	711,02	144,34	144,34	0,83
HE-5	313,76	43,56	270,20	270,20	0,14
HE-6	962,11	868,24	93,87	94,11	0,90
HE-7	636,41	469,75	166,67	166,67	0,74
HE-8	7,34	7,34	> 0		0,95 < η_E < 1
HE-9	1.395,92	1.395,92	> 0		0,95 < η_E < 1
HE-10	137,92	136,73	1,20	1,76	0,99
HE-11	2.122,02	1.643,30	478,72	481,25	0,77
HE-12	2.352,57	1.852,86	499,71	499,71	0,79
HE-13	345,35	234,02	111,33	110,79	0,68
HE-14	455,98	61,81	394,16	394,16	0,14
HE-15	1.406,38	174,57	1.231,81	1.231,81	0,12
HE-16	265,64	34,72	230,92	230,92	0,13
HE-17	581,34	500,50	80,84	80,84	0,86
HE-18	1.786,38	1.021,46	764,92	764,92	0,57
HE-19	749,41	401,31	348,09	348,09	0,54
HE-20	1.564,12	202,68	1.361,44	1.361,44	0,13
HE-21	1.111,66	162,60	949,07	949,07	0,15
PP	38.210	13.751	24.458		0,36

**Kontrolni izračun korištenjem generirane entropije

7.4.1 Eksergijska analiza nove mreže izmjenjivača topline

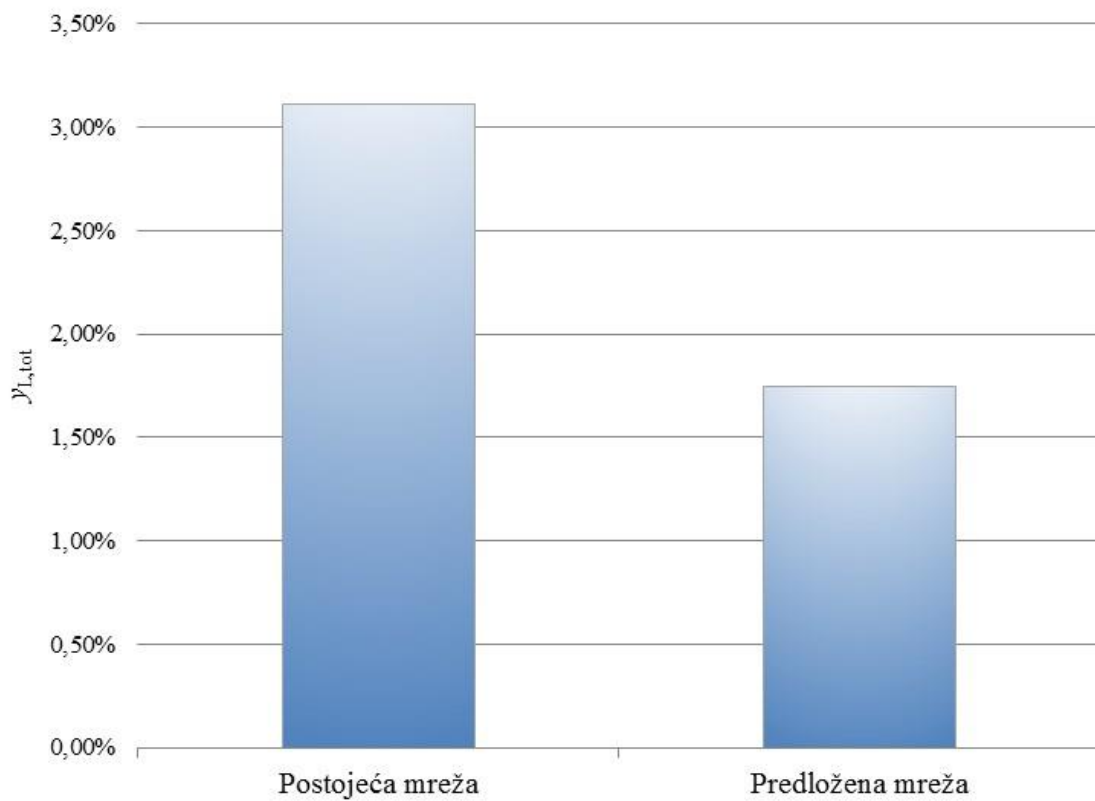
Nakon što je kreirana mreža izmjenjivača topline provedena je eksergijska analiza. Na slikama 7.18. i 7.19. je vidljivo da predložena mreža izmjenjivača topline ima značajno nižu apsolutnu vrijednost eksergije goriva što je rezultat boljeg iskorištenja raspoložive otpadne toplinske energije i rezultirajućeg smanjenja potrošnje goriva u procesnoj peći. Smanjenje potrebe za rashladnim medijima rezultiralo je smanjenjem gubitaka eksergije sustava ($E_{L,tot}$). Bolje iskorištenje raspoložive otpadne toplinske energije u izmjenjivačima topline dovelo je do smanjenja destrukcije eksergije u sustavu.



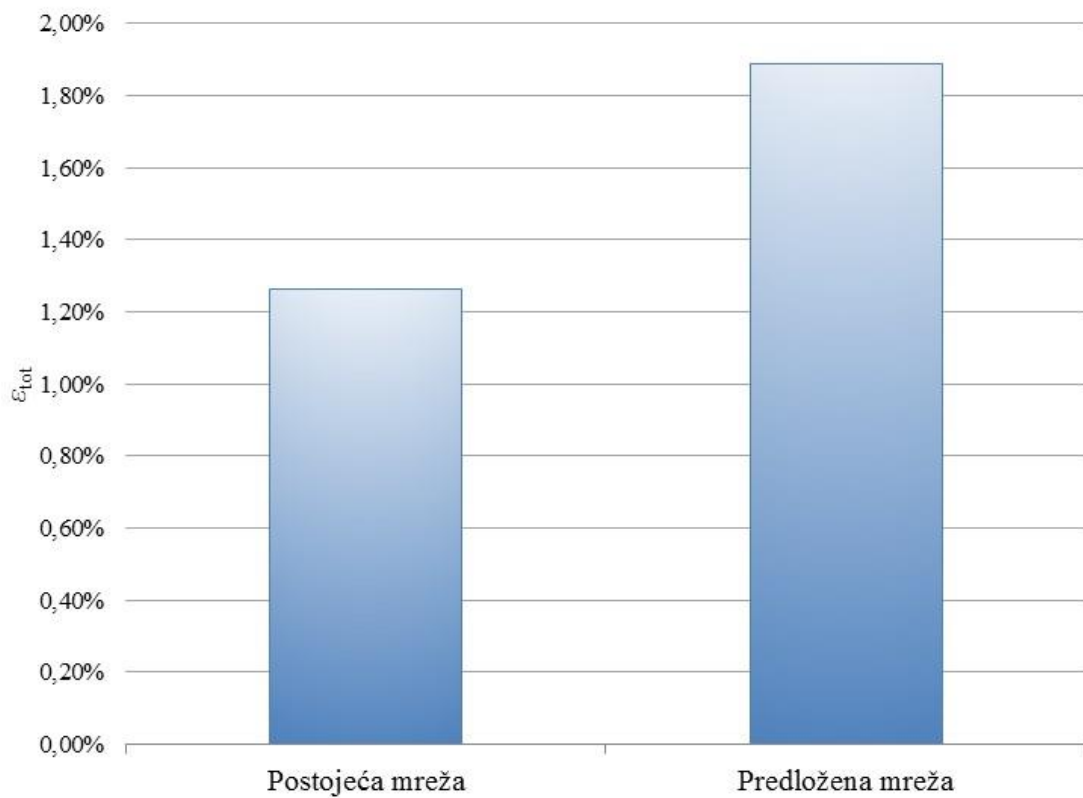
Slika 7.18. Bilanca eksergije za postojeću i novu mrežu izmjenjivača topline

Pošto je ulazna pretpostavka da parametri procesa i svojstva produkata ostaju nepromijenjena i na ulazu i izlazu iz RP, eksergija produkata u predloženoj mreži izmjenjivača topline u odnosu na postojeću je nepromijenjena. Kako je na prethodnoj slici pokazano da je eksergija goriva znatno manja kod nove mreže izmjenjivača topline, rezultat je njena veća eksergijska učinkovitost (slika 7.20.).

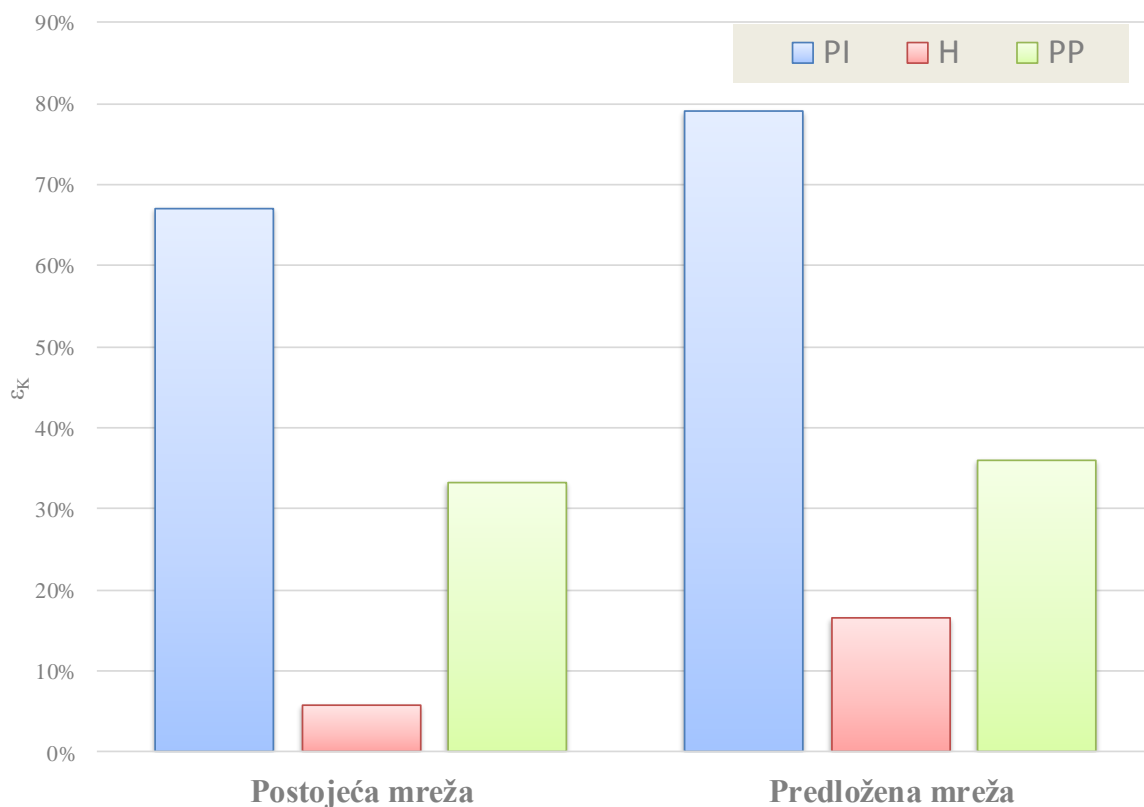
Eksergijska učinkovitost sva tri podsustava u novoj mreži izmjenjivača topline je veća nego kod postojeće mreže (slika 7.21.). To je rezultat manje potrebe za toplinskom energijom, manje potrebe za hlađenjem i boljeg iskorištavanja raspoložive otpadne toplinske energije u izmjenjivačima topline u novoj mreži.



Slika 7.19. Koeficijent gubitka eksergije sustava ($y_{L,tot}$)



Slika 7.20. Eksergijska učinkovitost stare i nove mreže izmjenjivača topline



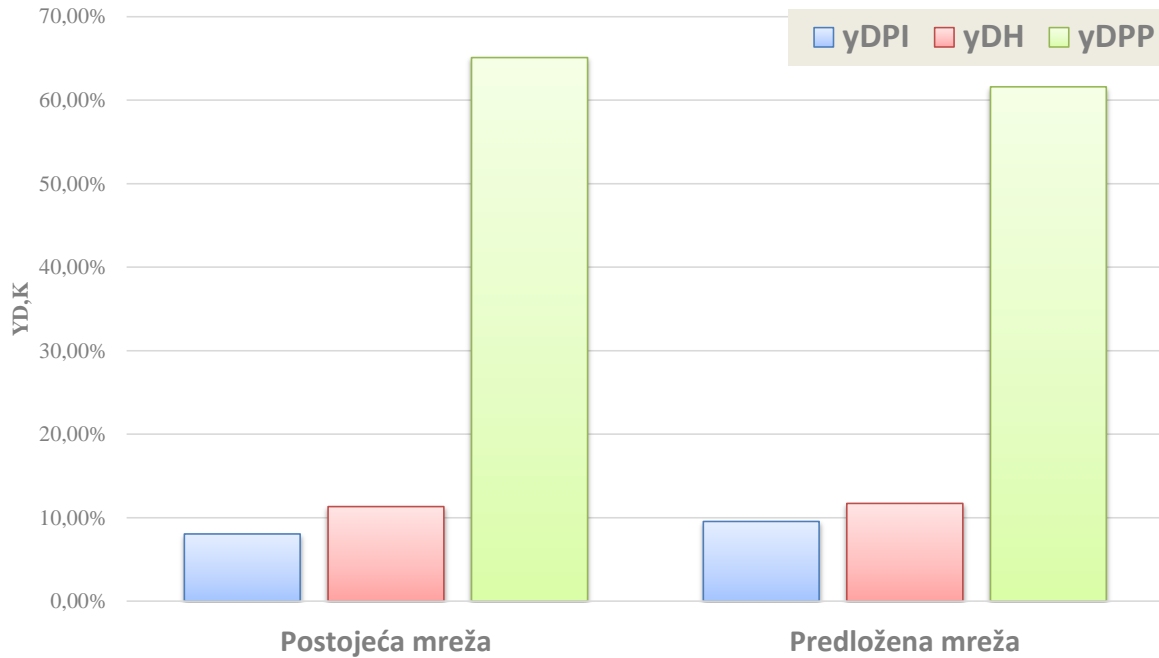
Slika 7.21. Eksргиjska učinkovitost u podsustavima (PI – procesni izmjenjivači, H – hladnjaci, PP – procesna peć) postojeće i nove mreže izmjenjivača topline

Koeficijent destrukcije eksurgije (slika 7.22.) u novoj mreži izmjenjivača topline je veći nego u staroj iako je destrukcija eksurgije u novoj mreži izmjenjivača topline u apsolutnom iznosu manja. Uzrok povećanju koeficijenta destrukcije eksurgije kod nove mreže leži u smanjenjenju gubitaka eksurgije kroz rashladne medije ($E_{L,tot}$) što uz nepromijenjenu eksurgiju produkata povećava koeficijent destrukcije eksurgije.

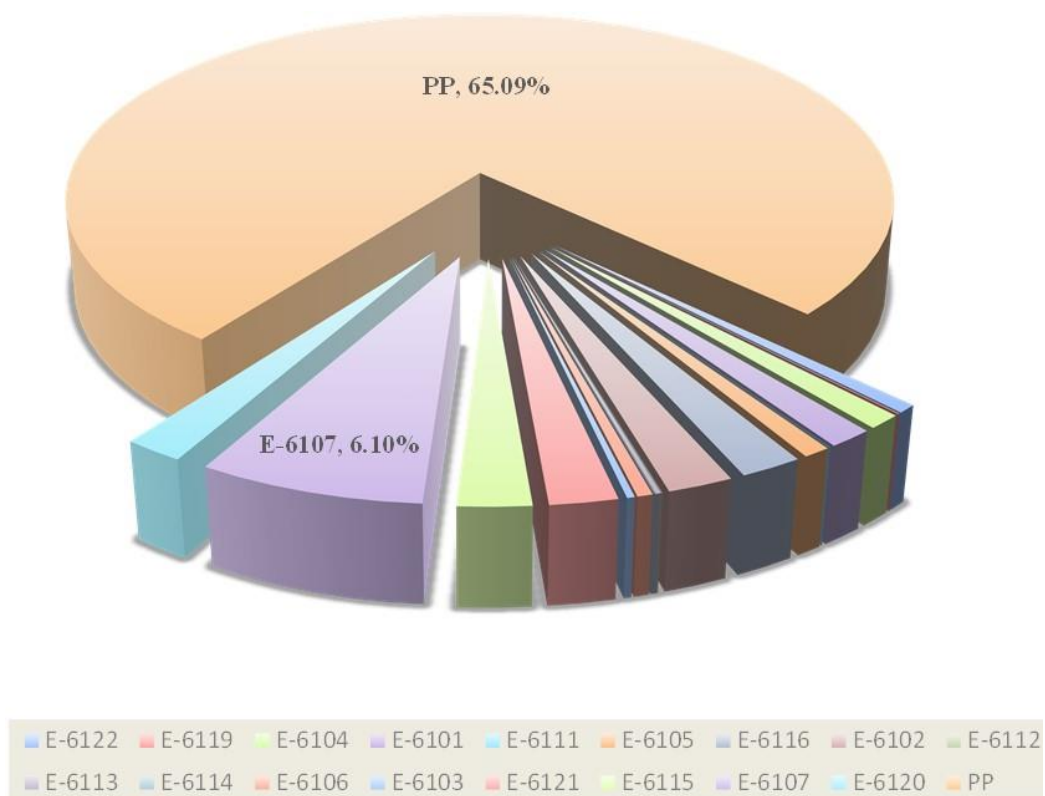


Slika 7.22. Koeficijent destrukcije eksurgije

Na slici 7.23. je vidljivo da je koeficijent destrukcije eksergije u procesnim izmjenjivačima i hladnjacima povećan u novoj mreži u odnosu na staru i uzrok je jednak kao i za koeficijent destrukcije na razini sustava. Koeficijent destrukcije eksergije za procesnu peć je smanjen zbog značajnog povećanja temperature nafte na ulazu u peć.



Slika 7.23. Koeficijent destrukcije eksergije u podsustavima postojeće i nove mreže izmjenjivača topline

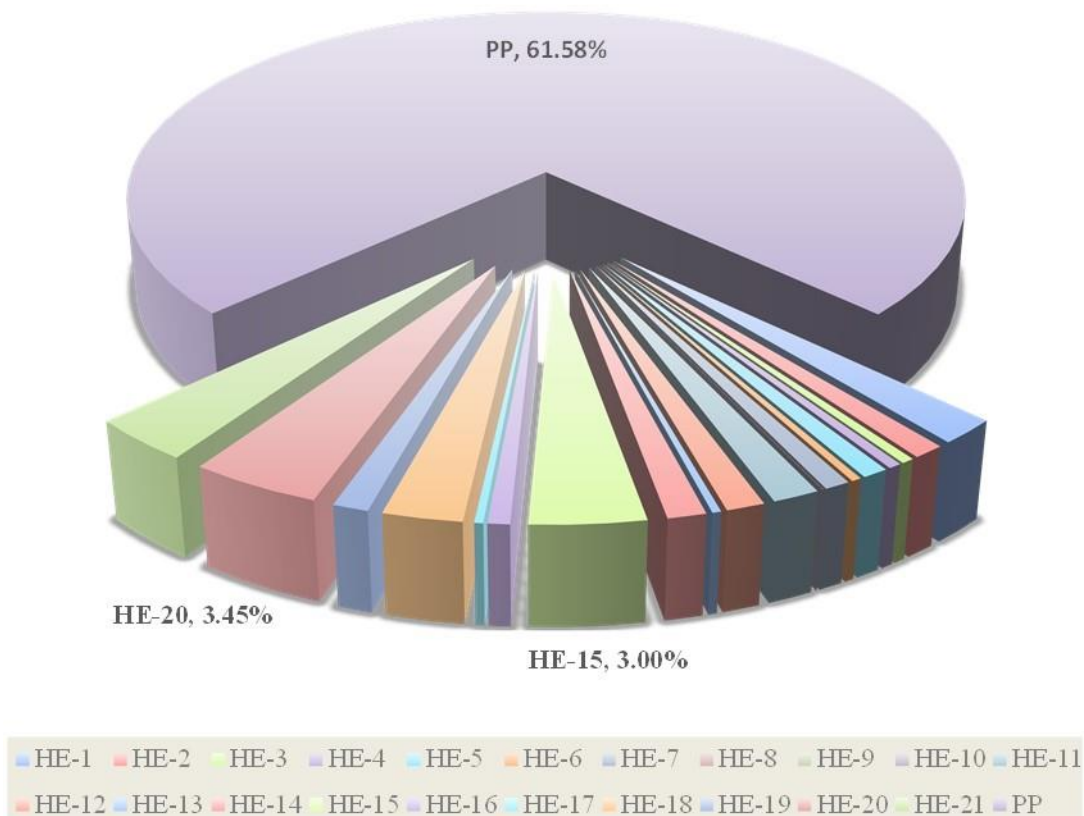


Slika 7.24. Destrukcija eksergije u komponentama postojeće mreže izmjenjivača topline

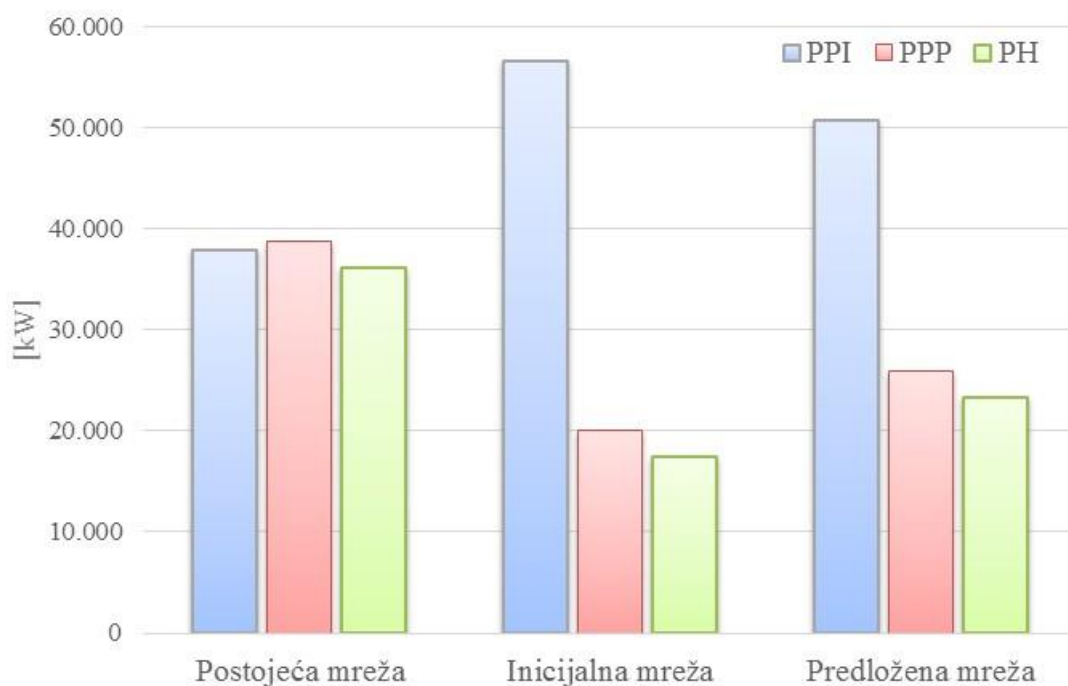
U obje mreže izmjenjivača topline je vidljivo da najveći udio u destrukciji eksergije ima procesna peć atmosferske destilacije (slike 7.24. i 7.25.). Razlog je izgaranje loživog ulja koje sa sobom nosi značajnu destrukciju eksergije koja je u prvom redu rezultat tehnoloških ograničenja opreme. Osim toga procesna peć u RP je stara oko 40 godina i ima nisku energetska učinkovitost što je dodatan uzrok destrukcije eksergije.

Udio destrukcije eksergije u peći atmosferske destilacije u novoj mreži izmjenjivača topline je smanjen zbog povećanja temperature nafte na izlazu iz mreže izmjenjivača topline. Udio destrukcije eksergije u pojedinim izmjenjivačima topline u novoj mreži ne prelazi 3,45%, dok je u postojećoj mreži maksimalna vrijednost 6,1%. Smanjenje udjela pojedinih izmjenjivača topline je rezultat smanjenja temperaturne razlike između struja tvari.

Na slici 7.26. je vidljivo značajno povećanje snage procesnih izmjenjivača topline u inicijalnoj i predloženoj mreži izmjenjivača topline zbog znatno boljeg iskorištenja raspoložive otpadne toplinske energije. S druge strane, smanjena potreba za dodatnim zagrijavanjem i hlađenjem rezultirala je smanjenjem snage hladnjaka i procesne peći.

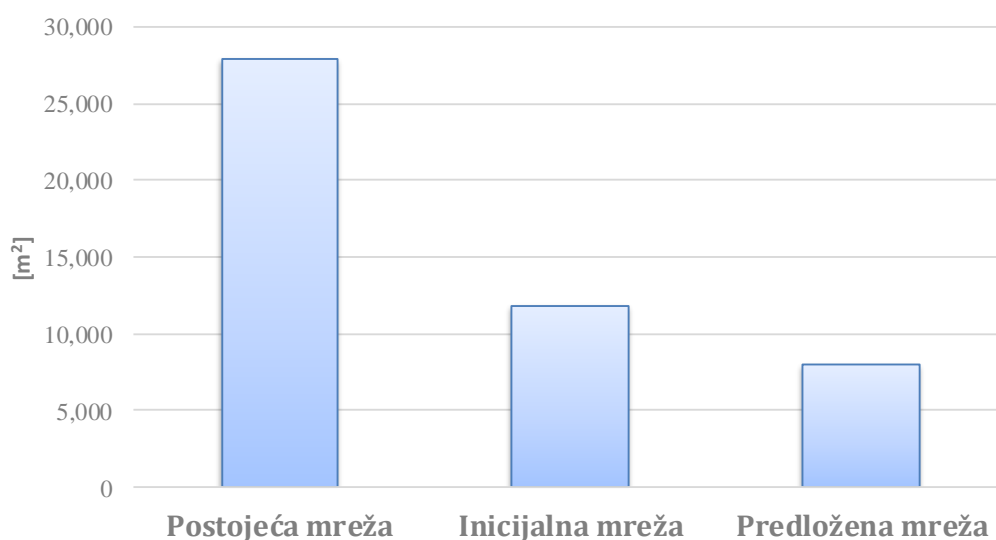


Slika 7.25. Destrukcija eksergije u komponentama predložene mreže izmjenjivača topline



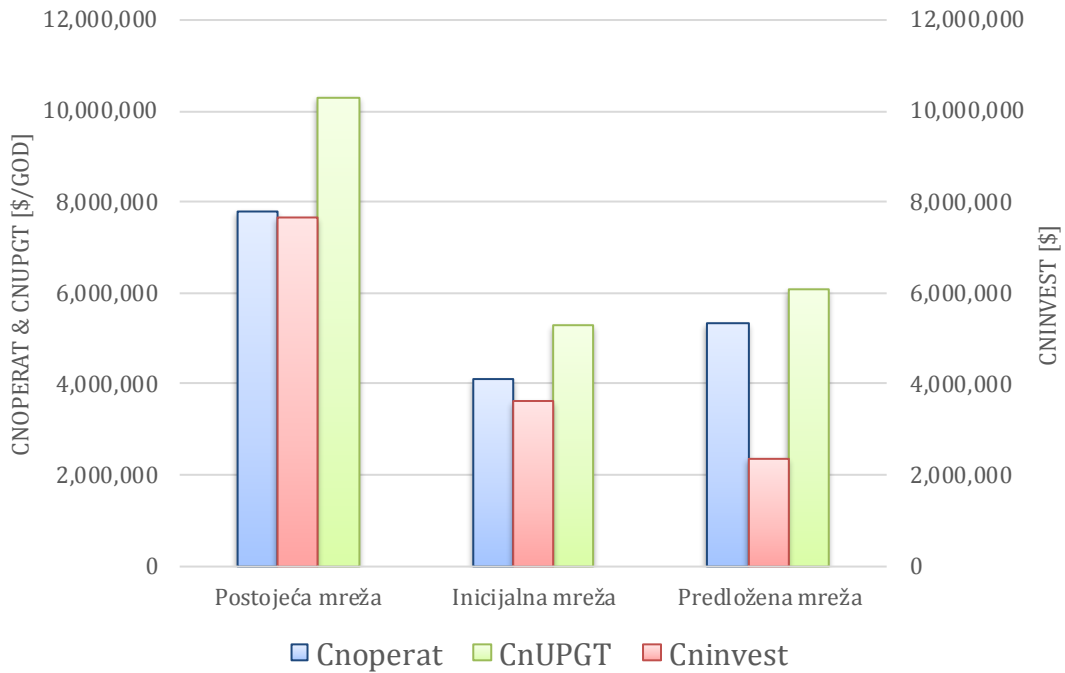
Slika 7.26. Toplinska snaga procesnih izmjenjivača topline (PPI), hladnjaka (PH) i procesne peći (PPP)

Na smanjenje ukupne površine izmjenjivača topline (slika 7.27.) ima utjecaj smanjena potreba za dodatnim zagrijavanjem u procesnoj peći (oko 33% manja potreba za toplinskom energijom), ali i djelomična zamjena zračnih hladnjaka s procesnim izmjenjivačima topline. Prijenos topline u izmjenjivačima je puno bolji između ugljikovodika nego između ugljikovodika i zraka. Inicijalna mreža ima veću površinu na kojoj se odvija izmjena toplinske energije u odnosu na predloženu mrežu, jer se pri postizanju teorijskih ciljeva proces mora odvijati pri znatno nižim temperaturnim razlikama između struja tvari u izmjenjivačima topline.



Slika 7.27. Ukupna površina izmjenjivača topline

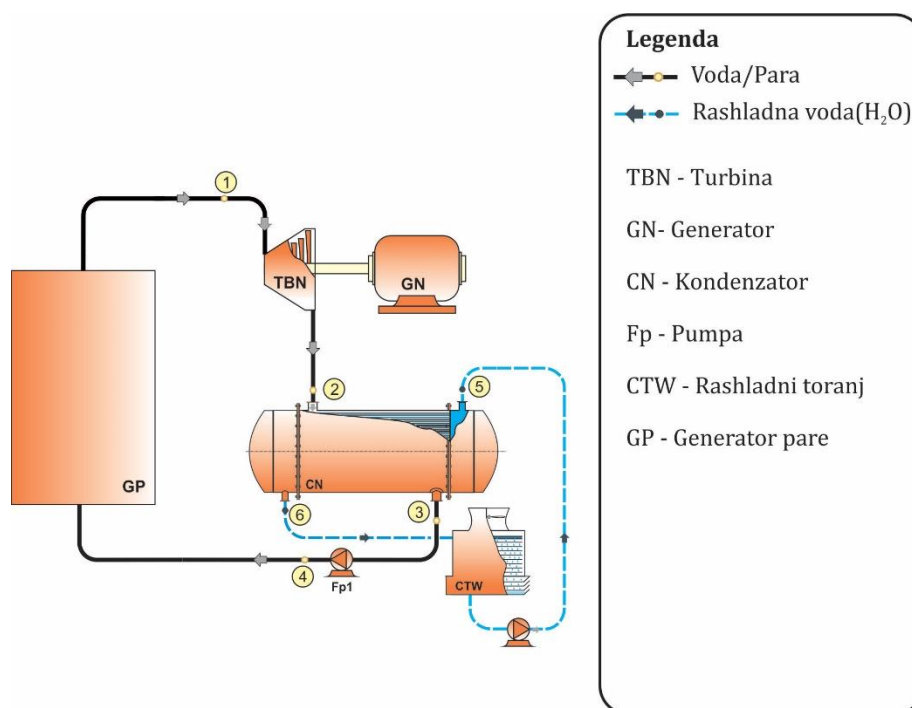
Na slici 7.28. je vidljivo da inicijalna i predložena mreža imaju znatno niže investicijske troškove zbog manje potrebne površine izmjenjivača topline kako je prethodno opisano. Zbog znatno veće potrebne površine izmjenjivača topline inicijalna mreža ima veće investicijske troškove u odnosu na predloženu mrežu, ali bolje iskorištavanje raspoložive toplinske energije rezultira manjim operativnim troškovima.



Slika 7.28. Operativni ($C_{noperat}$ [\$/god]) i Investicijski troškovi ($C_{ninvest}$ [\$/god]), te ukupna cijena (C_{nUPGT} [\$/god]) mreže izmjenjivača topline na godišnjoj razini

8. Određivanje optimalne konfiguracije ORC-a s ciljem učinkovitog korištenja izvora otpadne toplinske energije i dostupne energije sunčevog zračenja u postrojenju atmosfere destilacije

Niskotemperaturni izvori energije, u koje ubrajamo i većinu izvora otpadne toplinske energije iz industrijskih pogona, imaju značajan potencijal za zadovoljenje dijela svjetskih potreba za električnom energijom. Pošto se radi o toplinskim izvorima na relativno niskim temperaturama konvencionalne tehnologije ne omogućavaju učinkovitu energetska pretvorbu, stoga se intenzivno istražuju tehnologije za učinkovitiju pretvorbu u mehaničku ili električnu energiju.



Slika 8.1. Shematski prikaz konvencionalnog Rankineovog ciklusa.

U konvencionalnim parno-turbinskim postrojenjima toplinska energija se pretvara u mehaničku odnosno električnu upotrebom vode odnosno vodene pare u Rankineovom ciklusu (slika 8.1.). Takova postrojenja sadrže parnu turbinu s generatorom, kondenzator, napojnu pumpu i generator pare. Termodinamička iskoristivost Rankineovog ciklusa s vodenom parom značajno opada sa smanjenjem njene temperature, te postaje neekonomičan na temperaturama nižim od 370 °C. Istodobno raste opasnost od erozije turbinskih lopatica pošto se udio kapljevite faze povećava jer se ekspanzija odvija dublje u području vlažne pare. Zato se konvencionalna postrojenja uglavnom koriste za iskorištavanje toplinske energije izvora na visokim

temperaturama u velikim centraliziranim sustavima proizvodnje električne energije – termoelektranama.

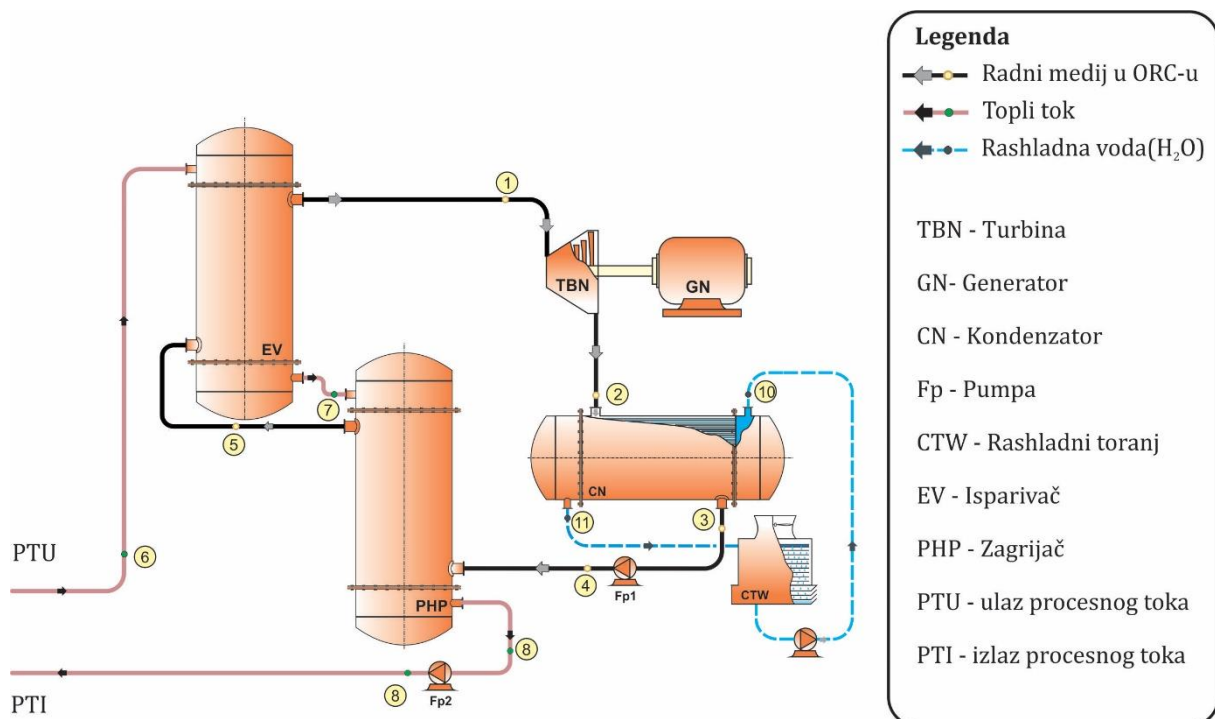
Niskotemperaturne izvore toplinske energije moguće je iskorištavati primjenom postrojenja temeljenih na ORC-u, koja omogućavaju pretvorbu toplinske energije izvora na relativno niskim temperaturama u području 80 – 370 °C u mehanički rad odnosno električnu energiju. Pritom se kao radni fluid u ciklusu koriste organski fluidi, prije svega ugljikovodici, te fluidi koji se koriste i u rashladnim sustavima.

Mogućnost upotrebe različitih organskih fluida vrlo je važna jer se otpadna toplinska energija iz industrijskih procesa oslobađa na različitim temperaturama, te se optimalan izbor radnog fluida pokazuje kao vrlo važan korak u projektiranju postrojenja. Prethodno navedeni problemi konvencionalnih postrojenja pri iskorištavanju niskotemperaturnih izvora toplinske energije kod ORC-a su riješeni upravo upotrebom organskog fluida umjesto vode. Organski fluidi su karakterizirani nižom temperaturom isparavanja spram vode, te imaju određene prednosti u primjeni pri temperaturama nižim od 370 °C [201]. Organski fluidi imaju manju razliku entropije između stanja vrele kapljevine i suho zasićene pare (u daljnjem tekstu SZP) u usporedbi s vodom. Desna granična linija (stanje SZP) kod vode ima negativan nagib a kod organskih fluida taj je nagib pozitivan, negativan ili približno izentropski, zavisno o odabranom fluidu. Prema nagibu desne granične krivulje organski fluidi se dijele na suhe (pozitivni nagib desne granične linije - linije SZP), izentropske (vertikalna linija SZP) i vlažne (negativni nagib linije SZP). Kod vlažnih fluida kraj ekspanzije se nalazi u području vlažne pare, što povećava rizik erozije lopatica turbine. To je razlog zašto je i u ORC-u pri izboru ove opcije nužno pregrijanje radnog fluida što povećava cijenu postrojenja. Primjenom suhog ili izentropskog fluida ekspanzija započinje iz stanja SZP i na kraju ekspanzije fluid izlazi iz turbine u stanju pregrijane pare. Prednost ovakve promjene stanja u odnosu na fluid s negativnim nagibom linije SZP, jest u činjenici da nije potrebno voditi računa o stanju radnog fluida na kraju ekspanzije, odnosno nema opasnosti od oštećenja lopatica turbine zbog pojave kapljica vlažne pare.

U svjetlu zaključaka prikazanih u brojnim studijama i istraživanjima [6], [7], [8], [9], [95], [202], [203], prema kojima poboljšanje energetske učinkovitosti ima najveći potencijal pri ostvarenju postavljenih ciljeva vezano za smanjenje upotrebe fosilnih goriva i emisija stakleničkih plinova, ORC je prepoznat kao tehnologija koja bi mogla imati značajnu ulogu u tom procesu. Upotrebljivost pri različitim područjima temperatura omogućava njegovu primjenu u postrojenjima za iskorištavanje toplinske energije iz različitih izvora, između ostalog kod izvora otpadne toplinske energije iz industrijskih procesa i pri iskorištavanju

solarne energije. Stoga se intenzivno istražuju daljnje mogućnosti njegove upotrebe. Povećan interes za iskorištavanje otpadne toplinske energije, osobito niskotemperaturnih izvora malih i srednjih snaga, rezultirao je unaprjeđenjem postrojenja temeljenih na ORC-u. Također i dosadašnja primjena je pokazala da ova tehnologija može imati značajnu ulogu u poboljšanju energetske učinkovitosti novih ali i postojećih industrijskih pogona. Postrojenja temeljena na ORC-u rade pri puno nižim tlakovima u odnosu na parno-turbinska postrojenja te omogućavaju proizvodnju električne energije bez konstantnog nadzora i uz potrebu minimalnog održavanja, što su vrlo važna obilježja za praktičnu primjenu. Osim za proizvodnju električne energije, moguća je primjena i u kombiniranim sustavima za proizvodnju električne i toplinske energije ili kombinacija električna energija i rashladni sustavi.

Slika 8.2. prikazuje komponente ORC-a namijenjenog za iskorištavanje izvora otpadne toplinske energije. Radni fluid, pogonjen pumpom ulazi u zagrijač gdje se zagrijava, potom isparava u isparivaču te se konačno iskorištava za pogon turbine. Mehanički rad se može iskoristiti direktno za pogon stroja ili za pogon generatora električne energije. Nakon izlaska iz turbine, radni fluid kondenzira u kondenzatoru i ponovno se pumpom transportira u ciklus. Kako je već prije spomenuto, u praksi se u većini postrojenja s ORC-om upotrebljavaju ili oni fluidi koji su karakterizirani pozitivnim nagibom linije SZP ili izentropski fluidi.



Slika 8.2. Osnovne komponente sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije temeljenog na ORC-u

Učinkovitost ORC-a je manja od 24%, zavisno o temperaturi izvora toplinske energije, dok je kod parno-turbinskog Rankineovog ciklusa energetska učinkovitost često veća od 30% [204]. S druge strane, konvencionalni ciklus je znatno kompleksniji s većim brojem komponenata sustava. Pošto se organski fluid u većini slučajeva ne pregrijava, nije potreban bubanj za separaciju pare i vrele kapljevine niti pregrijač. Također, organski fluid nije potrebno otplinjavati jer ne otapa druge plinove kao što to čini voda.

U Rankineovom ciklusu se entropija generira zbog:

- pada tlaka uslijed trenja u cijevima;
- neizentropske ekspanzije u turbini;
- prijenosa topline uslijed konačne temperaturne razlike u komponentama sustava;
- neizentropske promjene stanja u napojnoj pumpi;
- mehaničkih gubitaka.

Vrlo važan korak pri projektiranju ORC-a je izbor radnog fluida [201] te uglavnom zavisi o temperaturi toplinskog izvora i temperaturi rashladnog fluida. Zbog velikog izbora organskih fluida, za svaku temperaturnu razinu postoji više fluida koji se mogu primijeniti u raspoloživim uvjetima temperature izvora toplinske energije i rashladnog fluida uz zadovoljavanje ograničenja koja postoje. Pri izboru radnog fluida koriste se sljedeći kriteriji.

Termodinamička svojstva. Od ključne su važnosti u procesu projektiranja postrojenja temeljenog na ORC-u jer se mora postići optimalno iskorištenje raspoložive toplinske energije. Najvažnija termodinamička svojstva su [201]:

- ukupna učinkovitost ciklusa treba biti što veća za zadani toplinski izvor i rashladni fluid;
- tlak kondenzacije treba biti veći od tlaka okoliša radi izbjegavanja problema u slučaju propuštanja na dijelovima opreme;
- u podkritičnom ORC-u tlak u isparivaču mora biti niži od kritičnog tlaka za radni fluid;
- niži specifični volumen (viša gustoća) rezultira manjim volumnim protokom fluida, što je poželjno jer su komponente postrojenja manjih dimenzija i prema tome kompaktnije te je sustav u cjelini jeftiniji. Pored toga, manji specifični volumen rezultira manjim padom tlaka u komponentama sustava u odnosu na fluid s većim specifičnim volumenom te je u ciklusu potrebna pumpa manje snage. Ovo u konačnici rezultira većim korisnim radom jer se manji dio snage troši na pogonjenje komponenata sustava;

- kao što je već navedeno, desna granična linija (linija SZP) može imati tri oblika, te se u skladu s njima fluidi dijele na suhe (pozitivni nagib linije SZP), izentropske (vertikalna linija SZP) i vlažne (negativni nagib linije SZP);
- uz veću promjenu entalpije pri ekspanziji u turbini veći je i korisni rad u ciklusu;
- kod radnog fluida s većim koeficijentima prijelaza i provođenja topline, prijenos topline s toplinskog izvora na rashladni fluid je intenzivniji;
- kod fluida s većim toplinskim kapacitetom u kapljevitofaznoj fazi potrebna je veća energija za zagrijavanje pri istim početnim i krajnjim temperaturama što rezultira manjim masenim protokom radnog fluida;
- toplinska i kemijska stabilnost je vrlo bitna jer se od radnog fluida očekuje da bude stabilan i da njegova upotreba ne rezultira emisijom toksičnih i nestabilnih komponenti.

Zaštita okoliša i sigurnost. Upotreba određenih fluida je ograničena Montrealskim sporazumom zbog njihovog potencijala za oštećivanje ozonskog omotača (engl. Ozone Depletion Potential – skraćeno ODP). S druge strane zbog potencijala zagrijavanja okoliša (engl. Global Warming Potential – skraćeno GWP), postavljena su određena ograničenja upotrebe Kyoto sporazumom. U skladu s navedenim, određeni organski fluidi se više ne smiju koristiti a dodatno je dogovoren postupni prestanak upotrebe određenih fluida u razdoblju od 2020. do 2030. godine. Pri procjeni organskih fluida vezano za njihov potencijal zagrijavanja okoliša, oštećenja ozona i sigurnost upotrebe moguće je koristiti ASHRAE klasifikaciju. U pogledu svih navedenih kriterija vezano za zaštitu okoliša i sigurnost, voda je u prednosti jer nema utjecaja na zagrijavanje okoliša i oštećenje ozona, nije zapaljiva i netoksična je. S druge strane, svaki organski fluid koji je u upotrebi ima određeni utjecaj na okoliš, dio njih je zapaljiv a neki su i toksični. Stoga se kod izbora radnog fluida za ORC prema navedenim kriterijima odabire najpovoljniji. Pritom neki od postojećih organskih fluida imaju izvrsna termodinamička svojstva, ali i značajan štetan utjecaj na okoliš, te ne mogu biti upotrijebljeni.

Cijena. Pri konstruiranju turbine od izuzetne važnosti su omjer tlaka na ulazu i izlazu te promjena entalpije i gustoće. U Rankineovom ciklusu s vodenom parom kao radnim fluidom omjer tlakova i promjena entalpije su vrlo visoki u odnosu na ORC. Zato se koriste turbine s više turbinskih stupnjeva jer se tako smanjuju eksergijski gubici i u konačnici povećava korisni rad. S druge strane, promjena entalpije i omjer tlakova kod ORC-a su značajno niži, te su dovoljne turbine s jednim ili dva stupnja ekspanzije. Takve turbine su znatno jeftinije, a ako se k tome uzme u obzir i velika gustoća organskih fluida koja rezultira smanjenjem svih komponenata sustava, uključujući i turbinu, može se zaključiti da primjena postrojenja

temeljenih na ORC-u rezultira značajnim smanjenjem investicije. Dodatna pozitivna karakteristika ORC-a je bitno jednostavnija realizacija sustava upravljanja u odnosu na sustave koji koriste Rankineov ciklus s vodenom parom.

Za odvijanje industrijskih procesa potrebne su značajne količine toplinske energije na visokim temperaturama, pri čemu se nositelj (fluid za prijenos) toplinske energije hladi na temperaturu pri kojoj više ne može biti iskorišten u procesu. Osim toga, rezultat procesa su i proizvodi na relativno visokim temperaturama, koji se obično u seriji izmjenjivača topline hlade zagrijavajući sirovinu za proces. Nakon hlađenja na određenu temperaturu u procesu više nije moguće iskoristiti preostalu raspoloživu energiju na relativno niskim temperaturama. U opisanim slučajevima moguća opcija za daljnje iskorištavanje je pretvorba u električnu energiju. Količina te otpadne toplinske energije iz industrijskih procesa može biti značajna. Kao osobito energetski intenzivne industrije potrebno je istaknuti kemijsku industriju, industriju metala i proizvodnju cementa. Procjenjuje se da u navedenim industrijskim granama i do 35% ukupne energije čini otpadna toplinska energija u obliku dimnih plinova ili se oslobađa kao osjetna toplinska energija prema okolišu. Raspoloživu otpadnu toplinsku energiju moguće je prenijeti na radni fluid u ORC-u i proizvesti električnu energiju. Osim smanjenja potrošnje primarne energije, upotreba tako raspoložive otpadne toplinske energije rezultira i smanjenjem utjecaja na okoliš.

Organski Rankineov ciklus je moguće konstruirati i za iskorištavanje raspoložive solarne energije. Pritom je za zagrijavanje i isparavanje radnog fluida moguće koristiti koncentratore ili obične kolektore sunčevog zračenja. Koncentratori u odnosu na obične, pločaste kolektore, omogućavaju zagrijavanje radnog fluida na relativno visoke temperature što rezultira poboljšanjem učinkovitosti pri pretvorbi toplinske u električnu energiju. Postrojenja temeljena na tehnologiji ORC-a u sustavu sa solarnim kolektorima rade na istom principu kao ona koja koriste izvore otpadne toplinske energije ili geotermalnu energiju, te su stoga uz iznimku kolektora (koncentratora) svi ostali elementi isti, što će biti pokazano u poglavlju 8.4.

8.1. Integracija tri stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje

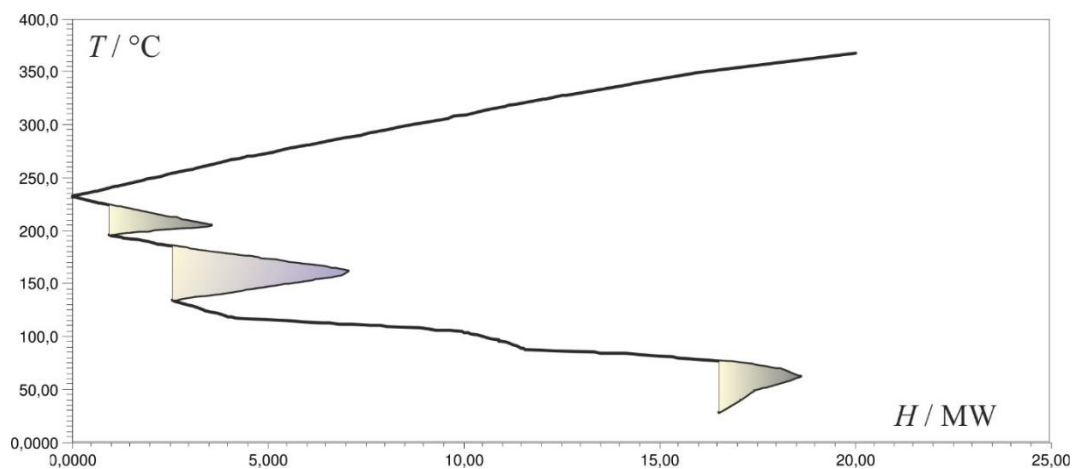
Temperaturno područje unutar kojeg se odvija primarni proces prerade, pinch točkom je podijeljeno na dva područja. Područje iznad pinch točke karakterizirano je nedostatkom toplinske energije te je za podmirenje potreba u tom području potrebno dovoditi toplinsku energiju iz vanjskih izvora. S druge strane, područje ispod pinch točke karakterizirano je viškom toplinske energije, koju je iz tog područja potrebno odvoditi rashladnim fluidima.

Rankineov ciklus je moguće integrirati u proizvodni proces na dva načina:

- kao jedinicu koja generira mehanički rad i oslobađa toplinsku energiju koja se zatim iskorištava za procesne potrebe;
- kao jedinicu koja iskorištava otpadnu toplinsku energiju oslobođenu u proizvodnom procesu i pri tome se dobiva mehanički rad.

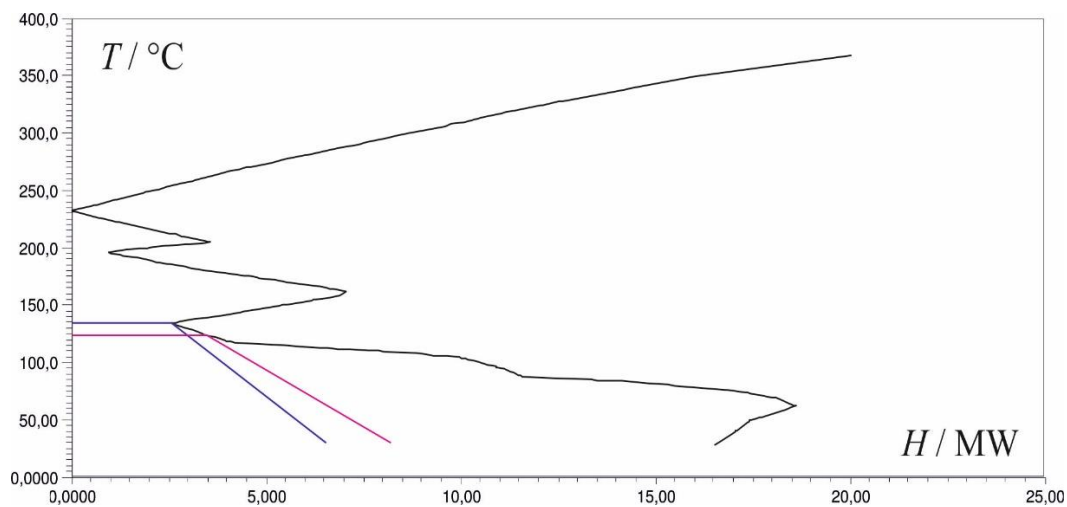
Ukoliko se radi o jedinici koja oslobađa toplinsku energiju koja se potom iskorištava u procesu prerade, ona se integrira u proces na parametrima koji se nalaze u području iznad pinch točke, odnosno u području karakteriziranom nedostatkom energije. U tom slučaju toplinska energija oslobođena u Rankineovom ciklusu podmiruje dio toplinskih potreba procesa i smanjuje nedostatak energije. Ukoliko se radi o jedinici koja iskorištava otpadnu toplinsku energiju iz procesa, onda se integracija vrši na parametrima u području s viškom toplinske energije, odnosno u području ispod pinch točke.

Primjena tehnika koje se koriste u procesu toplinske integracije ORC-a u postojeći proces prerade, u kojem postoji raspoloživa otpadna toplinska energija na temperaturama ispod 370 °C, rezultira s maksimalno mogućim (teorijskim) iskorištenjem raspoložive toplinske energije. Pritom se u prvom redu misli na postupak integracije korištenjem velike kompozitne krivulje. Velika kompozitna krivulja je grafički prikaz promjene dodatnih potreba toplinske energije iznad pinch točke, odnosno potrebe za odvođenjem toplinske energije ispod pinch točke, u zavisnosti o temperaturi. Pri integraciji ORC-a kao jedinice koja iskorištava otpadnu toplinsku energiju, raspoloživa toplinska energija se određuje na temelju podataka iz velike kompozitne krivulje. Ukoliko velika kompozitna krivulja sadrži „džepove“ pri određivanju raspoložive toplinske energije, oni se moraju zanemariti kako prikazuje slika 8.3.



Slika 8.3 Integracija ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje

Slika 8.4. prikazuje dva moguća profila izmjene toplinske energije pri zagrijavanju i isparavanju fluida u ORC-u koji je integriran u proces na temperaturama ispod pinch točke, s ciljem iskorištavanja raspoložive toplinske energije. Ta dva profila razlikuju se u radnim parametrima. Ako se pretpostavi da se radi o istom radnom fluidu i istoj minimalnoj temperaturi fluida (temperatura kondenzacije), prvi profil (crveni) prikazuje izmjenu toplinske energije pri nižem tlaku i temperaturi u odnosu na drugi profil (plavi). Pritom je izmijenjena energija kod prvog profila veća nego u slučaju drugog profila, ali je zbog više maksimalne temperature (temperatura isparavanja) učinkovitost Rankineovog ciklusa kod drugog profila viša.



Slika 8.4. Pri nižim parametrima izmijenjena energija je veća ali je učinkovitost ciklusa niža

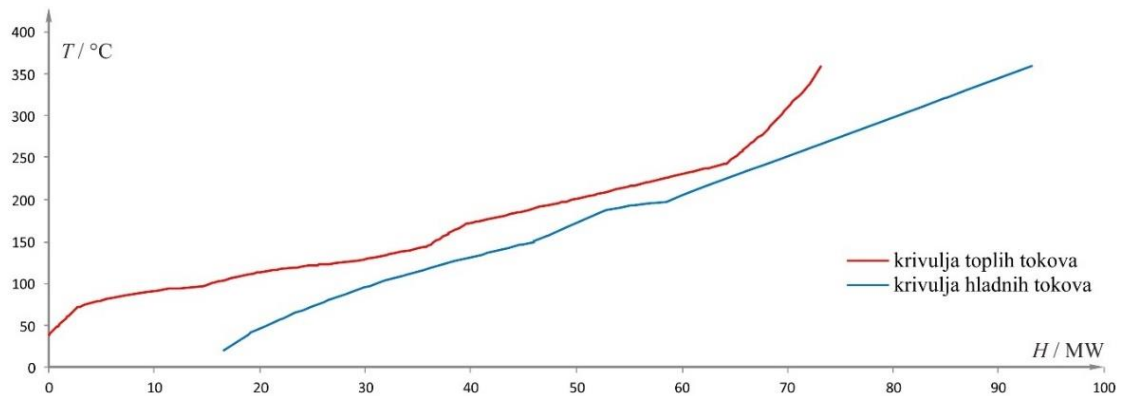
Povećanjem tlaka radnog fluida u ORC-u povisuje se i temperatura isparavanja, što rezultira poboljšanjem učinkovitosti ciklusa. Pritom se zbog pomicanja linije promjene stanja radnog fluida u lijevo smanjuje izmijenjena toplinska energija. S druge strane, smanjenjem tlaka i temperature smanjuje se učinkovitost, ali se linija promjene stanja pomiče u desno te se povećava i prenesena energija na radni fluid. Uzrok pomicanja linije promjene stanja radnog fluida je postojanje ograničenja. S lijeve strane je ograničenje postojeća pinch točka, odnosno ishodište osi apscise (raspoloživi toplinski tok) a s desne velika kompozitna krivulja. Toplinska energija koju je moguće prenijeti na radni fluid pri zadanoj temperaturi (os ordinate) ispod pinch točke, određena je velikom kompozitnom krivuljom koja toj temperaturi pridružuje raspoloživu energiju (os apscise). Potpunim iskorištavanjem raspoložive energije pri određenoj temperaturi pojavljuje se nova pinch točka u kojoj se pri postupku integracije dodiruju linija promjene stanja radnog fluida u ORC-u i velika kompozitna krivulja.

Pinch točka pokazuje da je pri zadanoj temperaturi ostvarena minimalno dozvoljena temperaturna razlika, odnosno maksimalno je iskorištena raspoloživa toplinska energija. Optimalno rješenje se dobiva postavljanjem parametara pri kojima učinkovitost ciklusa i

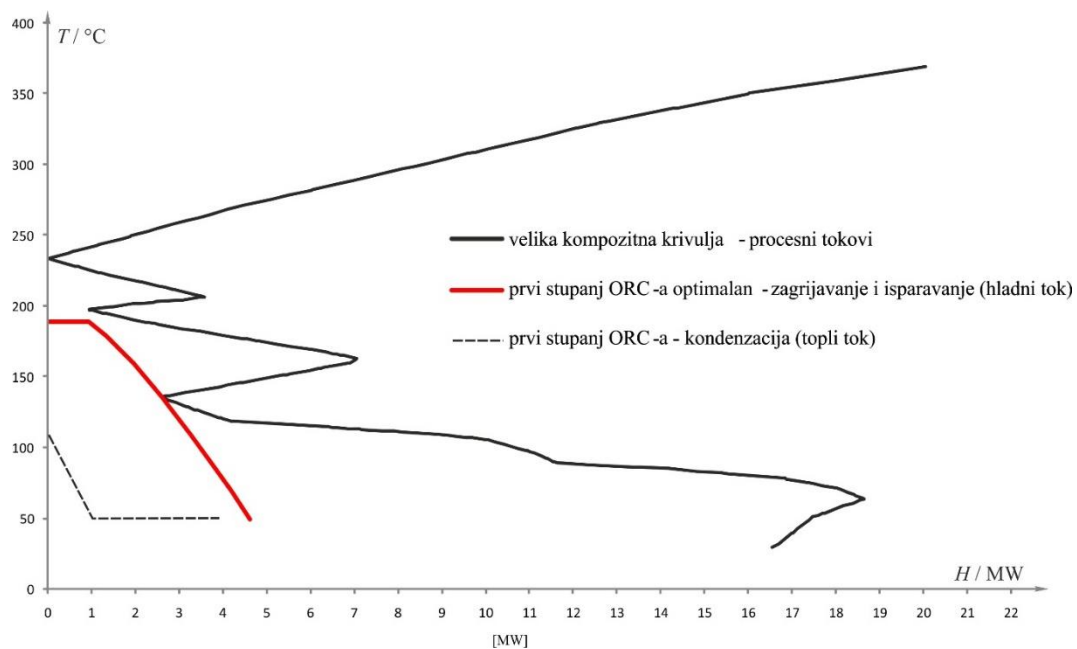
prenesena toplinska energija omogućavaju maksimalnu proizvodnju mehaničkog rada odnosno električne energije unutar postojećih procesnih ograničenja. U proračun je potrebno uključiti i potrošnju energije za vlastite potrebe u ORC-u, u prvom redu se to odnosi na pumpe radnog i rashladnog fluida. Navedeni pristup toplinske integracije ORC-a smanjuje potrebu za rashladnim fluidima u procesu uz dodatnu pretvorbu toplinske energije na srednjim i niskim temperaturama, koja ne može biti iskorištena za procesne potrebe u mehanički rad odnosno električnu energiju.

Pinch analiza je pokazala da se s termodinamičkog gledišta mreža izmjenjivača topline u referentnom postrojenju može kreirati tako da se potrebna toplinska energija za zagrijavanje procesnih struja tvari smanji s trenutnih 38,7 MW na 20,05 MW za promatrani režim rada. Za tako kreiranu mrežu izmjenjivača topline potrebno je osigurati rashladne fluide s ciljem odvođenja 17,45 MW toplinske energije. Pošto je pinch točka sustava pri temperaturi 242,3 °C na kompozitnoj krivulji toplih struja tvari, odnosno na 224,3 °C na kompozitnoj krivulji hladnih struja tvari, postoji potencijal da se dio od raspoloživih 17,45 MW na temperaturama ispod pinch točke umjesto odvođenja korištenjem rashladnih fluida iskoristi za generiranje mehaničkog rada odnosno električne energije, te je u tu svrhu odabran sustav temeljen na ORC-u.

Postupak izbora radnog fluida za konačni prijedlog ORC-a u analiziranom RP proveden je u poglavlju 8.3 prema kriterijim nabrojanim i objašnjenim na početku osmog poglavlja te je dodatno proveden i postupak optimizacije radnih parametara. Pokazalo se da je Izopentan optimalan izbor te je i pri ovoj analizi odabran kao radni fluid. Slika 8.5. prikazuje kompozitne krivulje procesnih struja tvari, a slika 8.6. veliku kompozitnu krivulju procesnih struja tvari i postupak integracije prvog stupnja ORC-a. Crvena linija (slika 8.6.) prikazuje proces zagrijavanja i isparavanja radnog fluida (izopentan) u ORC-u, dok crna isprekidana linija prikazuje toplinsku energiju koju radni fluid oslobađa u kondenzatoru nakon izlaska iz turbine, te ju je moguće iskoristiti za predgrijavanje radnog fluida u ORC-u ili u neke druge svrhe u procesu. Ukoliko taj višak energije nije moguće iskoristiti, mora se odvesti rashladnim fluidom u okoliš. Shodno tome, ako se želi postići maksimalno iskorištenje raspoložive otpadne toplinske energije potrebno je odabrati odgovarajući radni fluid i radne parametre.

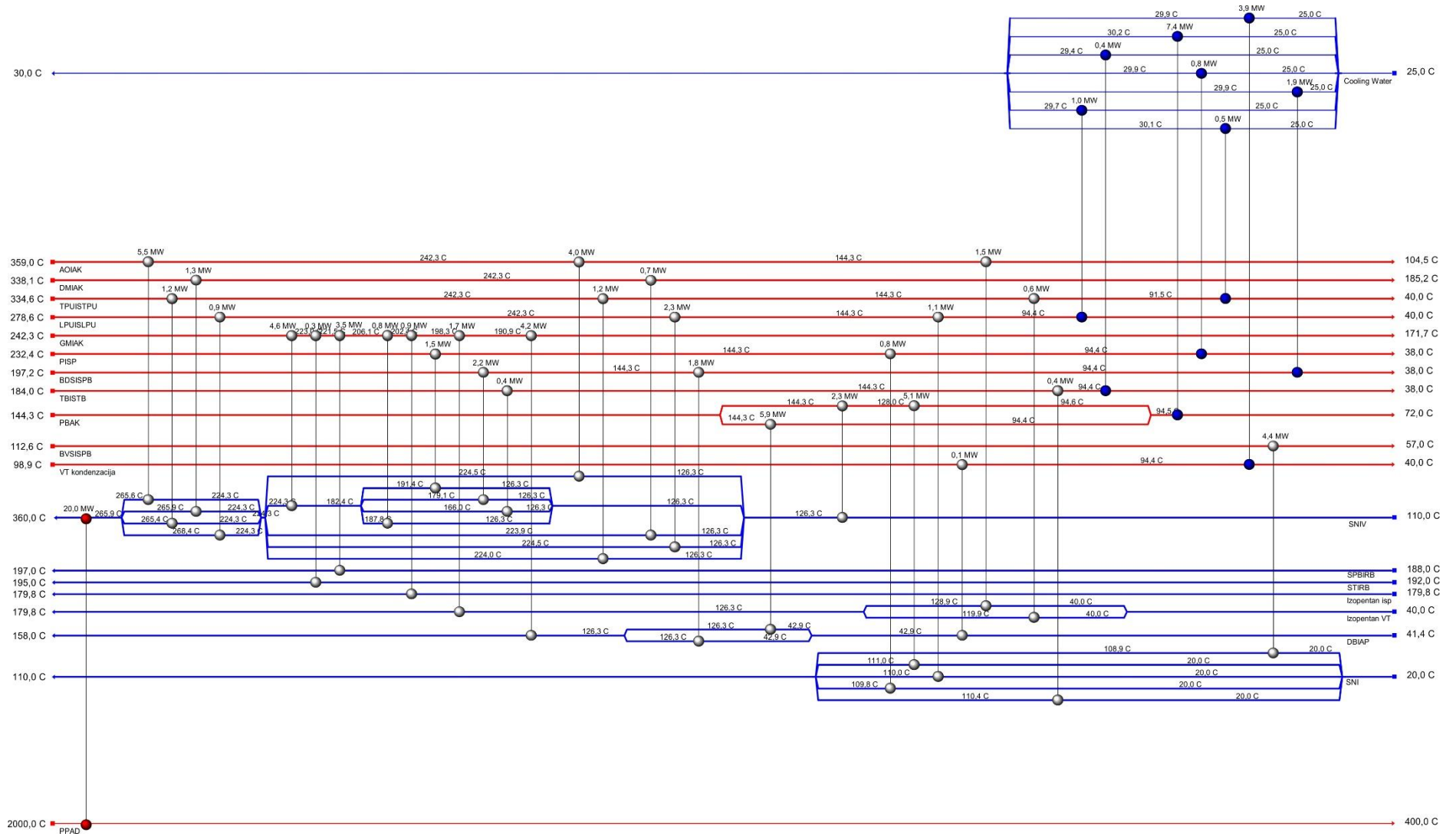


Slika 8.5. Kompozitne krivulje procesnih struja tvari. Teorijski (minimalno) je potrebno dovesti 20,05 MW toplinske energije iz vanjskih izvora i odvesti 17,45 MW

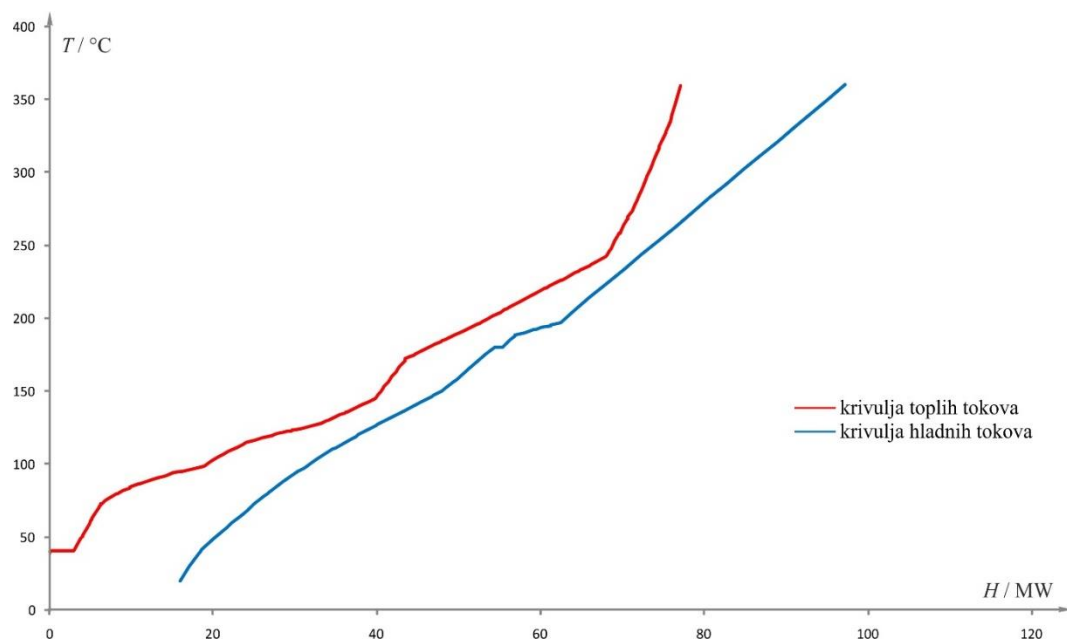


Slika 8.6. Integracija prvog stupnja ORC-a, 636 kW (Izopentan) tlak radnog medija 30 bar, korištenjem velike kompozitne krivulje

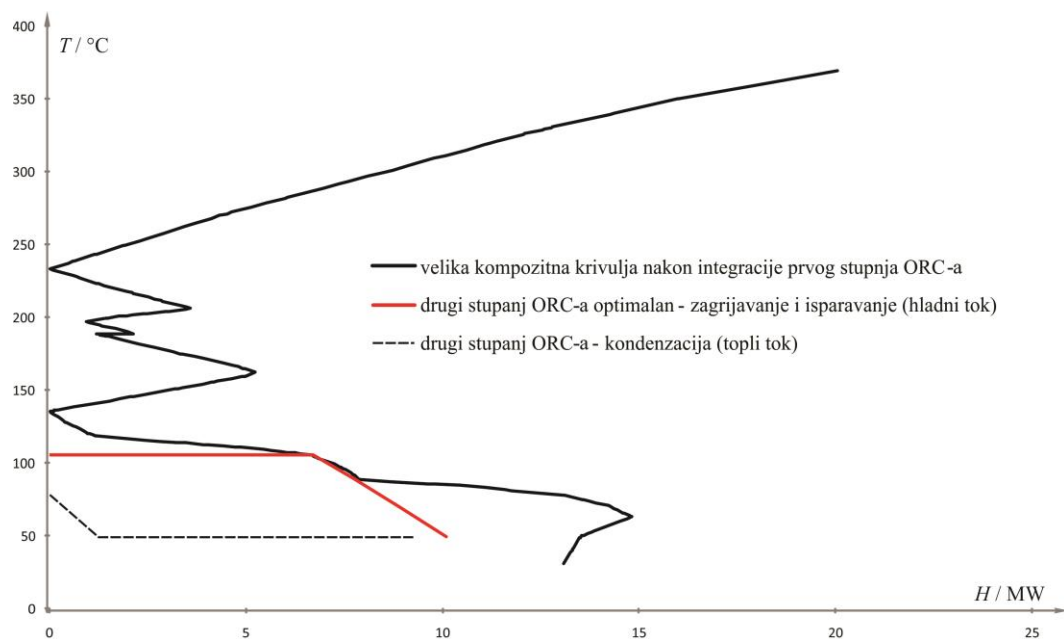
Razlika između energije koju preuzima radni fluid (crvena linija na slici 8.6.) i energije koju on predaje pri hlađenju i kondenzaciji (crna isprekidana linija), idealno je jednaka dobivenom mehaničkom radu (uz zanemarenje gubitaka) i istodobno je jednaka smanjenju potrebe za odvođenjem toplinske energije korištenjem rashladnih fluida. Nakon integracije prvog stupnja ORC-a potreba za dovođenjem toplinske energije nužne za odvijanje procesa prerade nafte ostala je nepromijenjena. Ali se smanjila potreba za odvođenjem toplinske energije iz procesa na 16,81 MW jer ORC pri optimalnim radnim parametrima i korištenjem radnog fluida izopentana, odabranog na temelju rezultata analize u poglavlju 8.3., omogućava proizvodnju 636 kW mehaničke snage na vratilu turbine uz učinkovitost 13,8%. Slika 8.7. prikazuje mrežu izmjenjivača topline nakon integracije prvog stupnja ORC-a koja sadrži 37 jedinica uz ukupnu površinu od 25280 m² na kojoj se odvija izmjena toplinske energije.



Slika 8.7. Mreža izmjenjivača toplaine nakon integracije 1. stupnja ORC-a

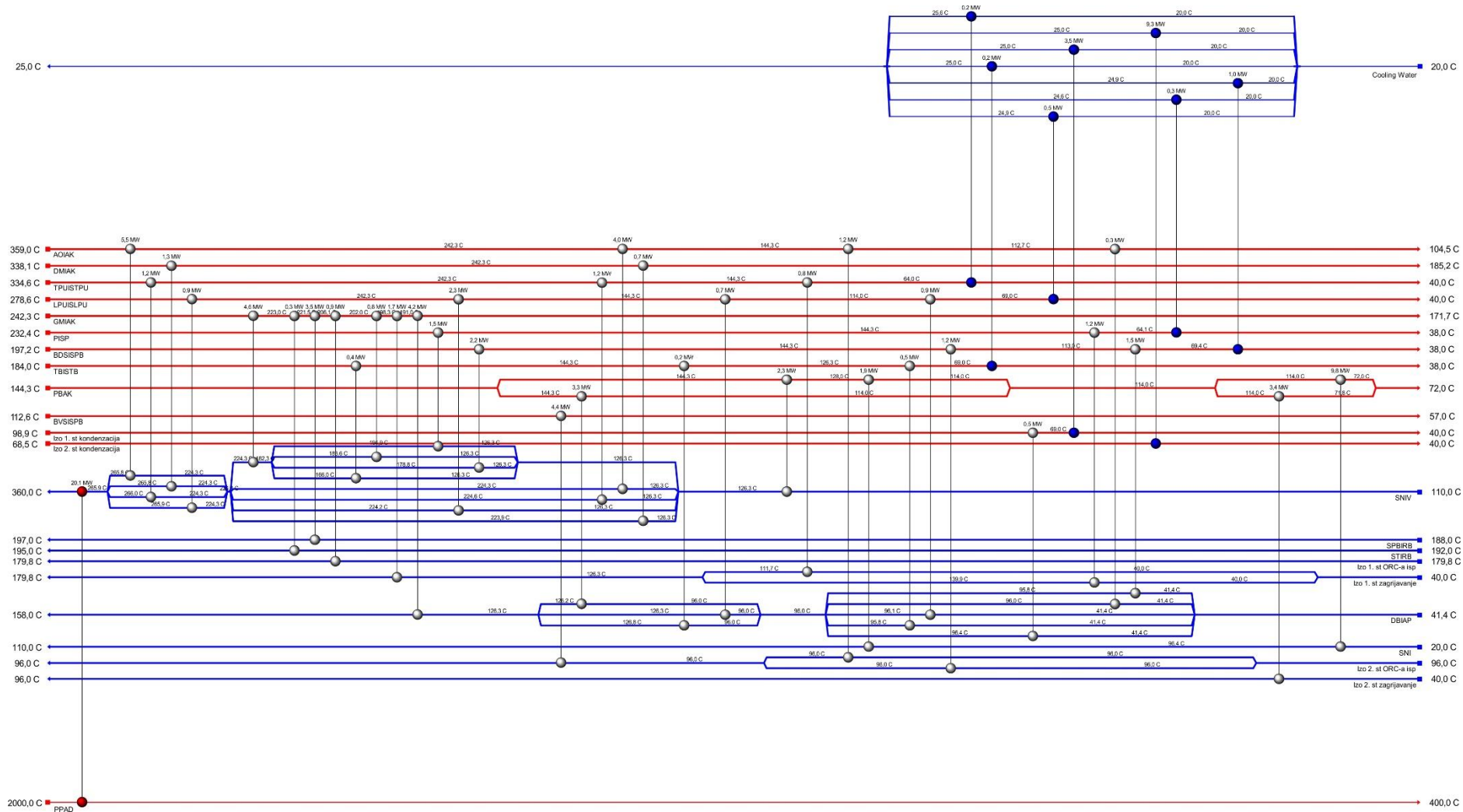


Slika 8.8. Kompozitne krivulje nakon integracije prvog stupnja ORC-a



Slika 8.9. Integracija drugog stupnja ORC-a, 839 kW (Izopentan) - tlak radnog medija 6,6 bar, korištenjem velike kompozitne krivulje

Kompozitne krivulje sustava nakon integracije prvog stupnja ORC-a prikazuje slika 8.8., a slika 8.9. prikazuje veliku kompozitnu krivulju na kojoj su jasno vidljive dvije pinch točke. Pošto se novonastala pinch točka nalazi na temperaturi $144,3$ °C na kompozitnoj krivulji toplih struja tvari, odnosno $126,3$ °C na krivulji hladnih struja tvari, te se ispod nje nalazi raspoloživo $16,81$ MW toplinske energije proveden je postupak integracije drugog stupnja ORC-a kako prikazuje slika 8.9.

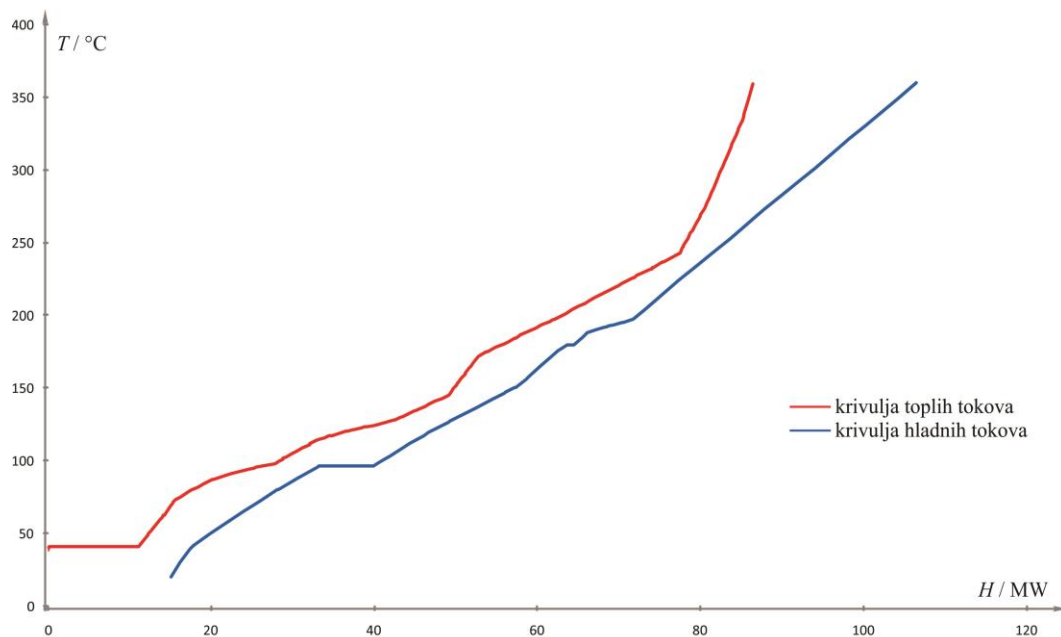


Slika 8.10. Mreža izmjenjivača topline nakon integracije dva stupnja ORC-a

Cilj integracije drugog stupnja jest daljnje generiranje mehaničkog rada i smanjenje potrebe za rashladnim fluidima. U postupku integracije linija promjene stanja radnog fluida i velika kompozitna krivulja se dodiruju te nastaje nova pinch točka.

Rezultat integracije drugog stupnja ORC-a uz korištenje radnog fluida izopentana, jest dodatna proizvodnja mehaničkog rada od 839 kW uz učinkovitost 8,3% i jednako smanjenje potrebe za odvođenjem toplinske energije iz sustava. Slika 8.10. prikazuje mrežu izmjenjivača topline nakon ugradnje drugog stupnja ORC-a koja sadrži 43 izmjenjivača topline u kojima se izmjena toplinske energije odvija na ukupnoj površini od 33740 m².

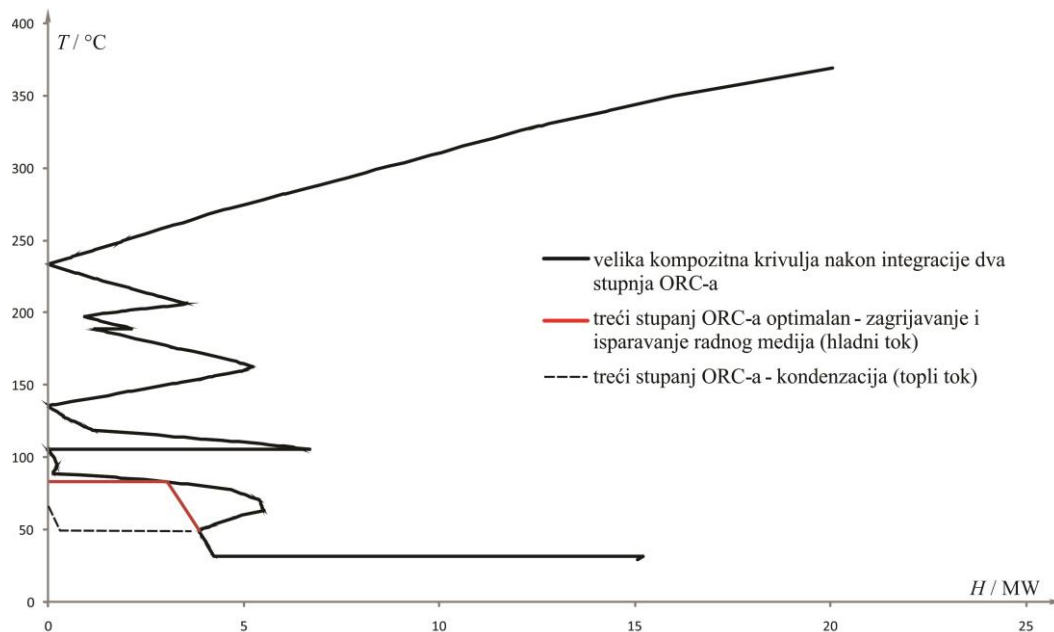
Slika 8.11. prikazuje kompozitne krivulje, a slika 8.12. veliku kompozitnu krivulju nakon integracije 2. stupnja ORC-a. Jasno se vide tri pinch točke (slika 8.12.). Pošto se novonastala pinch točka nalazi na temperaturi 114 °C na kompozitnoj krivulji toplih struja tvari, odnosno na 96 °C na kompozitnoj krivulji hladnih struja tvari (slika 8.11.) a ispod nje se nalazi dodatno raspoloživo 15,98 MW toplinske energije, proveden je postupak integracije dodatnog (trećeg) stupnja ORC-a kako prikazuje slika 8.12. U postupku integracije trećeg stupnja ORC-a pojavljuju se dvije nove pinch točke.



Slika 8.11. Kompozitne krivulje nakon integracije dva stupnja ORC-a

Prva pinch točka se nalazi na temperaturi zasićenja (na hladnoj kompozinoj krivulji) te se krivulja promjene stanja radnog fluida u ORC-u i velika kompozitna krivulja dodiruju na temperaturi 83 °C. Razlog za pojavu druge pinch točke u odnosu na po jednu u prethodnim postupcima integracije ORC-a je dodatno ograničenje. Zbog tog ograničenja krivulje se dodatno dodiruju na temperaturi radnog fluida od 40 °C što odgovara temperaturi od 49 °C na

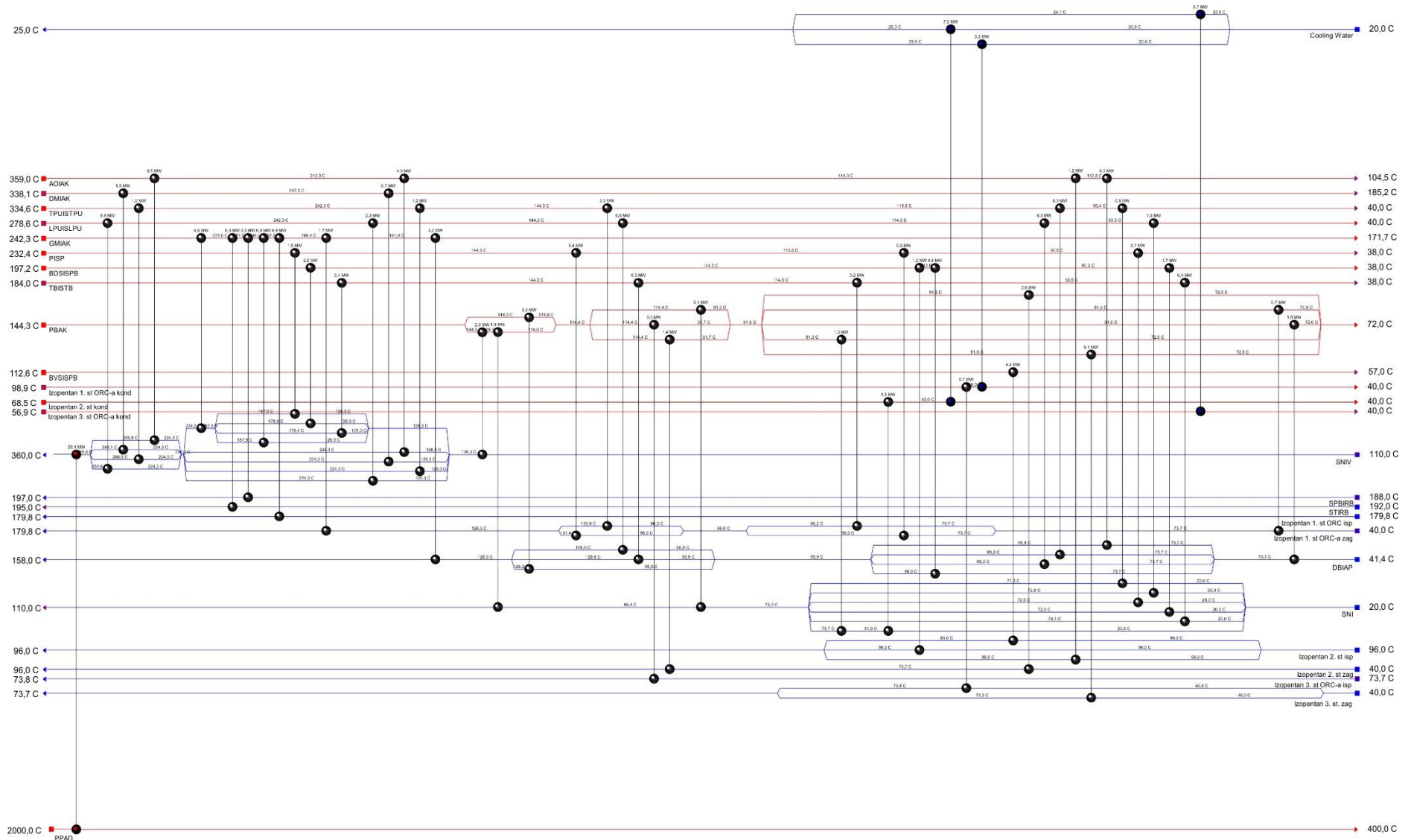
velikoj kompozitnoj krivulji, odnosno na izlazu iz kondenzatora (pumpe) prije zagrijavanja. Procesom integracije trećeg stupnja ORC-a postignuta je dodatna proizvodnja mehaničkog rada od 220 kW uz učinkovitost 5,7% pri optimalnim parametrima uz upotrebu izopentana kao radnog fluida. Potreba za odvođenjem toplinske energije je smanjena na 15,76 MW. Slika 8.13. prikazuje mrežu izmjenjivača topline nakon integracije tri stupnja ORC-a i sadrži 53 jedinice, a površina izmjenjivača topline je sada narasla na 35290 m².



Slika 8.12. Integracija trećeg stupnja ORC-a, 220 kW (izopentan) tlak radnog medija 3,9 bar, korištenjem velike kompozitne krivulje

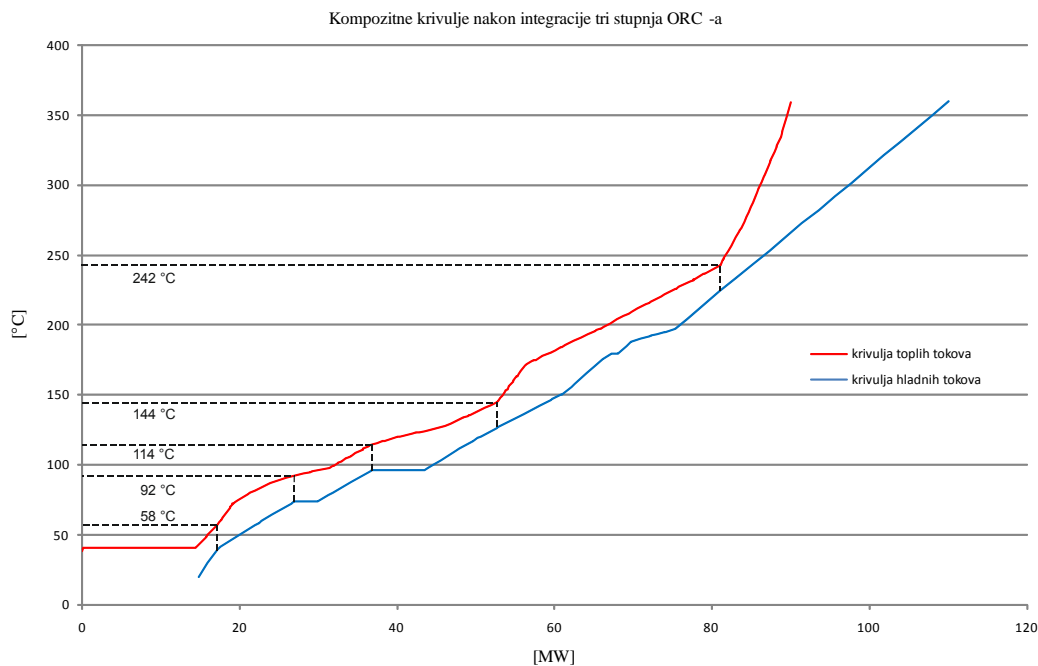
Novonastalo stanje je prikazano na slikama 8.14. i 8.15. Na temperaturama ispod pinch točke procesnih struja tvari, 242,3 °C odnosno 226,3 °C, kompozitne krivulje su nakon integracije tri stupnja ORC-a (slika 8.14.) puno bliže jedna drugoj nego što je to bio slučaj prije integracije ORC-a u sustav. To znači da se prijenos toplinske energije odvija uz manje temperaturne razlike. Pošto izmjena toplinske energije pri većim temperaturnim razlikama rezultira većom destrukcijom eksergije i obrnuto, razmak između kompozitnih krivulja je proporcionalan s destrukcijom eksergije. Ako se promatra destrukcija eksergije i pokušava postići maksimalna eksergijska učinkovitost, cilj je postići izmjenu toplinske energije uz što manje temperaturne razlike, odnosno što manji razmak između kompozitnih krivulja. Izmjena toplinske energije pri manjim temperaturnim razlikama zahtijeva veću površinu izmjenjivača topline što rezultira progresivno većim kapitalnim troškovima.

Nakon integracije trećeg stupnja ORC-a postoji ukupno pet pinch točki koje se na kompozitnoj krivulji toplih tokova nalaze na temperaturama 58 °C, 92°C, 114 °C, 144 °C i 242 °C (slika 8.14. i slika 8.15).



Slika 8.13. Mreža izmjenjivača toplote nakon integracije tri stupnja ORC-a

Pošto je preostalu raspoloživu toplinsku energiju (15,76 MW) moguće iskoristavati isključivo na temperaturama ispod 40 °C ne postoji mogućnost daljnjeg generiranja mehaničkog rada korištenjem postojećih tehnologija. Općenito, postoji mogućnost iskorištavanja raspoložive toplinske energije za neke druge potrebe, u prvom redu za niskotemperaturne sustave grijanja radnih prostora što u konačnici rezultira smanjenjem potrošnje fosilnih goriva koja se troše u tu svrhu. Na taj je način moguće dodatno poboljšati učinkovitost sustava u cjelini.

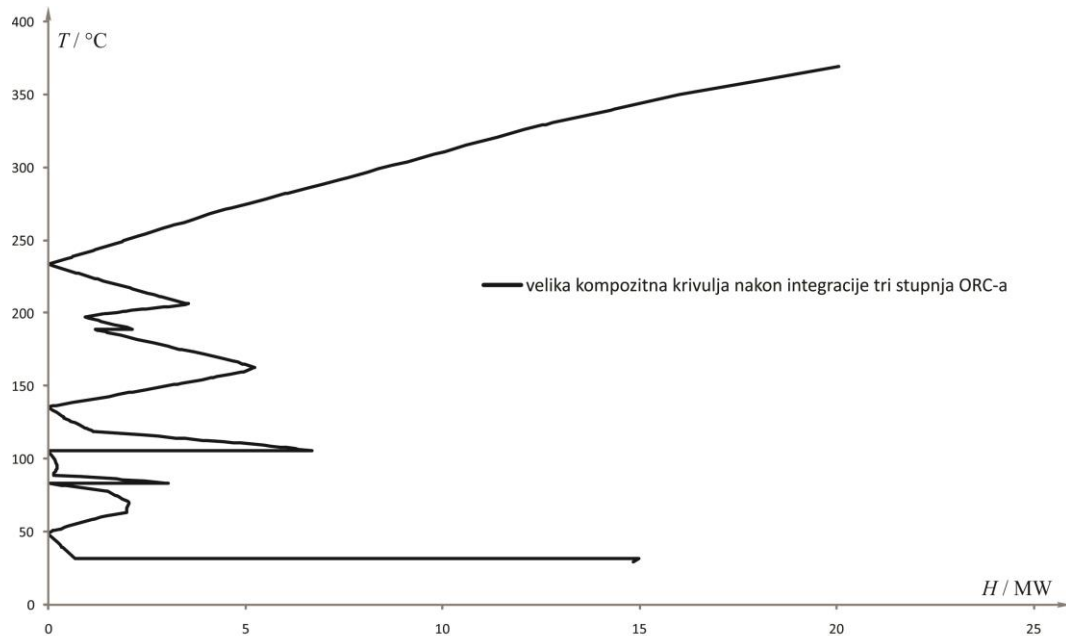


Slika 8.14. Kompozitne krivulje nakon integracije tri stupnja ORC-a (potreba za toplinskom energijom 20,05 MW i hlađenje 15,76 MW)

Analizirano rješenje s novom mrežom izmjenjivača topline i integracijom ORC-a u odnosu na trenutno stanje u pogonu rezultira smanjenjem potrebe za dodatnu opskrbu procesnog postrojenja toplinskom energijom, smanjenjem potrebe za rashladnim fluidima, ali se smanjuje i potreba za opskrbu električnom energijom iz vanjskih izvora. Istovremeno se povećava i složenost postrojenja što je jasno vidljivo ukoliko se usporede mreže izmjenjivača topline nakon integracije pojedinih stupnjeva ORC-a. Dodatna korist je rezultirajuće smanjenje emisija stakleničkih plinova uslijed smanjenja potrošnje primarnog goriva za zagrijavanje nafte ali i zbog činjenice da za pogon ORC-a nisu potrebni dodatni, vanjski izvori energije.

Dobiveno rješenje ne zadovoljava dva kriterija koja su postavljena na početku sedmog poglavlja a odnose se na utjecaj na proces prerade i kompleksnost rješenja. Problem je što analizirana opcija koja uključuje integraciju ORC-a može rezultirati značajnim utjecajem na odvijanje procesa prerade jer parametri postojećih materijalnih tokova na ulazu u procesne

kolone ovise o radu ORC-a. Osim toga, dobivena mreža izmjenjivača topline je prekompleksna da bi se takvo rješenje primijenilo u praksi. Stoga je potrebno provesti dodatnu analizu mogućnosti iskorištavanja raspoložive otpadne toplinske energije u ORC-u ali na način koji zadovoljava navedena dva kriterija.



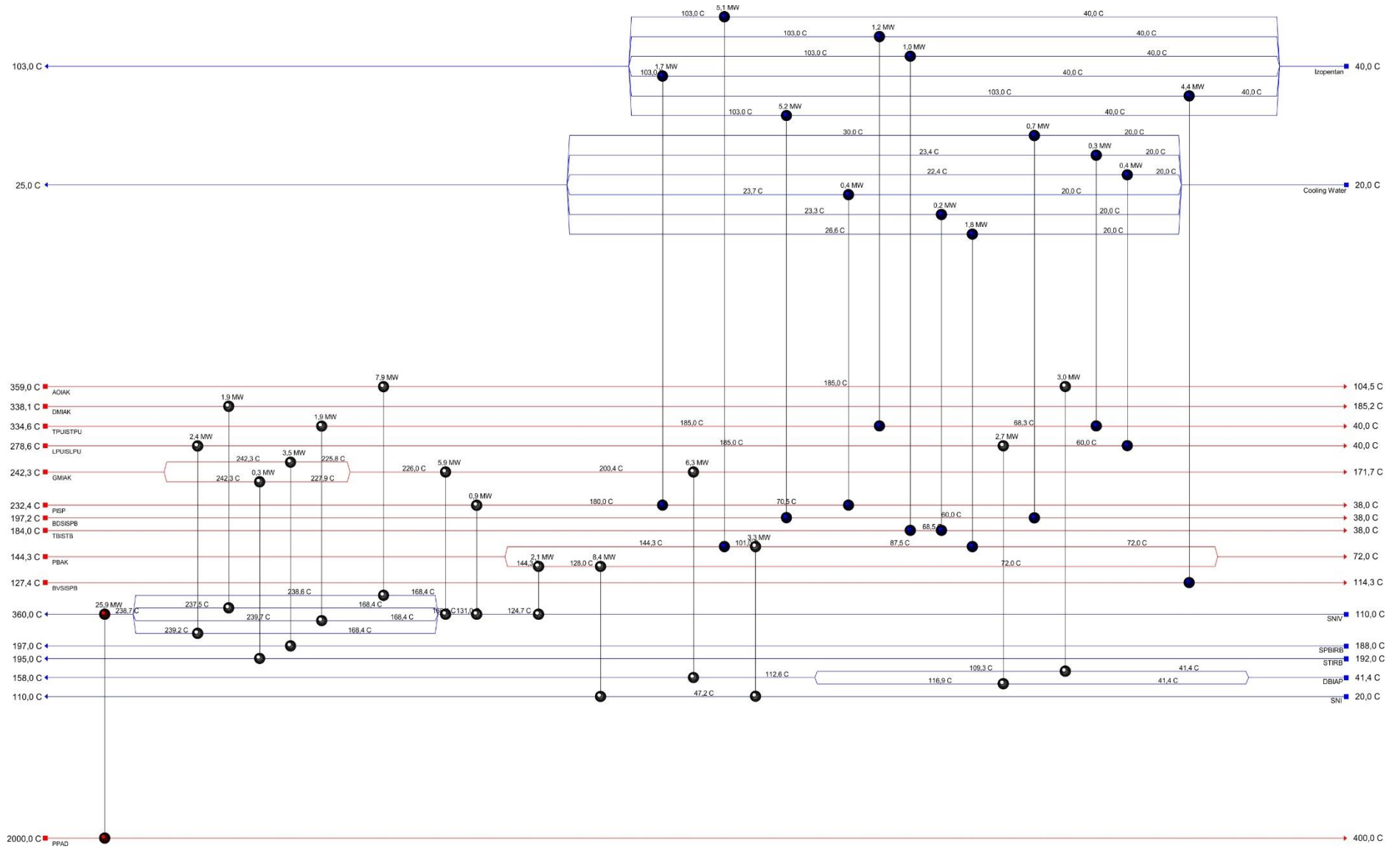
Slika 8.15. Velika kompozitna krivulja nakon integracije tri stupnja ORC-a

8.2. Iskorištavanje otpadne toplinske energije procesnih struja tvari u ORC-u

Općeniti prijedlog rješenja koje zadovoljava kriterije postavljene na početku sedmog poglavlja (utjecaj na proces prerade i kompleksnost rješenja) dobiven je na temelju mreže izmjenjivača topline predložene u poglavlju 7.4. (slika 7.17.). U model navedene mreže izmjenjivača topline, pripremljen u AEA[®], dodan je radni fluid ORC-a koji preuzima dio raspoložive toplinske energije umjesto odvođenja rashladnom vodom (slika 8.16.).

Dobivena mreža izmjenjivača topline zadovoljava kriterije navedene na početku sedmog poglavlja. Izmjena toplinske energije između procesnih struja tvari se odvija tako da ne utječe na odvijanje procesa prerade i zadovoljava procesna ograničenja. Osim toga, predložena mreža izmjenjivača topline je znatno jednostavnija od rezultata iz prethodnog poglavlja (slika 8.13.).

U rashladnom sustavu koji se koristi u RNS najniža temperatura na koju se radni fluid u postojećem Rankineovom ciklusu hladi je 40 °C te je ta temperatura uzeta kao najniža i za radni fluid u ORC-u. U skladu s tim te definiranim parametrima rada mreže izmjenjivača topline, najniža temperatura na koju se procesni fluidi hlade pri prijenosu toplinske energije radnom fluidu u ORC-u iznosi 58 °C.



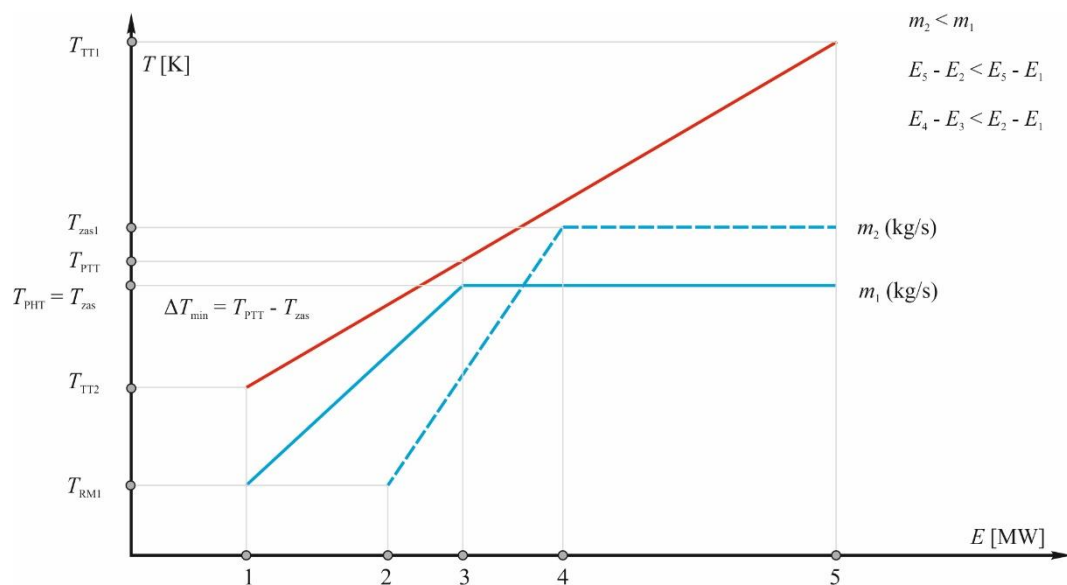
Slika 8.16. Nova mreža izmjenjivača topline uz iskorištavanje otpadne toplinske energije u ORC-u

Analiza pokazuje da je pri hlađenju svih procesnih struja tvari na krajnju temperaturu a najniže do 58 °C, maksimalno raspoloživa toplinska energija za iskorištavanje u sustavu ORC-a iznosi 20,7 MW.

Kao što je već objašnjeno ranije, vrlo bitnu ulogu u procesu projektiranja ORC-a ima izbor radnog fluida i parametara zbog čega je potrebno provesti postupak optimizacije.

8.3. Izbor radnog fluida i optimizacija parametara u ORC-u (realno rješenje)

Pri opisu optimizacije parametara radnog fluida u ORC-u kao osnovni slučaj razmatra se izmjena toplinske energije između tople i hladne struje tvari, pri čemu hladna struja isparava do stanja SZP (slika 8.17.).



Slika 8.17. Osnovni slučaj zagrijavanja radnog fluida do stanja SZP (svjetlo plava puna linija) i slučaj povećanja tlaka (isprekidana linija)

U prvom koraku je pretpostavljeno da pri zadanoj minimalnoj temperaturnoj razlici postoji tlak radnog fluida (uz odgovarajuću temperaturu zasićenja) pri kojem će topli fluid (crvena puna linija) predati hladnom fluidu (svjetlo plava puna linija) ukupno raspoloživu toplinsku energiju između stanja 1 i 5 uz odgovarajući protok radnog fluida m_1 . Najmanja temperaturna razlika (pinch točka) se nalazi u točki 3.

Ukoliko se tlak radnog fluida poveća (isprekidana svjetlo plava linija) s ciljem povećanja temperature isparavanja i odgovarajućeg poboljšanja učinkovitosti Rankineovog ciklusa, uz istu minimalnu temperaturnu razliku pinch točka se pomiče u točku 4. Pošto je raspoloživa toplinska energija za isparavanje fluida ($E_5 - E_4$) manja nego kod prethodnog slučaja ($E_5 - E_3$), pretpostavlja se da je maseni protok m_2 manji od m_1 . Manji protok m_2 rezultira i manjom potrebnom energijom za zagrijavanje radnog fluida od početne temperature do temperature

zasićenja ($E_4 - E_2$) nego što je to bilo potrebno u prethodnom slučaju ($E_3 - E_1$). U oba slučaja je početna temperatura T_1 ista i jednaka temperaturi fluida na izlazu iz kondenzatora.

Podaci o fizikalnim svojstvima analiziranih organskih radnih medija pokazuju da se entalpija isparavanja pri povećanju radnog tlaka smanjuje. Zbog smanjenja entalpije isparavanja pri povećanju tlaka teorijski je moguć slučaj u kojem je raspoloživa energija desno od pinch točke dovoljna da maseni protok bude potpuno isti kao u prvotno opisanom slučaju. Tada bi na konačni maseni protok i iskorištavanje raspoložive energije lijevo od pinch točke utjecala fizikalna svojstva fluida u kapljevitom stanju. Ova teorijska analiza će se ipak temeljiti na općem slučaju u kojem se smanjenje raspoložive energije po jedinici mase radnog fluida pri povećanju tlaka radnog fluida znatno razlikuje od promjene entalpije isparavanja. To je i potvrđeno proračunima na razmatranom objektu istraživanja. Matematički model proračuna optimalnih parametara je pripremljen tako da uzima u obzir i ovakve teorijske mogućnosti.

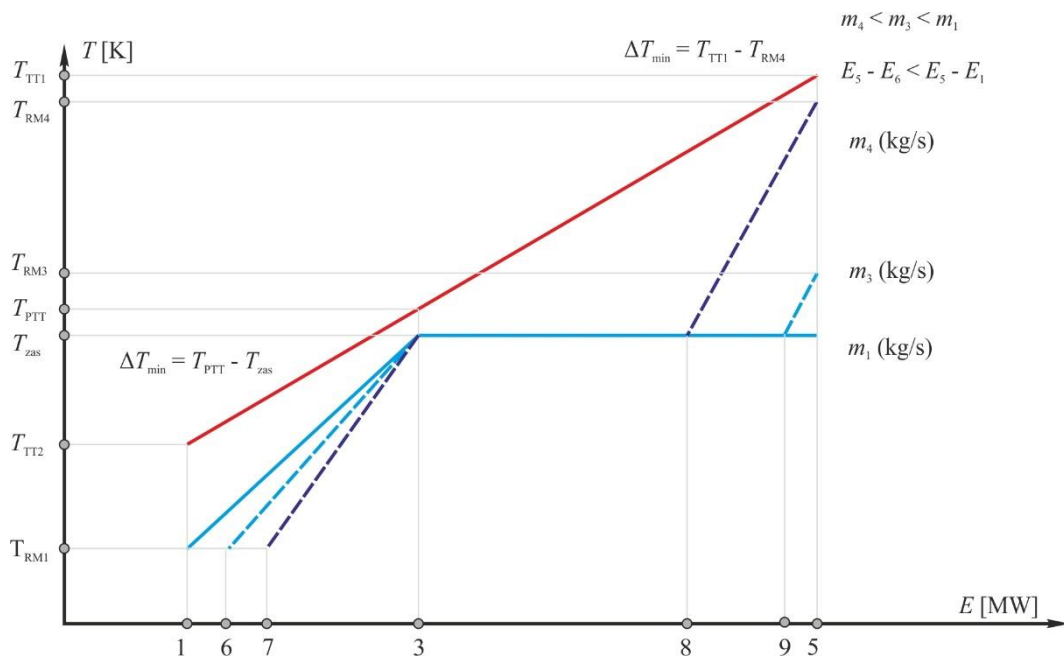
Povećanjem temperature radnog fluida poboljšava se učinkovitost cilusa ali se istovremeno smanjuje protok fluida i izmjenjeni toplinski tok, odnosno raspoloživi toplinski tok u ciklusu.

Situaciju kod povećanja temperature radnog fluida pregrijavanjem, bez promjene tlaka prikazuje slika 8.18. (svjetlo plava isprekidana linija). Pritom postoji ograničenje maksimalne temperature do koje se fluid može pregrijavati a postiže se kad razlika između temperature tople struje i temperature pregrijanja dostigne zadanu minimalnu temperaturnu razliku (plava isprekidana linija). U tom slučaju se javlja druga pinch točka u točki 5.

Kod smanjenja tlaka radnog fluida u odnosu na osnovni slučaj dolazi do smanjenja učinkovitosti ciklusa. Uz zadržavanje minimalne temperaturne razlike pinch točka se pomiče ulijevo u točku 10 (svjetlo plava isprekidana linija na slici 8.19.). Raspoloživa energija za isparavanje fluida (desno od pinch točke) se povećava ali se smanjuje raspoloživa energija za zagrijavanje radnog fluida od stanja 1 do stanja vrele kapljevine u točki 10 (lijevo od pinch točke). Pretpostavi li se da se specifični toplinski kapacitet fluida u kapljevitoj fazi mijenja zanemarivo malo, njegova promjena ne može rezultirati smanjenjem potrebne energije po jedinici mase za zagrijavanje radnog fluida do temperature zasićenja, a koja bi bila usporediva s promjenom raspoložive energije po jedinici mase lijevo od pinch točke. Zbog smanjenja raspoložive energije lijevo od pinch točke smanjio bi se i protok radnog fluida m_5 , te bi pri zagrijavanju te količine fluida do stanja SZP (točka 12) dio raspoložive energije desno od pinch točke ostao neiskorišten ($E_5 - E_{12}$). Da bi se poboljšalo iskorištavanje raspoložive energije pri zadanom tlaku postoje dvije mogućnosti:

- pregrijavanje radnog fluida (isprekidana smeđa linija);

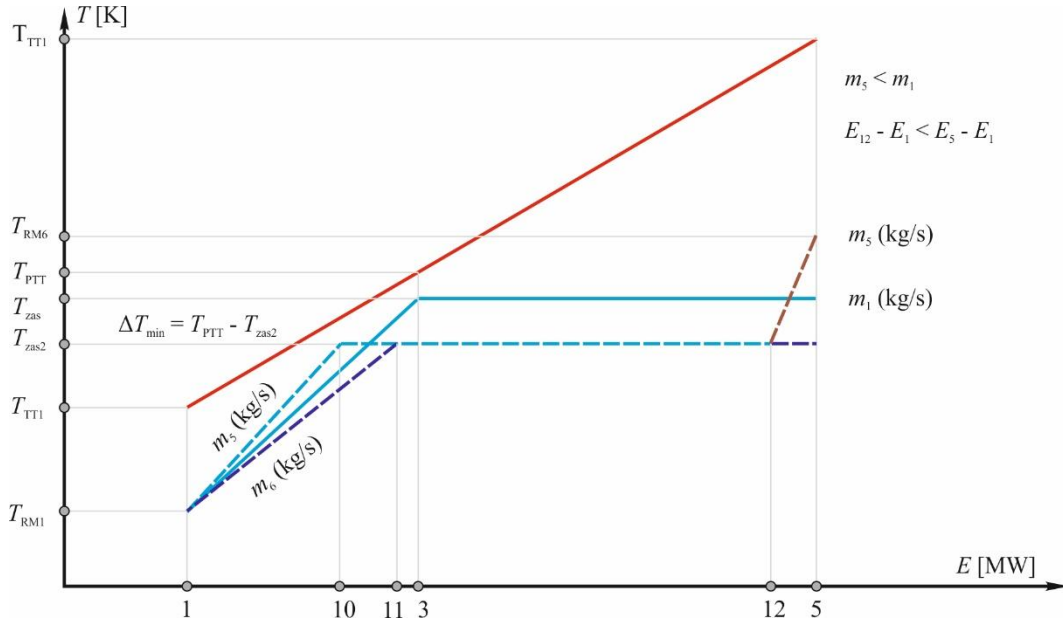
- pomicanje pinch točke u desno, pri čemu se smanjuje dio energije koji se može iskoristiti za isparavanje radnog fluida ali se povećava dio energije lijevo od pinch točke. Istovremeno se povećava minimalna temperaturna razlika (isprekidana plava linija). Rezultat je povećanje protoka radnog fluida (m_6).



Slika 8.18. Pregrijavanje radnog fluida

U prvom slučaju maseni protok se ne mijenja i poboljšava se učinkovitost ciklusa. Ograničenje primjene ove opcije jest dostizanje druge pinch točke kada se razlika temperature između toplog fluida i temperature na koju se pregrijava radni fluid izjednači sa zadanom minimalnom temperaturnom razlikom.

U drugoj opciji, pomicanjem pinch točke u desno moguće je pronaći ravnotežno stanje i iskoristiti ukupno raspoloživu toplinsku energiju pri zadanom tlaku radnog fluida, ali uz posljedično povećanje minimalne temperaturne razlike. Uz pretpostavku potpunog iskorištenja raspoložive energije i smanjenu iskoristivost ova opcija kod analiziranog objekta istraživanja nije posebno zanimljiva pri optimizaciji parametara radnog fluida u ORC-u, jer ne donosi nikakvo poboljšanje u odnosu na prethodna razmatranja. Općenito bi mogla biti ozbiljnije razmatrana u situacijama u kojima bi se postigle značajne uštede zbog jednostavnije i jeftinije konstrukcije radnih pumpi, turbine, izmjenjivača topline i kondenzatora zbog snižavanja radnog tlaka i temperature.



Slika 8.19. Snižavanje tlaka radnog fluida

8.3.1. Matematički model

U programskom paketu Matlab (Simulink) je pripremljen model s ciljem proračuna optimalnih parametara radnog fluida pri ugradnji ORC-a u pogon **AD**:

$$T_{PTT,1} = T_{zas} + \Delta T_{min}, \quad (8.1)$$

$$h_{PTTmin} = h_{TT,2} + \frac{m_{RM}(h'_{RM} - h_{RM,1})}{m_{TT}}, \quad (8.2)$$

$$\text{Ako je } T_{PTT,1} \geq T_{PTTmin} \rightarrow T_{PTT} = T_{PTT,1}, \quad (8.3)$$

u suprotnom je $T_{PTT} = T_{PTTmin}$;

$$m_{RM} = \frac{m_{TT}(h_{TT,1} - h_{PTT})}{h_{RM,2} - h'_{RM}}, \quad (8.4)$$

$$Q_{RM} = m_{RM}(h_{RM,2} - h_{RM,1}), \quad (8.5)$$

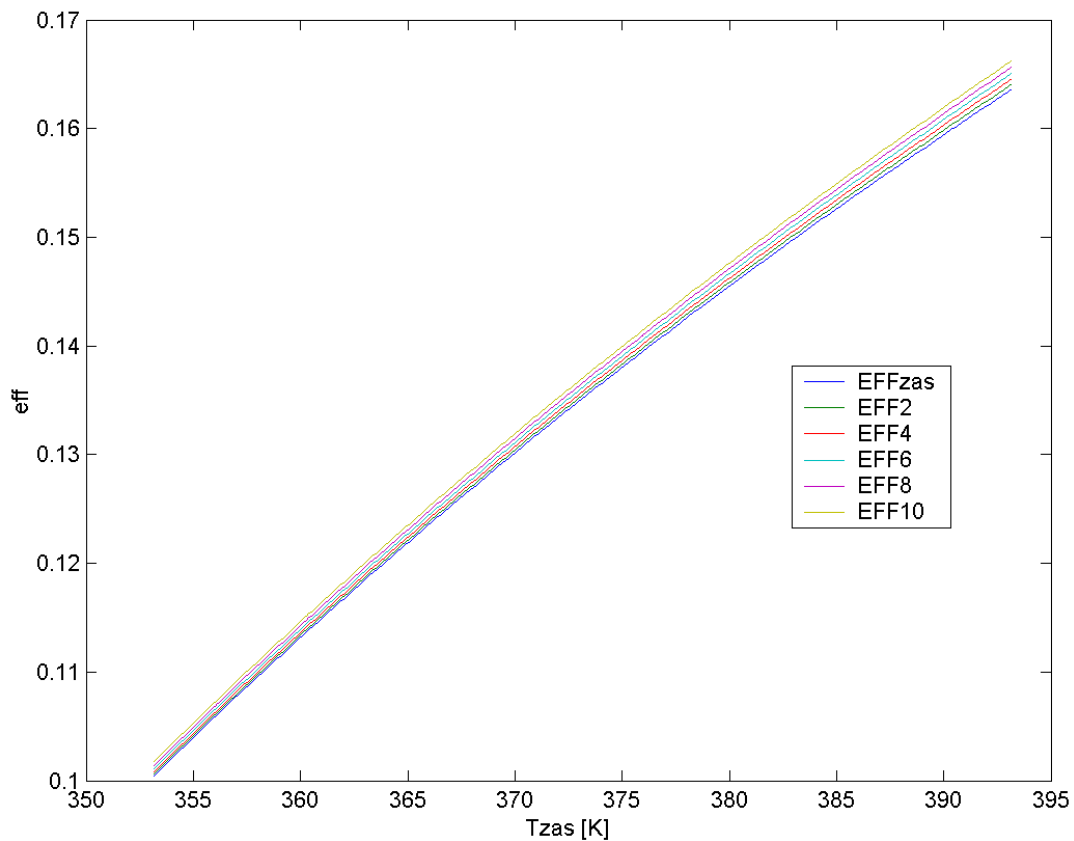
$$\eta_c = 1 - \frac{T_{odv}}{T_{dov}}, \quad (8.6)$$

$$Q_{maxKC} = \eta_c Q_{RM}, \quad (8.7)$$

U modelu s pripadajućih 7 jednadžbi se nalazi 7 nepoznanica: T_{PTT1} , T_{PTT2} , T_{PTT} , m_{RM} , E_{RM} , η_c i Q_{maxKC} . S ciljem pojednostavljenja modela pretpostavljeno je da su temperature dovođenja i odvođenja toplinske energije (T_{dov} i T_{odv}) konstantne.

8.3.2. Rezultati optimizacije

Model je postavljen tako da proračunava radne parametre fluida za slučajeve zagrijavanja fluida do stanja SZP i pet slučajeva pregrijanja fluida za 2, 4, 6, 8 i 10 °C od promatrane temperature zasićenja (zavisne o tlaku radnog fluida). Izvor toplinske energije za ciklus su šest procesnih struja tvari (PB_{AK} , P_{SP}^I , BVS_{AD}^I , BDS_{AD}^I , TPU_{STPU}^I , TB_{STB}^I) koje su odabrane nakon provedenog postupka integracije procesa nad objektom istraživanja. Svi rezultati su prikazani za radni fluid izopentan.

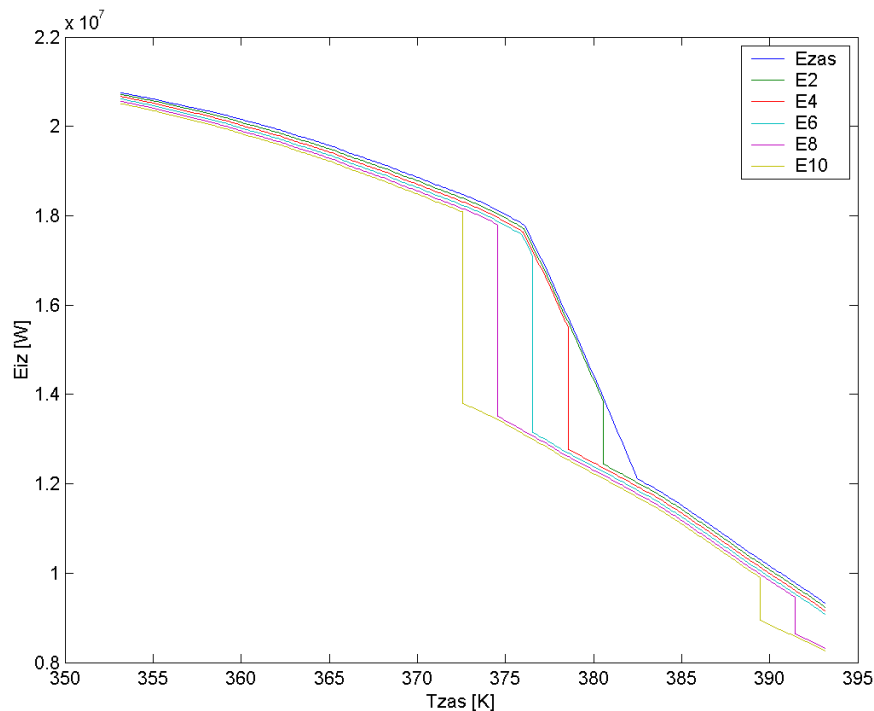


Slika 8.20. Promjena Carnotove učinkovitosti zavisno o temperaturi zasićenja radnog fluida (tlaku radnog fluida) i pregrijanju za 2, 4, 6, 8 i 10 °C

Slika 8.20. prikazuje zavisnost Carnotove učinkovitosti o temperaturi zasićenja (zavisnoj o tlaku radnog fluida) za svih šest navedenih slučajeva koji se razmatraju. Na osi apscise je prikazana temperatura zasićenja radnog fluida te se vidi da je u promatranim slučajevima, za sve temperature zasićenja koje su uzete u razmatranje, najveća Carnotova učinkovitost kod pregrijanja fluida za 10 °C, odnosno kod najveće zadane krajnje temperature radnog fluida.

Slika 8.21. prikazuje zavisnost ukupno izmijenjenog toplinskog toka između procesnih struja tvari (topla struja) i radnog fluida u ORC-u o temperaturi zasićenja. Očito je da izmjena energije opada s povećanjem tlaka radnog fluida što je u skladu s uvodnim objašnjenjem, te da se najveća

količina energije izmjenjuje u slučaju zagrijavanja radnog fluida do stanja SZP. Nagli padovi u karakteristikama su rezultat stanja u kojem je razlika između temperature tople procesne struje i temperature radnog fluida u ORC-u manja od zadane minimalne temperaturne razlike, te se pretpostavlja da nije moguće ostvariti izmjenu toplinske energije. Odnosno, za zadani tlak radnog fluida i krajnju temperaturu na koju se zagrijava, u točki naglog pada količine izmijenjene energije nalazi se druga pinch točka.



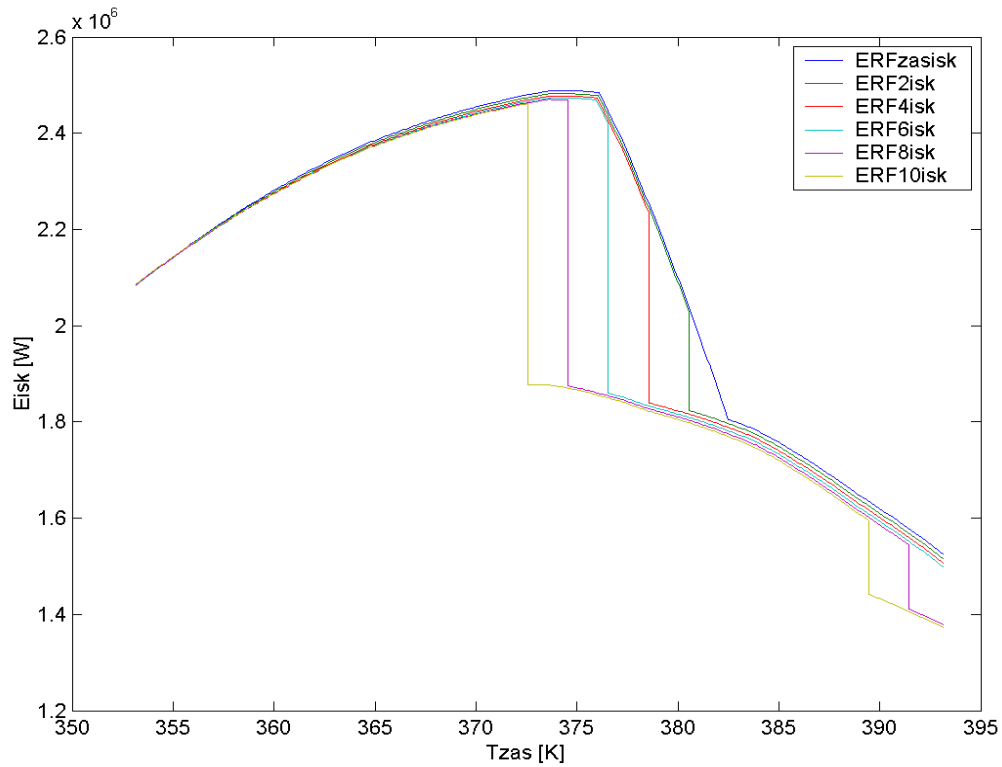
Slika 8.21. Zavisnost toplinskog toka o tlaku radnog fluida

Na kraju se množenjem dobivene Carnotove učinkovitosti i pripadajućeg toplinskog toka dobije maksimalno moguća (Carnotova) mehanička snaga ORC-a (slika 8.22.), na kojoj je vidljivo da se optimum postiže za slučaj korištenja fluida u stanju SZP (Ezas).

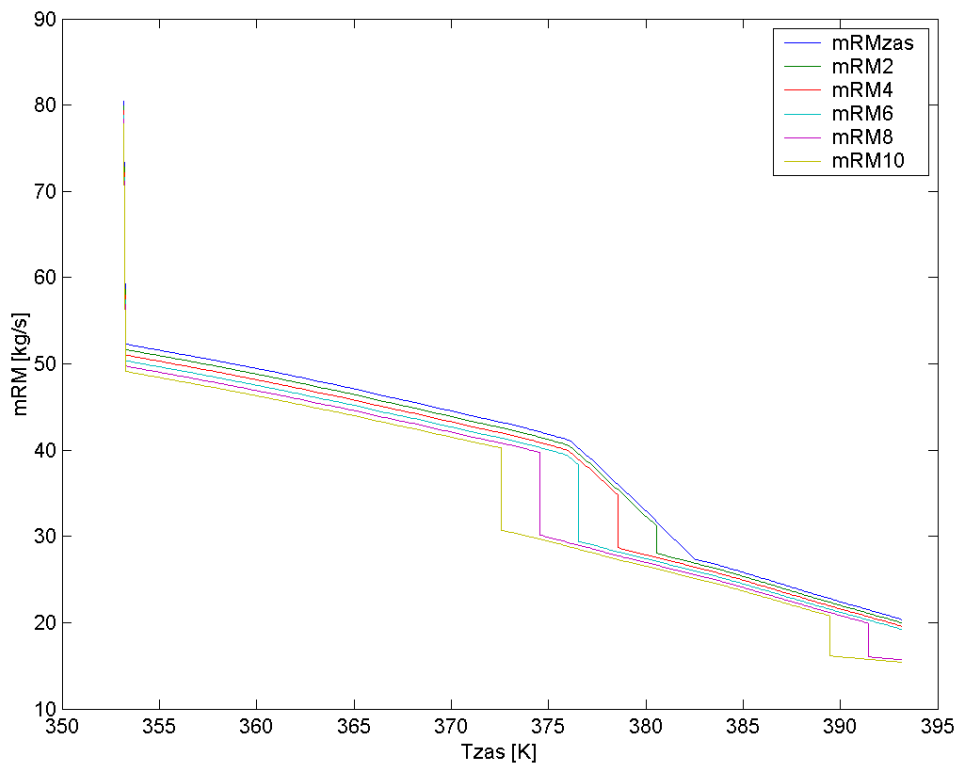
Slika 8.23. prikazuje zavisnost masenog protoka o temperaturi zasićenja i završnom stanju radnog fluida.

Pri izboru odgovarajućeg radnog fluida korištenjem optimizacijskog modela, ispitani su butan, heksan, izobutan, izopentan, pentan, R236ea, R236fa, R245ca, R245fa i R365mfc (tablica 8.1.). Pokazalo se, da je pri optimalnim radnim parametrima na radni fluid u ORC-u moguće prenijeti između 17,34 i 20,17 MW raspoloživog otpadnog toplinskog toka pri zagrijavanju radnog fluida na temperaturu 101 – 103 °C, zavisno o fluidu i njegovim fizikalnim karakteristikama. Podaci dobiveni analizom u AEA[®] iskorišteni su za proračune radnih parametara ciklusa za proizvodnju električne energije upotrebom ORC-a, uključujući i sve

dodatne elemente, pumpe i ventilatore, potrebne za transport radnog fluida, rashladne vode i zraka na rashladnim tornjevima.



Slika 8.22. Maksimalno moguća mehanička snaga ORC-a (uz Carnotovu učinkovitost)



Slika 8.23. Zavisnost masenog protoka o parametrima rada ORC-a

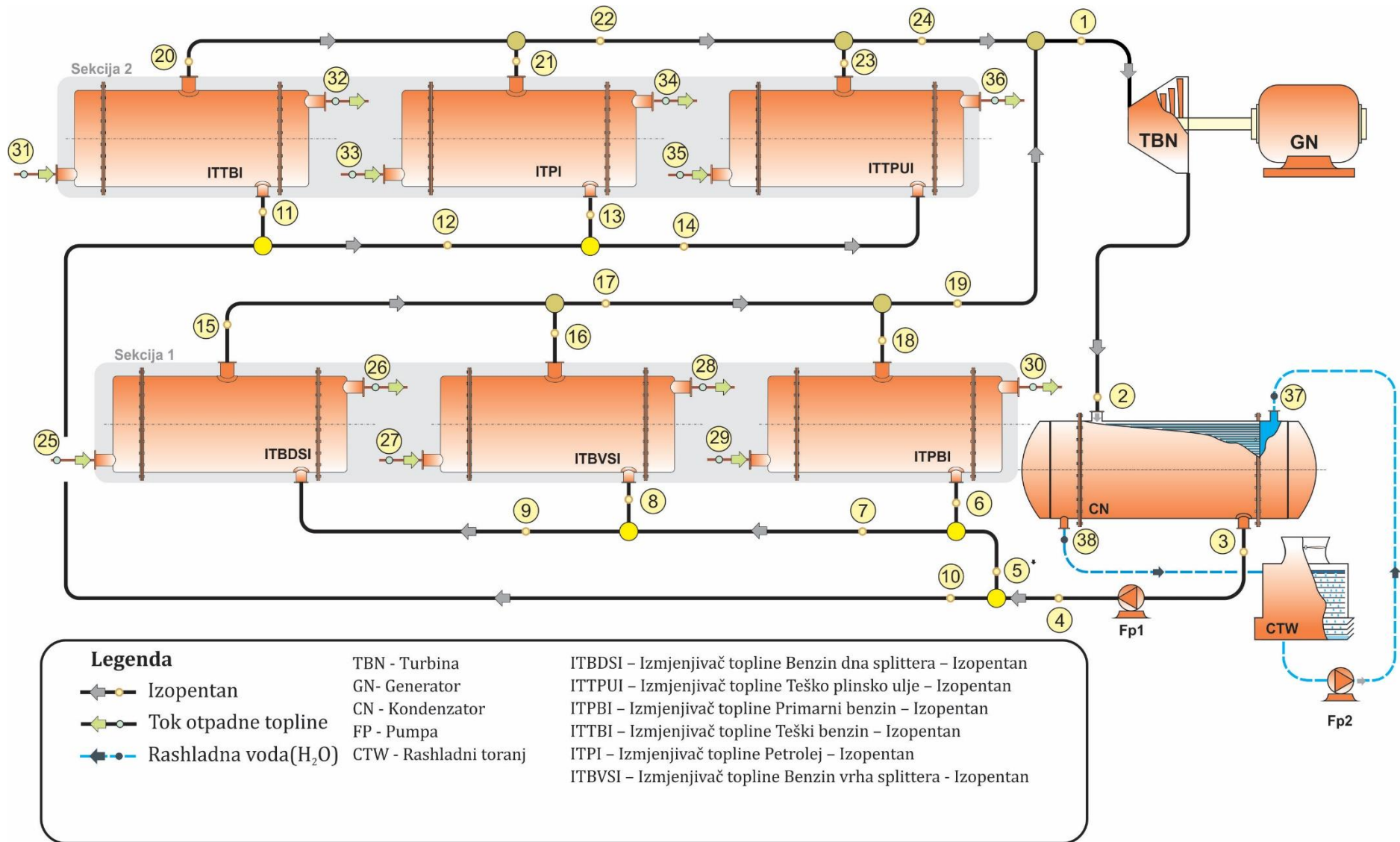
Tablica 8.1. Optimalni radni parametri za tipične organske fluide

	Preuzeta toplina [kW]	Radni tlak [bar]	Temperatura isparavanja [°C]	Proizvodnja el. energije [kW]	Snaga pumpe radnog medija [kW]	Netto električna snaga [kW]
Butan	18416	15.99	102	1675	146	1529
Heksan	17341	2.49	101	1525	19	1505
Izobutan	19174	21.11	103	1745	229	1516
Izopentan	18031	7.30	101	1581	63	1518
Pentan	17701	5.99	101	1563	48	1515
R236ea	19199	16.78	103	1690	154	1536
R236fa	20174	20.65	103	1752	229	1523
R245ca	18214	9.39	101	1606	67	1539
R245fa	18455	13.30	102	1656	106	1549
R365mfc	18232	5.94	101	1575	46	1529

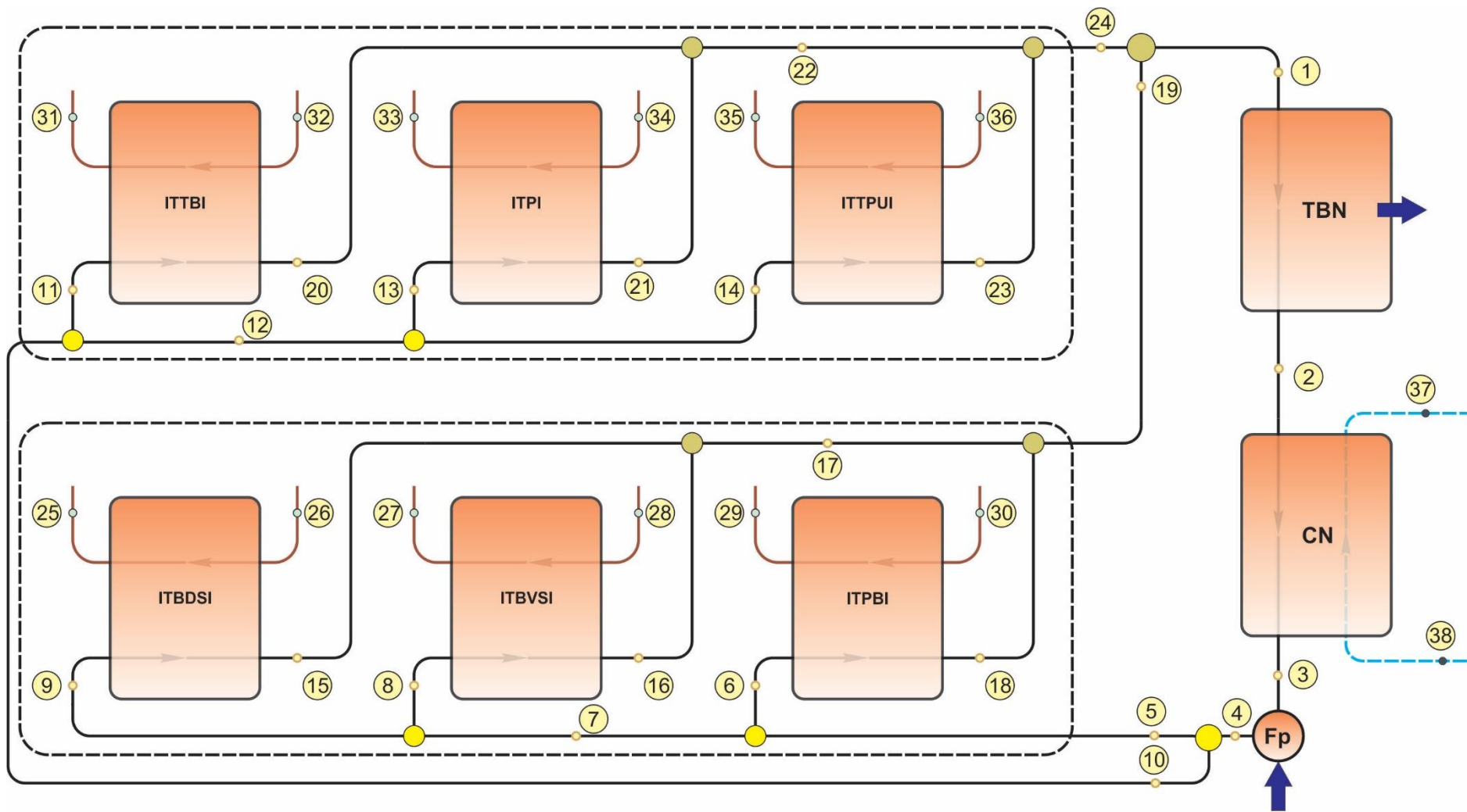
Na temelju provedene analize može se zaključiti da je izopentan najprikladniji fluid za analizirani ciklus. Razlozi za ovakav izbor su netto električna snaga od 1518 kW, najmanja potrebna količina radnog fluida u cirkulaciji, 143 t/h u odnosu na 541 t/h kod R245, što rezultira manjom investicijom u pumpu radnog fluida, instalacije, izmjenjivače topline i kondenzator. Odabirom izopentana se snižavaju investicijski troškovi, pošto je snaga pumpe za radni fluid gotovo sedam puta manja nego kod upotrebe R245. U pogledu zaštite okoliša izopentan je isto tako jedno od najboljih rješenja jer ima potencijal zagrijavanja okoliša $GWP_{IP} = 3$ spram 1030 kod R-245. Za hlađenje rashladne vode potrebne za odvijanje procesa u ORC-u, iskoristit će se postojeći rashladni toranj koji ima dovoljan kapacitet za odvođenje toplinske energije, što indicira da nisu potrebne dodatne investicije.

8.3.3. Prijedlog rješenja sustava ORC

Na temelju predloženog općeg rješenja, rezultata analize u AEA[®] i rezultata optimizacije parametara radnog fluida u ORC-u u prethodnom poglavlju, predloženo je rješenje sustava izmjenjivača topline i ugradnja ORC-a za iskorištavanje otpadne toplinske energije procesnih struja tvari koje zadovoljava sve postavljene procesne uvjete (slika 8.24.). Slika 8.25. prikazuje pojednostavljenu shemu sustava.

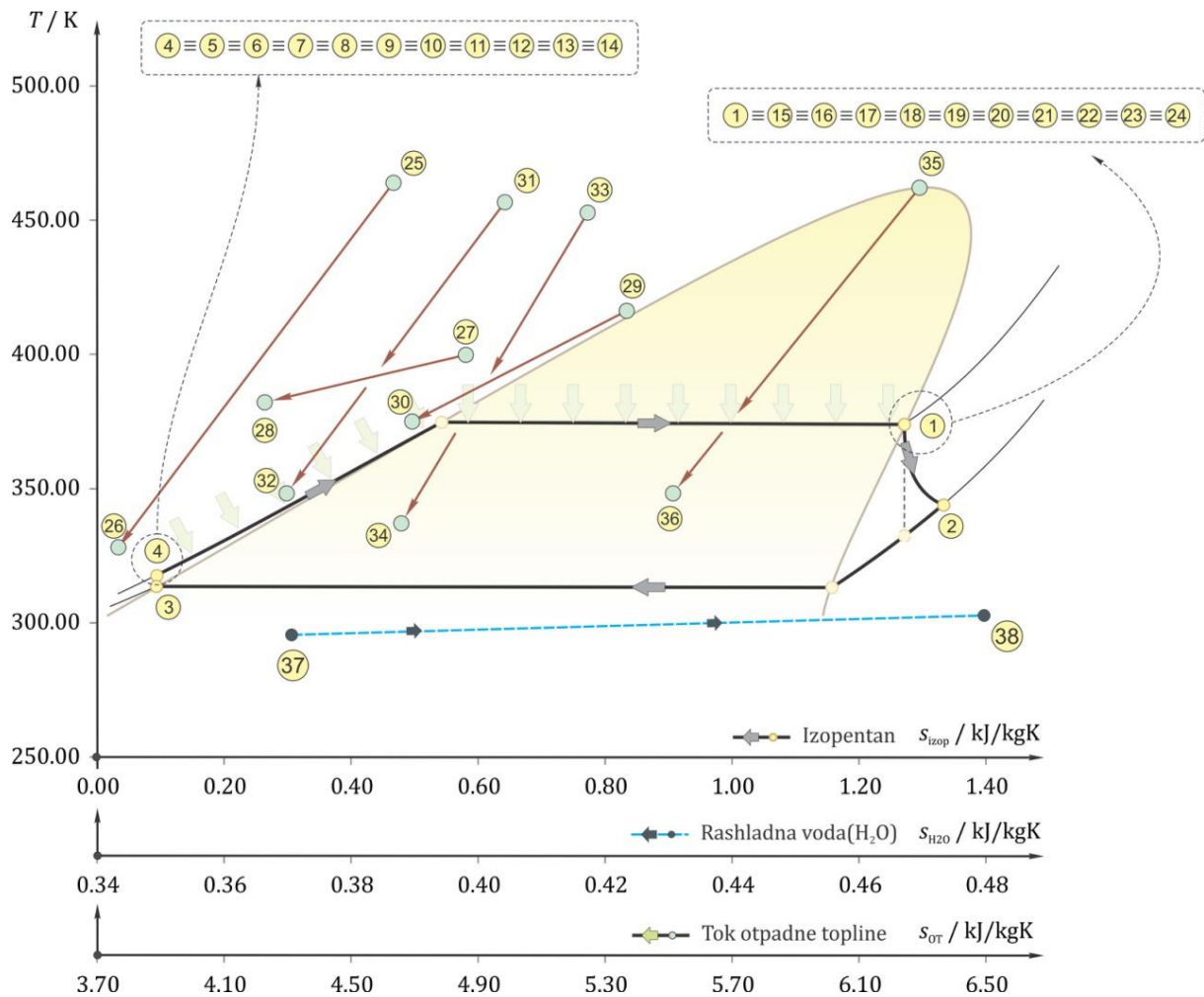


Slika 8.24. ORC s mrežom izmjenjivača topline



Slika 8.25. Pojednostavljena shema predloženog sustava

Slika 8.26. prikazuje dijagram promjene stanja radnog fluida u ORC-u, procesnih struja tvari od kojih se preuzima raspoloživa energija i rashladne vode u kondenzatoru, a u tablici 8.2. su specificirane struje i njihovi parametri u označenim točkama ciklusa.



Slika 8.26. T-s krivulje za predloženi sustav

U predloženom sustavu s novom mrežom izmjenjivača topline i izopentanom kao radnim fluidom u ORC-u energetske potrebe su značajno smanjene, te je umjesto 38,7 MW potrebno dovesti 25,86 MW dodatne toplinske energije za procesne potrebe, što predstavlja uštedu od 33%. Istovremeno je potrebno odvoditi 21,73 MW toplinske energije korištenjem rashladne vode umjesto postojećih 36,10 MW, što predstavlja smanjenje od 40%. Pored toga, nova mreža izmjenjivača topline osigurava dodatnu korist u financijskom smislu, odnosno po pitanju učinkovitosti sustava. U postojećem sustavu se u izmjenjivačima topline E-6107, E-6116 i E-6120 kao rashladni fluid koristi zrak i za dobavu zraka je pri analiziranom kapacitetu rada procesnog pogona ukupno potrebno oko 250 kW električne energije.

Tablica 8.2. Podaci o strujama u predloženom sustavu za iskorištavanje otpadne toplinske energije

Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	\dot{m}	h	T	p	s
1	Izopentan	Ulaz u TBN	41,97	457,19	374,15	0,74	1,27
2	Izopentan	Ulaz u CN (izlaz iz TBN)	41,97	419,41	344,28	0,15	1,33
3	Izopentan	Ulaz u FP1 (izlaz iz CN)	41,97	28,30	313,15	0,15	0,09
4	Izopentan	Izlaz iz FP1	41,97	29,80	313,60	0,74	0,09
5	Izopentan	Ulaz u Sekciju 1	33,68	29,80	313,60	0,74	0,09
6	Izopentan	Ulaz u ITPBI	11,73	29,80	313,60	0,74	0,09
7	Izopentan	Ulaz u ITBVSI i ITBDSI	21,95	29,80	313,60	0,74	0,09
8	Izopentan	Ulaz u ITBVSI	10,23	29,80	313,60	0,74	0,09
9	Izopentan	Ulaz u ITBDSI	11,72	29,80	313,60	0,74	0,09
10	Izopentan	Ulaz u Sekciju 2	8,29	29,80	313,60	0,74	0,09
11	Izopentan	Ulaz u ITTBI	2,06	29,80	313,60	0,74	0,09
12	Izopentan	Ulaz u ITPI i ITTPUI	6,23	29,80	313,60	0,74	0,09
13	Izopentan	Ulaz u ITPI	3,56	29,80	313,60	0,74	0,09
14	Izopentan	Ulaz u ITTPUI	2,67	29,80	313,60	0,74	0,09
15	Izopentan	Izlaz iz ITBDSI	11,72	457,19	374,15	0,74	1,27
16	Izopentan	Izlaz iz ITBVSI	10,23	457,19	374,15	0,74	1,27
17	Izopentan	Izlaz iz ITBDSI i ITBVSI	21,95	457,19	374,15	0,74	1,27
18	Izopentan	Izlaz iz ITPBI	11,73	457,19	374,15	0,74	1,27
19	Izopentan	Izlaz iz Sekcije 1	33,68	457,19	374,15	0,74	1,27
20	Izopentan	Izlaz iz ITTBI	2,06	457,19	374,15	0,74	1,27
21	Izopentan	Izlaz iz ITPI	3,56	457,19	374,15	0,74	1,27
22	Izopentan	Izlaz iz ITTBI i ITPI	5,62	457,19	374,15	0,74	1,27
23	Izopentan	Izlaz iz ITTPUI	2,67	457,19	374,15	0,74	1,27
24	Izopentan	Izlaz iz Sekcije 2	8,29	457,19	374,15	0,74	1,27
25	Benzin dna splittera	Ulaz u ITBDSI	15,86	453,23	470,35	0,52	4,62
26	Benzin dna splittera	Izlaz iz ITBDSI	15,86	121,18	333,15	0,52	3,78
27	Benzin vrha splittera	Ulaz u ITBVSI	15,17	584,41	400,55	0,52	4,87
28	Benzin vrha splittera	Izlaz iz ITBVSI	15,17	295,35	387,45	0,52	4,16
29	Primarni benzin	Ulaz u ITPBI	18,92	717,62	417,45	0,12	5,35
30	Primarni benzin	Izlaz iz ITPBI	18,92	447,69	374,15	0,12	4,67
31	Teški benzin	Ulaz u ITTBI	3,64	396,02	457,15	0,35	4,96
32	Teški benzin	Izlaz iz ITTBI	3,64	131,40	341,65	0,35	4,30
33	Petrolej	Ulaz u ITPI	6,76	380,70	453,15	0,35	5,27
34	Petrolej	Izlaz iz ITPI	6,76	131,86	343,65	0,35	4,64
35	Teško plinsko ulje	Ulaz u ITTPUI	4,83	366,96	458,15	0,35	6,21
36	Teško plinsko ulje	Izlaz iz ITTPUI	4,83	110,94	341,45	0,35	5,55
37	Voda za hlađenje	Ulaz u CN	559,07	105,29	298,15	0,50	0,37
38	Voda za hlađenje	Izlaz iz CN	559,07	138,63	306,15	0,40	0,48

\dot{m} [kg/s], h [kJ/kg], T [K], p [MPa], s [kJ/kgK], referentno stanje $p = p_0$; $T = 0$ K

Tablica 8.3. Parametri izmjenjivača topline i parametri struja tvari u izmjenjivačima topline ORC-a

Izm. topline	$UI/W/m^2K$	Struja	Tip	Radni fluid	\dot{m}	T	h	h_0	s	s_0	e_{FZ}	E
ITPBI		29	topli	Primarni benzin	18,92	717,62	417,45	58,98	5,35	3,65	151,79	2871,77
		30	topli			447,69	374,15	58,98	4,67	3,65	84,60	1600,58
		6	hladni	Izopentan	11,73	313,6	29,8	-6,45	0,09	-0,02	3,00	35,15
	18	hladni	374,15			457,19	-6,45	1,27	-0,02	78,57	921,63	
ITBVSİ		27	topli	Benzin vrha splitera	15,17	400,55	584,41	55,46	4,87	3,52	126,45	1918,21
		28	topli			387,45	295,35	55,46	4,16	3,52	49,07	744,45
		8	hladni	Izopentan	10,23	313,60	29,80	-6,45	0,09	-0,02	3,00	30,66
	16	hladni	374,15			457,19	-6,45	1,27	-0,02	78,57	803,77	
ITBDSİ		25	topli	Benzin dna splitera	15,86	470,35	453,23	50,50	4,62	3,64	110,54	1753,21
		26	topli			333,15	121,18	50,50	3,78	3,64	28,94	458,97
		9	hladni	Izopentan	11,72	313,60	29,80	-6,45	0,09	-0,02	3,00	35,12
	15	hladni	374,15			457,19	-6,45	1,27	-0,02	78,57	920,84	
ITTBI		31	topli	Teški benzin	3,64	457,15	396,02	45,33	4,96	4,06	82,35	299,77
		32	topli			341,65	131,40	45,33	4,30	4,06	14,51	52,83
		11	hladni	Izopentan	2,06	313,60	29,80	-6,45	0,09	-0,02	3,00	6,17
	20	hladni	374,15			457,19	-6,45	1,27	-0,02	78,57	161,85	
ITPI		33	topli	Petrolej	6,76	453,15	380,70	42,60	5,27	4,39	75,73	511,92
		34	topli			343,65	131,86	42,60	4,64	4,39	14,72	99,52
		13	hladni	Izopentan	3,56	313,60	29,80	-6,45	0,09	-0,02	3,00	10,67
	21	hladni	374,15			457,19	-6,45	1,27	-0,02	78,57	279,71	
ITTPUI		35	topli	Teško plinsko ulje	4,83	458,15	366,96	30,16	6,21	5,31	68,46	330,69
		36	topli			341,45	110,94	30,16	5,55	5,31	9,22	44,55
		14	hladni	Izopentan	2,67	313,60	29,80	-6,45	0,09	-0,02	3,00	8,00
	23	hladni	374,15			457,19	-6,45	1,27	-0,02	78,57	209,78	
CN		2	topli	Izopentan	41,97	344,28	419,41	-6,45	1,33	-0,02	22,90	961,15
		3	topli			313,15	28,3	-6,45	0,09	-0,02	1,50	62,83
		37	hladni	Voda	327,38	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	292,68
	38	hladni	313,15			167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	1090,18	

\dot{m} [kg/s], T [K], h [kJ/kg], s [kJ/kgK], e [kJ/kg], E [kW]

Tablica 8.4. Radni parametri turbine u ORC-u ($P_M = 1518$ kW)

ok	Radni fluid	\dot{m}	T/K	p/Mpa	$H/kJ/kg$	$h_0/kJ/kg$	$s/kJ/kgK$	$s_0/kJ/kgK$	$e_{FZ}/kJ/kg$	E/kW
1	Izopentan	41,97	374,15	0,74	457,19	-6,44781	1,27	-0,022	78,57	3297,58
2	Izopentan	41,97	344,28	0,15	419,41	-6,44781	1,33	-0,022	22,90	961,15

U predloženom sustavu su navedeni zračni hladnjaci zamijenjeni, te se umjesto hlađenja zrakom raspoloživa toplinska energija iskorištava kao otpadna toplinska energija u novim procesnim izmjenjivačima topline ili u sklopu sustava ORC. Kao što je vidljivo iz prethodno navedenih podataka, samo manji dio toplinske energije iz procesa se odvodi direktno vodom kao rashladnim fluidom, ali dio se i dalje mora odvoditi iz kondenzatora u sustavu ORC-a. Cirkulacija procesnih struja tvari osigurana je postojećim pumpama za transport produkata pogona **AD**. Prema kriterijima postavljenim na početku sedmog poglavlja parametri postojećih materijalnih i energetskih tokova na ulazu i izlazu iz procesnih kolona i na granicama analiziranog RP ostaju isti kao u aktualnom režimu rada. S druge strane je prema rezultatima izračuna u predloženom sustavu s ORC-om površina potrebna za izmjenu toplinske energije između produkata **AD** s radnim fluidom u ORC-u manja nego pri izmjeni toplinske energije sa zrakom u postojećem sustavu. Zbog manje potrebne površine za izmjenu toplinske energije uz iste početne i konačne parametre postojećih energetskih i materijalnih tokova, gubici energije uslijed trenja pri strujanju fluida kroz izmjenjivače topline su niži. Na temelju tih podataka je prihvaćena pretpostavka da se pad tlaka u novim izmjenjivačima topline neće povećati te nije potrebno mijenjati postojeće pumpe procesnih struja tvari. Za dobavu vode za hlađenje procesnih struja tvari u postojećem sustavu potrebno je oko 130 kW električne snage, te je dodatno za dobavu zraka za hlađenje na rashladnim tornjevima trenutno potrebno oko 170 kW. S druge strane, u novom je sustavu zbog smanjene potrebe za hlađenjem dovoljno 70 kW za dobavu vode i 90 kW za dobavu zraka, što u konačnici rezultira dodatnim smanjenjem potrebe za električnom snagom za 140 kW u odnosu na postojeće stanje. Ukupnu korist povećava i predloženi ORC, čime se osigurava dodatnih 1518 kW električne energije. Ukupna ušteda se može prikazati kao smanjenje potrošnje loživog ulja za približno 12800 t/god i emisija CO₂ za 44800 tCO₂/godišnje. U tablicama 8.3. i 8.4. prikazani radni parametri izmjenjivača topline i turbine u ORC-u, a u tablicama 8.5. i 8.6. elementi eksergijske analize sustava.

Tablica 8.5. Elementi eksergijske analize izmjenjivača topline u ORC-u (Način izračuna u tablici A2.1)

Izmjenjivač topline	Eksergija goriva	Eksergija produkta	Destrukcija eksergije	Eksergijska učinkovitost
ITPBI	1.271	886	385	0,70
ITBVSI	1.174	773	401	0,66
ITBDSI	1.294	886	409	0,68
ITTBI	247	156	91	0,63
ITPI	412	269	143	0,65
ITTPUI	286	202	84	0,71
CN	898	798	101	0,89

Tablica 8.6. Elementi eksergijske analize turbine ORC-a (Način izračuna u tablici A2.1)

Radni stroj	Eksergija goriva	Eksergija produkta	Destrukcija eksergije	Eksergijska učinkovitost
TBN	2.336	1.581	755	0,68

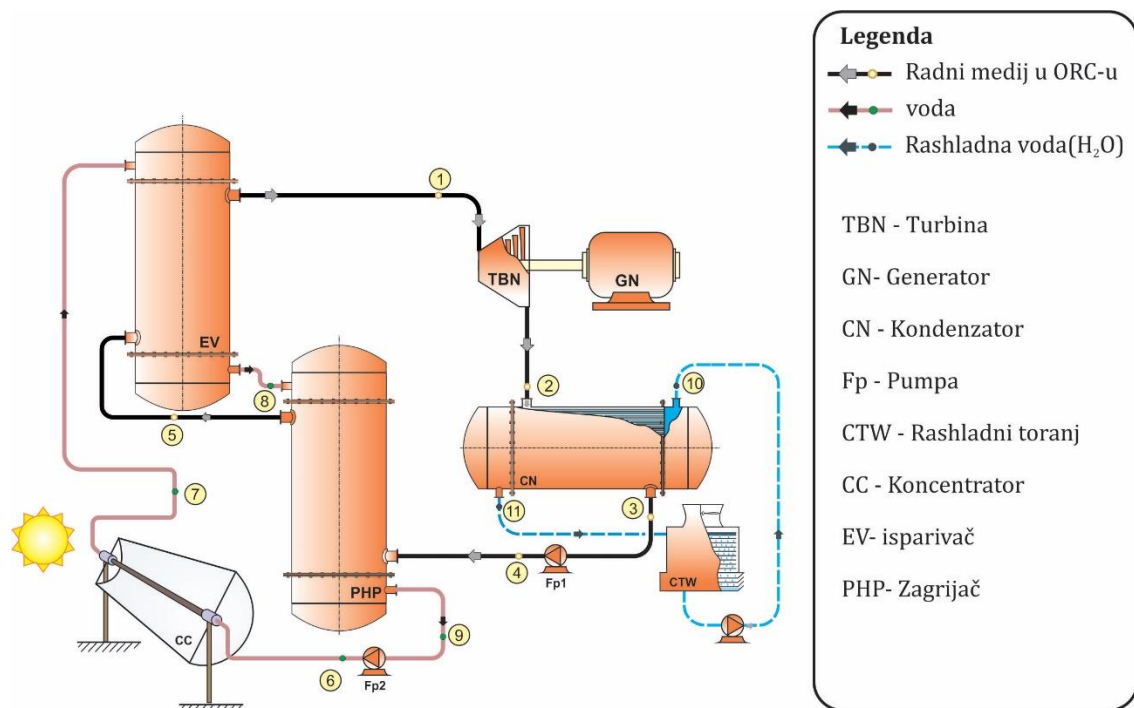
8.4. Solarna energija

Europski plan aktivnosti u području energetike i zaštite okoliša usmjeren je na smanjenje emisija stakleničkih plinova za 80% do 2050. g. u odnosu na 1990. Kao jedna od mogućnosti za postizanje tog cilja je iskorištavanje tehnologija za pretvorbu energije iz izvora koji ne emitiraju stakleničke plinove. U skladu s tim se između ostalog planira i povećanje udjela obnovljivih izvora u ukupnoj potrošnji na 20% do 2020.

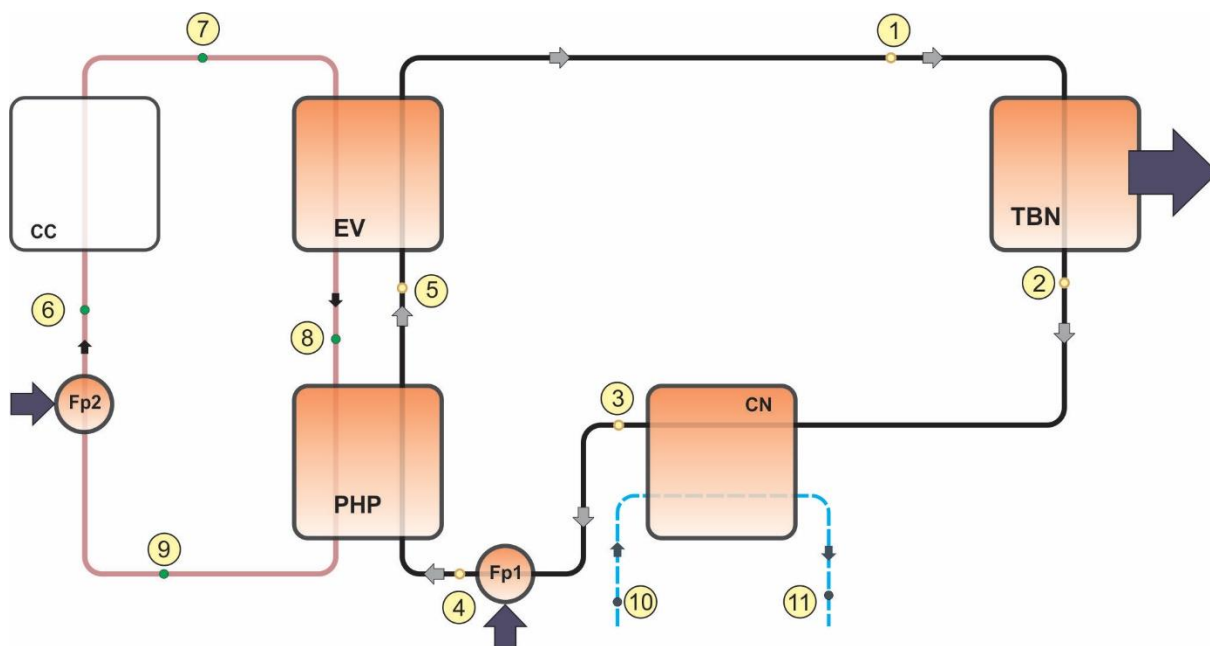
Solarna energija kao obnovljivi izvor energije ima potencijal za zadovoljenje značajnog dijela svjetske potrošnje. Kao direktan rezultat postavljenih ciljeva u EU vezano za smanjenje udjela fosilnih goriva i povećanje udjela obnovljivih izvora energije u potrošnji, te smanjenja emisija CO₂ i odgovarajućih akcijskih planova, ulaganja u postrojenja za iskorištavanje solarne energije postaju sve atraktivnija. Međutim, upotrebom konvencionalnih postrojenja nije moguće učinkovito pretvoriti tako dobivenu toplinsku energiju u električnu ili mehaničku energiju. Stoga su vrlo značajna istraživanja s ciljem učinkovitog iskorištavanja solarne energije.

8.4.1. Prijedlog rješenja sustava za iskorištavanje solarne energije

Upotreba ORC-a pri iskorištavanju obnovljivih izvora energije u posljednja je dva desetljeća bila najčešće vezana za geotermalne izvore energije i biomasu [176], [205], [206], [207], ali zbog razvoja tehnologije te postavljenih prethodno navedenih ciljeva, njegova bi uloga u iskorištavanju solarne energije u budućnosti mogla postati bitno važnija. Solarna energija se može direktno ili indirektno uz upotrebu odgovarajućeg fluida kao nositelja toplinske energije iskoristiti za zagrijavanje i isparavanje radnog fluida u ORC-u, nakon čega radni fluid ekspandira u turbini ili toplinskom motoru, te se dobiveni mehanički rad može iskoristiti direktno za pogon strojeva ili za pogon generatora električne energije (slika 8.27.). Slika 8.28. prikazuje pojednostavljenu shemu takvog sustava. Predviđeni sustav za iskorištavanje solarne energije uključuje koncentratore zračenja ukupne površine 10.000 m², izmjenjivač topline u kojem se radni fluid ORC-a zagrijava do temperature vrenja, isparivač u kojem isparava do stanja SZP, vodenu pumpu i opremu za održavanje tlaka vode u sustavu.



Slika 8.27. Kombinirani solarni ORC sustav za proizvodnju električne energije.



Slika 8.28. Detaljan shematski prikaz modificiranog ORC sustava

Princip rada sustava je vrlo jednostavan. U koncentracijama se voda zagrijava na optimalnu temperaturu koja se mijenja zavisno o trenutnoj snazi sunčevog zračenja i okolišnoj temperaturi, a s ciljem postizanja maksimalnog iskorištavanja raspoložive energije. Voda zatim prolazi kroz isparivač u kojem radni fluid u ORC-u isparava a zatim kroz zagrijač u kojem se radni fluid zagrijava na odgovarajuću temperaturu vrenja iz fizikalnog stanja u kojem se nalazi

iza pumpe radnog fluida. Nakon predaje toplinske energije voda pogonjena pumpom opet prolazi kroz koncentratore i ciklus se ponavlja.

8.4.2. Matematički model

Ukupno raspoloživa sunčeva energija će se iskoristiti za proizvodnju dodatne toplinske energije koja će biti pretvorena u električnu energiju u ORC-u. Pošto je u analiziranom postrojenju ORC predviđen prvenstveno za iskorištavanje raspoložive otpadne toplinske energije iz procesa prerade, čime su određeni i parametri rada, pri proračunima sustava za iskorištavanje solarne energije nije potrebno dodatno analizirati mogućnosti optimizacije ciklusa, niti provoditi novi postupak izbora radnog fluida jer su oni već određeni. Svi proračuni se rade na temelju prerade u procesu proizvodnje od 300 dana/god i 24 sata/dan. S druge strane podaci pokazuju da je raspoloživost solarne energije samo 25% vremena tijekom godine, pri čemu će sustav većinu vremena raditi uz djelomično iskorištavanje maksimalnog kapaciteta. Pored toga zbog mogućnosti planiranja kapaciteta rada, što posljedično definira i raspoloživost toplinske energije, logično je sustav podrediti raspoloživim toplinskim kapacitetima iz procesa prerade nafte. Temperatura na koju se zagrijava radni fluid u ORC-u korištenjem solarne energije iznosi 101 °C i jednaka je temperaturi na koju se zagrijava iskorištavanjem otpadne toplinske energije u procesu prerade. Radni fluid nakon što je preuzeo toplinsku energiju od vode zagrijane u kolektoru sunčevog zračenja odvodi se u turbinu ORC-a. Predloženi pristup rezultira i jednostavnijim matematičkim modelom.

Ulazni podaci u matematički model su prosječni satni podaci o sunčevom zračenju za lokaciju Sisak koji su prikupljeni za 2005. godinu. Model stacionarnog stanja je pripremljen s ciljem određivanja optimalnih parametara rada komponenti sustava.

Bilanca energije:

$$W_{\text{TBN}} + Q_{\text{CC}} + Q_{\text{CTW}} + W_{\text{Fp},1} + W_{\text{Fp},2} + W_{\text{Fp},3} = 0, \quad (8.8)$$

$$W_{\text{TBN}} = m_{\text{RM}}(h'_{\text{RM}} - h_{\text{RM},2}), \quad (8.9)$$

$$Q_{\text{CC}} = \eta_{\text{CC}} I A_{\text{CC}} = m_{\text{v}} c_{\text{v}} (T_{\text{v},2} - T_{\text{v},1}), \quad (8.10)$$

Pri proračunu izmjene energije između vode i radnog fluida u ORC-u zadana je temperaturna razlika u pinch točki od 18 °C. Pinch točka se nalazi na izlazu radnog fluida iz zagrijača (ulaz u isparivač). Pošto se radni fluid u ORC-u ne pregrijava, nema mogućnosti za postizanje temperature koja bi odgovarala drugoj pinch točki. Proračun učinkovitosti kolektora je

proveden u skladu s Europskim standardom EN 12975, pri čemu je učinkovitost zavisna o intenzitetu sunčevog zračenja, srednjoj temperaturi kolektora i temperaturi okoliša:

$$\eta_{CC} = c_0 + \frac{c_1}{I}(T_s - T_0) + \frac{c_2}{I}(T_s - T_0)^2, \quad (8.11)$$

gdje su:

$$T_s = \frac{T_{v,1} + T_{v,2}}{2}, \quad (8.12)$$

$$T_{v,1} = T_{v,2}(1 - X) + 393X, \quad (8.13)$$

$$X = \frac{h''_{RM} - h_{RM,1}}{h''_{RM} - h'_{RM}}, \quad (8.14)$$

Tablica 8.7. Konstante krivulje učinkovitosti solarnih kolektora za kolektor s evakuiranim cijevima i parabolični kolektor. (Vrijednosti su preuzete izravno iz specifikacija proizvođača.)

Tip	Model	Koefficient krivulje učinkovitosti			I
		c_0	c_1	c_2	
S evakuiranim cijevima	Microtherm SK-6	0.612	0.54	0.0017	Globalni
Parabolični	PTC 1000	0.70	0.2044	0.001545	Difuzni

Konstante krivulje učinkovitosti daje proizvođač (tablica 8.7.).

Toplinski tok izmijenjen u rashladnom tornju:

$$Q_{CTW} = m_{RV}c_v(T_{RV,2} - T_{RV,1}) = Q_{CN} = m_{RM}(h_{RM,2} - h_{RM,3}), \quad (8.15)$$

Snaga pumpe izopentana:

$$W_{Fp,1} = \frac{\Delta p_{RM} V_{RM}}{\eta_{pRM}}, \quad (8.16)$$

$$\Delta p_{RM} = \left(\sum \xi_{RM} + \lambda_{RM} \frac{l_{RM}}{d_{RM}} \right) \frac{m_{RM}^2}{2\rho_{RM} A_{RM}^2}, \quad (8.17)$$

Snaga pumpe vode:

$$W_{Fp,2} = \frac{\Delta p_v V_v}{\eta_{pv}}, \quad (8.18)$$

$$\Delta p_v = \left(\sum \xi_v + \lambda \frac{l_v}{d_v} \right) \frac{m_v^2}{2\rho_v A_v^2}, \quad (8.19)$$

Snaga pumpe rashladne vode:

$$W_{\text{Fp},3} = \frac{\Delta p_{\text{RV}} V_{\text{RV}}}{\eta_{\text{pRV}}}, \quad (8.20)$$

$$\Delta p_{\text{RV}} = \left(\sum \xi_{\text{RV}} + \lambda_{\text{RV}} \frac{l_{\text{RV}}}{d_{\text{RV}}} \right) \frac{m_{\text{RV}}^2}{2\rho_{\text{RV}} A_{\text{RV}}^2}, \quad (8.21)$$

Optimizacija temperature na koju se zagrijava voda u koncentratoru je postavljena s ciljem da se pronade točka u kojoj je iskoristivi rad maksimalan:

$$\frac{d}{dT_{v,2}} (W_{\text{TBN}} + W_{\text{Fp},1} + W_{\text{Fp},2} + W_{\text{Fp},3}) = 0, \quad (8.22)$$

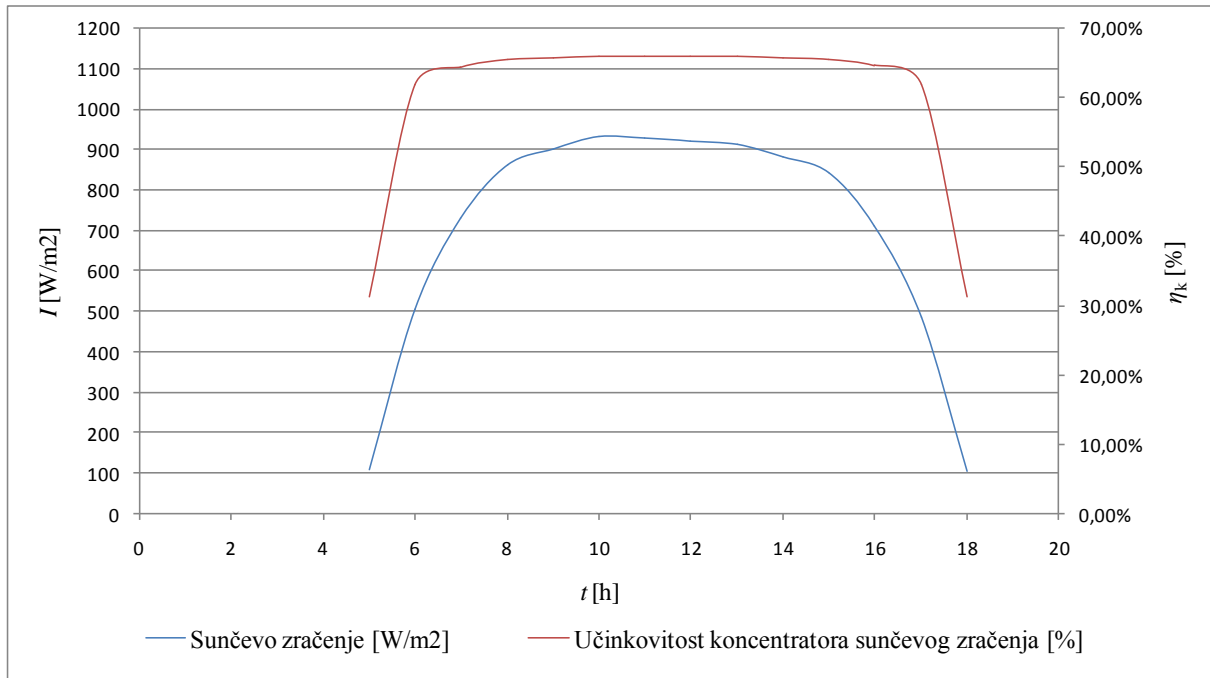
Korišteni način određivanja učinkovitosti koncentratora sunčevog zračenja upotrebom podataka koje daje proizvođač i u skladu s navedenim standardom omogućava proračun raspoložive energije uz poznavanje osnovnih varijabli, intenziteta sunčevog zračenja, površine koncentratora i temperature okoliša. Pri proračunu raspoložive energije usvojene su sljedeće pretpostavke:

- energija koja nije apsorbirana u koncentratorima, oslobađa se u okoliš;
- kroz koncentratore struji obična voda iako se u praksi koristi u smjesi s glikolima;
- strujanje vode je jednoliko.

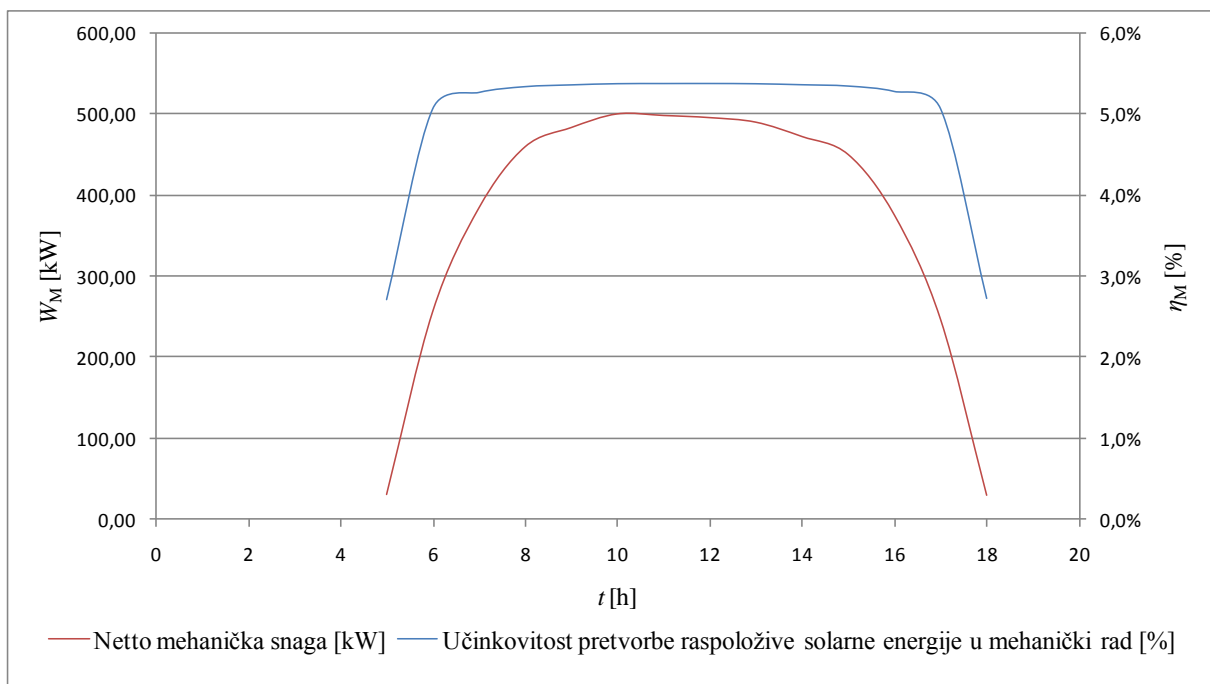
Rezultati se u skladu s ulaznim podacima proračunavaju na satnoj bazi, na temelju čega se dolazi do podataka na godišnjoj razini. Pri proračunima je korišten programski paket Microsoft Excel. Maksimalna temperatura vode postignuta u modelu je oko 150 °C, što odgovara radnim tlakovima iznad 6 bara zbog sprječavanja vrenja.

Slika 8.29. prikazuje promjene učinkovitosti koncentratora i intenziteta sunčevog zračenja tijekom dana. Promjene netto proizvedene mehaničke snage i učinkovitosti pretvorbe raspoložive solarne energije u mehaničku snagu tijekom dana prikazuje slika 8.30. Promjenu temperature okoliša i optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora prikazuje slika 8.31.

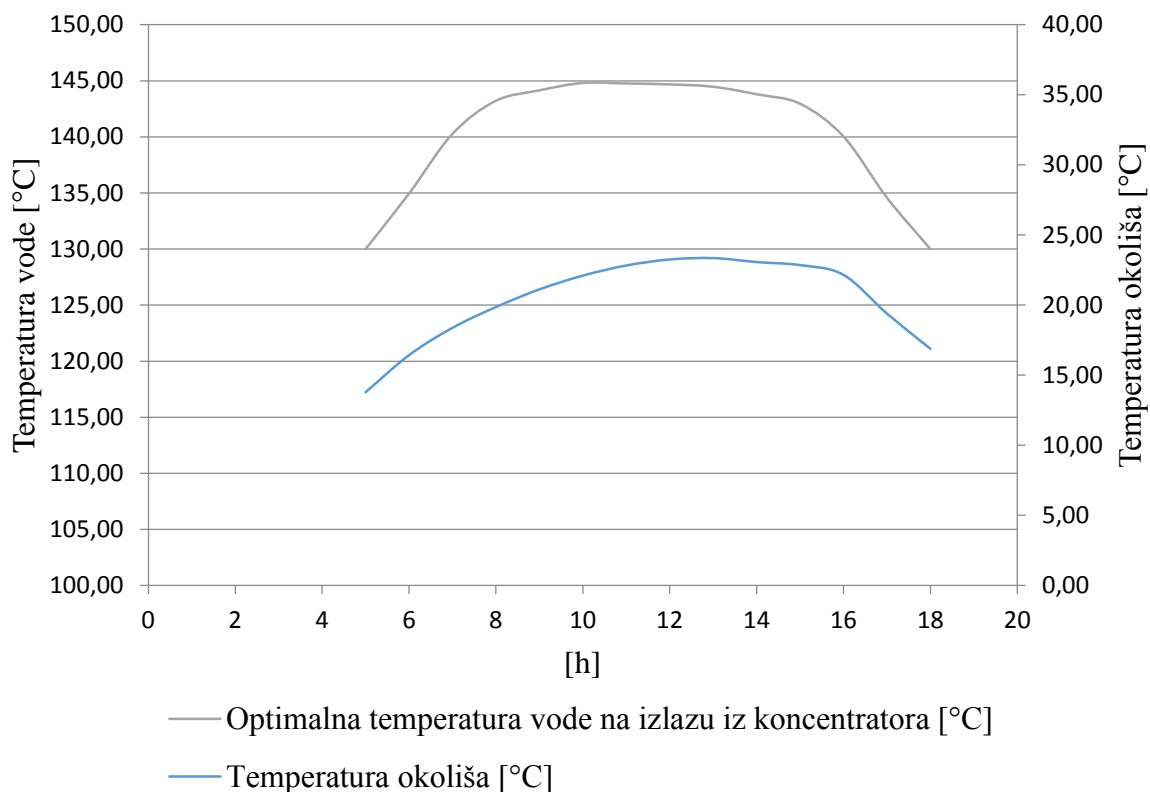
Usporedbu iskoristive mehaničke snage uz održavanje optimalne temperature vode na izlazu iz kolektora u odnosu na snagu u slučaju konstantne temperature vode na 130 °C, prikazuje slika 8.32.



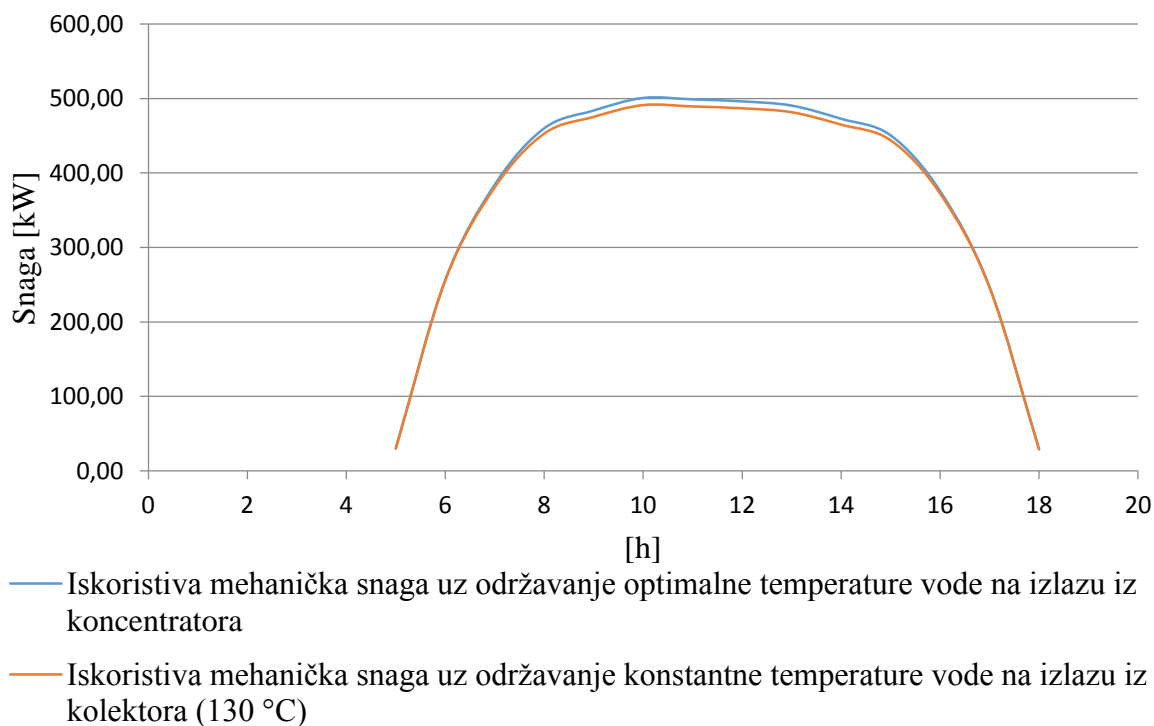
Slika 8.29. Promjena raspoložive solarne energije i učinkovitosti koncentrataora tijekom dana



Slika 8.30. Promjena netto proizvedene mehaničke snage i učinkovitosti pretvorbe solarne energije u mehaničku snagu tijekom dana



Slika 8.31. Promjena temperature okoliša i optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora solarne energije tijekom dana



Slika 8.32. Usporedba iskoristive mehaničke snage uz održavanje optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora i uz održavanje konstantne temperature na 130 °C

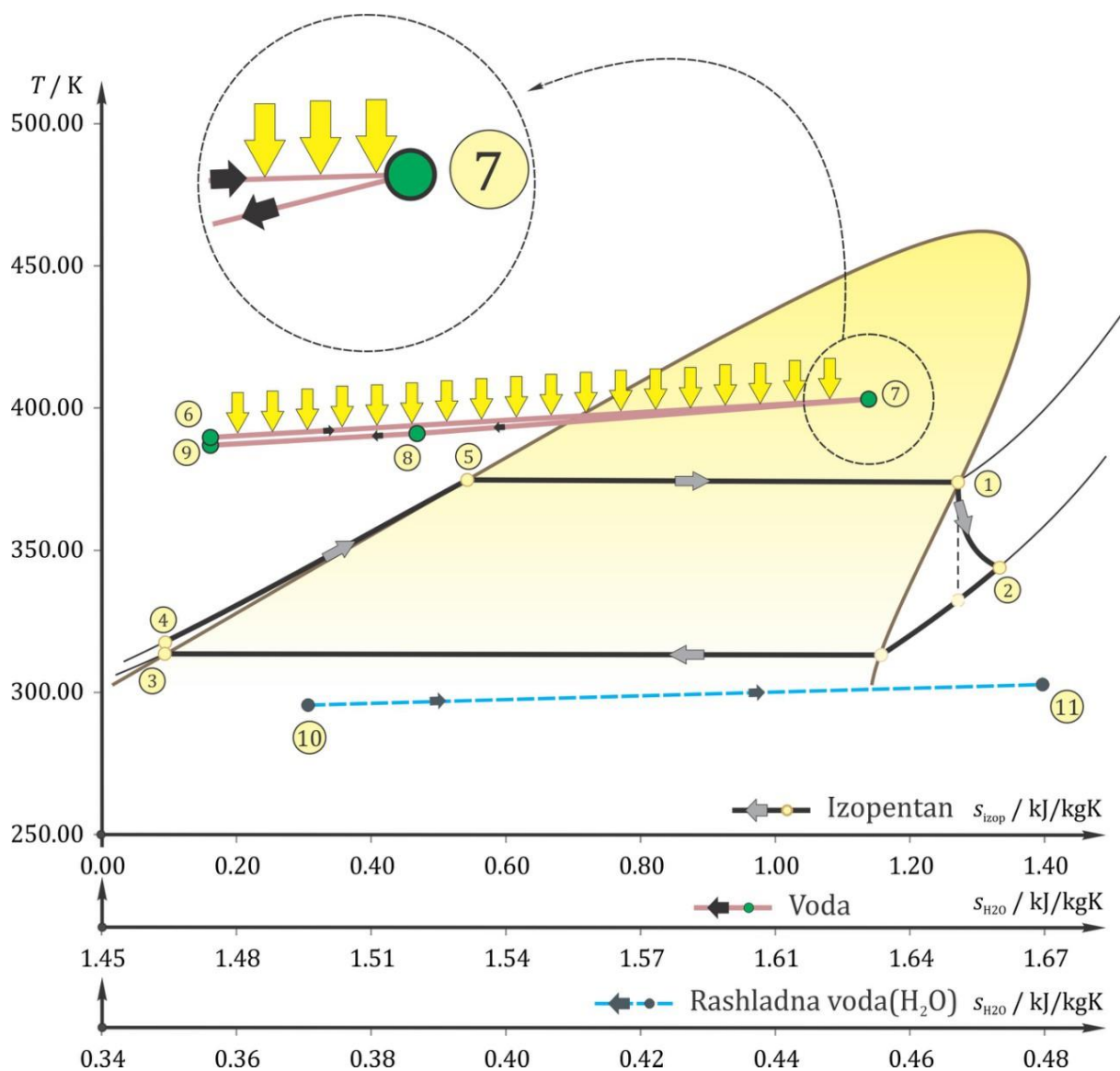
Pri nižim vrijednostima intenziteta sunčevog zračenja nema vidljive razlike između sustava s regulacijom optimalne temperature vode s ciljem proizvodnje maksimalne mehaničke snage i sustava koji održava konstantnu temperaturu vode na izlazu. Proračun pokazuje da tek pri intenzitetu zračenja od 350 W/m^2 optimalna temperatura prelazi minimalno zadanu vrijednost od $130 \text{ }^\circ\text{C}$. Vrijednost od $130 \text{ }^\circ\text{C}$ je zadana zbog osiguravanja temperaturne razlike u pinch točki. Pri najvišem analiziranom intenzitetu zračenja od 1011 W/m^2 , uz optimalnu temperaturu na koju se voda zagrijava u koncentratoru, dobivena mehanička snaga je oko 2,3% veća nego u slučaju održavanja konstantne temperature od $130 \text{ }^\circ\text{C}$.

Tablica 8.8. prikazuje rezultate na godišnjoj razini za instalaciju temeljenu na $10\,000 \text{ m}^2$ koncentratora solarne energije. Iz rezultata je vidljivo da je iskorištavanjem solarne energije postignuta maksimalna snaga turbine oko 500 kW , što iznosi oko trećine električne snage koja se ostvaruje u ORC sustavu za iskorištavanje otpadne toplinske energije iz procesa prerade. To znači da varijabilnost raspoloživosti solarne energije i drugih ulaznih varijabli ne može uzrokovati veće poremećaje i nestabilnosti u radu ORC-a. Izgradnja ovakvog sustava rezultira proizvodnjom dodatnih oko 500 MWh električne energije godišnje što čini manje od 5% ukupne proizvodnje planirane upotrebom ORC-a. Financijski se radi o približno 250.000 kn/god uštede u trošku električne energije i smanjenju emisija stakleničkih plinova od oko 300 t/god što donosi dodatne uštede od oko 15.000 kn .

Tablica 8.8. Rezultati simulacije sustava za iskorištavanje solarne energije i proizvodnju električne energije u ORC-u

2005. g.	
Površina kolektora (m^2)	10000
Maksimalna toplinska snaga kolektora (MW)	6,63
Prosječna toplinska snaga (MW)	3,23
Ukupno godišnja proizvodnja toplinske energije (MWh)	7488
Maksimalna mehanička snaga turbine (kW)	540,82
Snaga pumpe (kW)	27,04
Maksimalna netto dobivena mehanička snaga (kW)	513,78
Prosječna snaga turbine (za period kad radi) (kW)	263,68
Minimalna snaga turbine (kW)	4,75
Ukupno proizvedena mehanička energija (MWh)	610,67
Ukupno netto dobivena mehanička energija (MWh)	580,14

Tablica 8.9. sadrži parametre struja tvari u karakterističnim točkama sustava u skladu sa slikama 8.27. i 8.28., dok slika 8.33. prikazuje promjene stanja svih struja tvari u sustavu: radnog fluida u ORC-u, vode u koncentratoru i rashladne vode u kondenzatoru.



Slika 8.33. T-s dijagram ORC sustava uz integraciju solarnih izvora energije

Tablica 8.9. Parametri struja tvrti u sustavu za iskorištavanje solarne energije

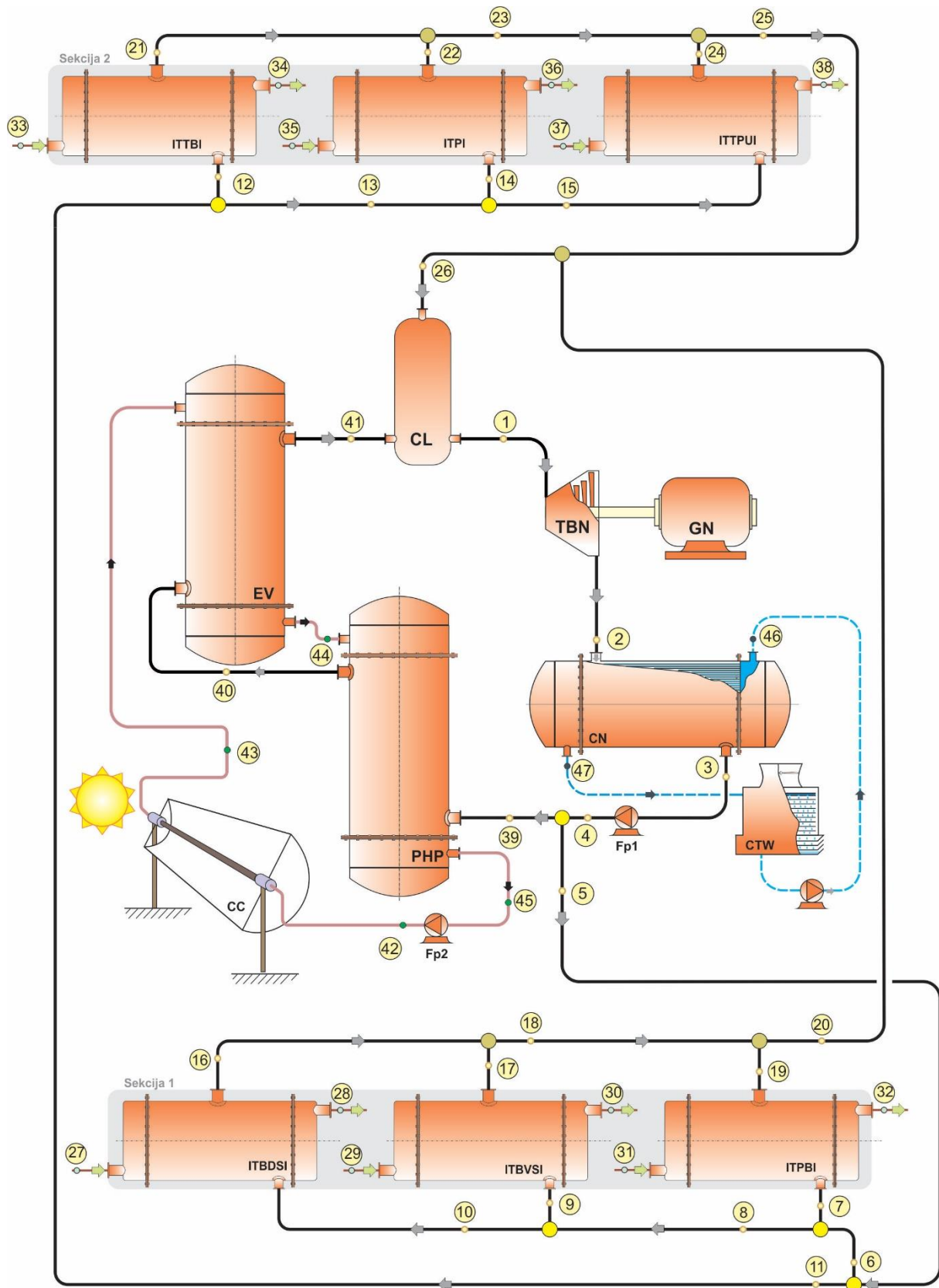
Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	h / kJ/kg	T / K	p / MPa	s / [kJ/kgK]
1	Izopentan	Ulaz u TBN	457,19	374,15	0,74	1,27
2	Izopentan	Ulaz u CN (izlaz iz TBN)	419,41	344,28	0,15	1,33
3	Izopentan	Ulaz u FP1 (izlaz iz CN)	28,30	313,15	0,15	0,09
4	Izopentan	Izlaz iz FP1	29,80	313,60	0,74	0,09
5	Izopentan	Ulaz u Isparivač	183,62	374,15	0,74	0,54
6	Voda (Glikol)	Ulaz u Koncentrator	483,08	388,19	0,60	1,47
7	Voda (Glikol)	Izlaz iz Koncentratora	546,57	403,15	0,55	1,63
8	Voda (Glikol)	Izlaz iz Isparivača	499,75	392,15	0,45	1,52
9	Voda (Glikol)	Ulaz u FP2	482,76	388,15	0,40	1,47
10	Rashladna voda	Ulaz u Kondenzator	105,29	298,15	0,50	0,37
11	Rashladna voda	Izlaz iz Kondenzatora	138,63	306,15	0,40	0,48

8.5. Konačni prijedlog rješenja sustava za iskorištavanje otpadne toplinske i solarne energije

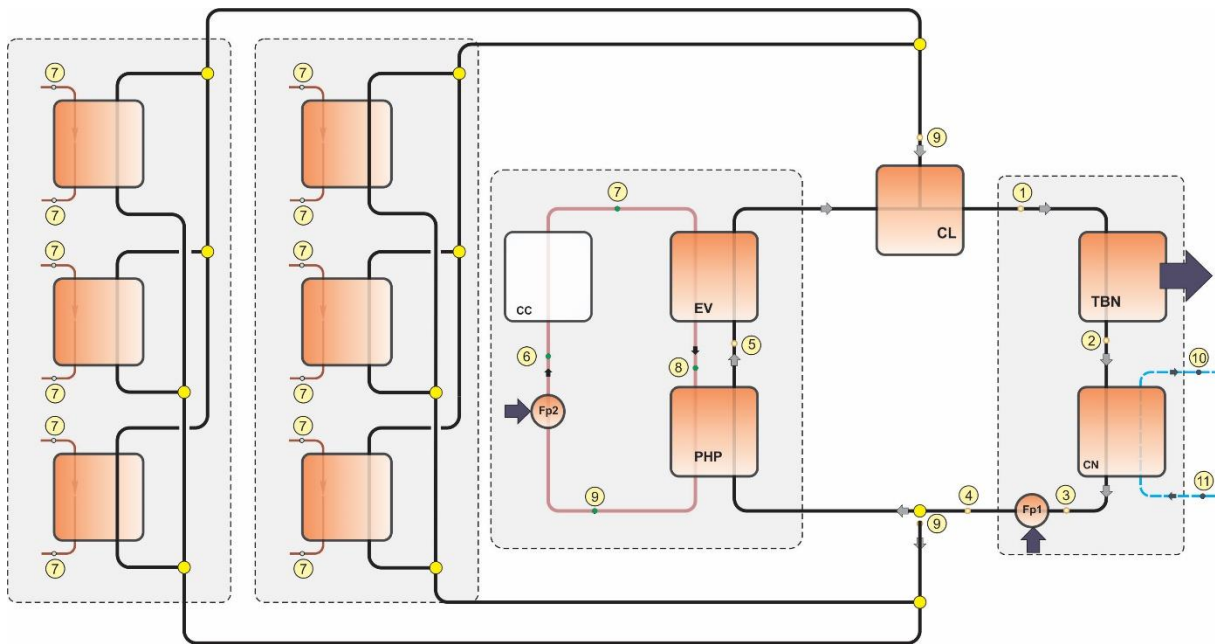
Kombinacija postrojenja za iskorištavanje solarne energije s konvencionalnim postrojenjima u kojima se koriste fosilna goriva (termoelektrane), pokazala se vrlo uspješnom kao način za učinkovitu pretvorbu energije sunca u električnu energiju. U takvim postrojenjima se toplinska energija dobivena na kolektorima (ili primjenom koncentratora) sunčevog zračenja iskorištava za pokrivanje dijela potreba za toplinskom energijom, npr. za predgrijavanje napojne vode za generatore pare čime se smanjuje potrošnja fosilnih goriva za zadovoljavanje vlastitih potreba. Moguća je i direktna pretvorba u električnu energiju pri čemu se potrošnja fosilnih goriva ne mijenja ali se povećava proizvodnja električne energije.

Osim ograničenja vezano na raspoloživost solarne energije na dnevne razdoblje, osnovno obilježje svih sustava koji se koriste za njeno iskorištavanje je izražena promjenjivost i nepredvidivost ulaznih varijabli. U prvom redu se to odnosi na raspoloživo sunčevo zračenje i temperaturu okoliša kao rezultirajuće utjecajne faktore uslijed trenutnih mikroklimatskih uvjeta, što se na kraju odražava na ostvarenu proizvodnju i učinkovitost sustava. Pored toga, značajan utjecaj na rad solarnog sustava ima i godišnje doba zbog promjene međusobnog položaja zemlje i sunca. Prednost kombiniranja s niskotemperaturnim izvorima otpadne toplinske energije iz procesa prerade, osobito ako se radi o izvorima značajno veće snage u odnosu na raspoloživu solarnu energiju kao što je to predviđeno u promatranom postrojenju, leži u činjenici da promjenjivost i nepredvidivost raspoloživosti solarne energije ima manji utjecaj na rad postrojenja nego u slučaju samostalne izvedbe. Pri integraciji je moguće koristiti istu turbinu za ekspanziju fluida što smanjuje troškove i u tom slučaju sustav za iskorištavanje solarne energije samo povećava raspoloživu energiju u postojećem postrojenju temeljenom na ORC-u.

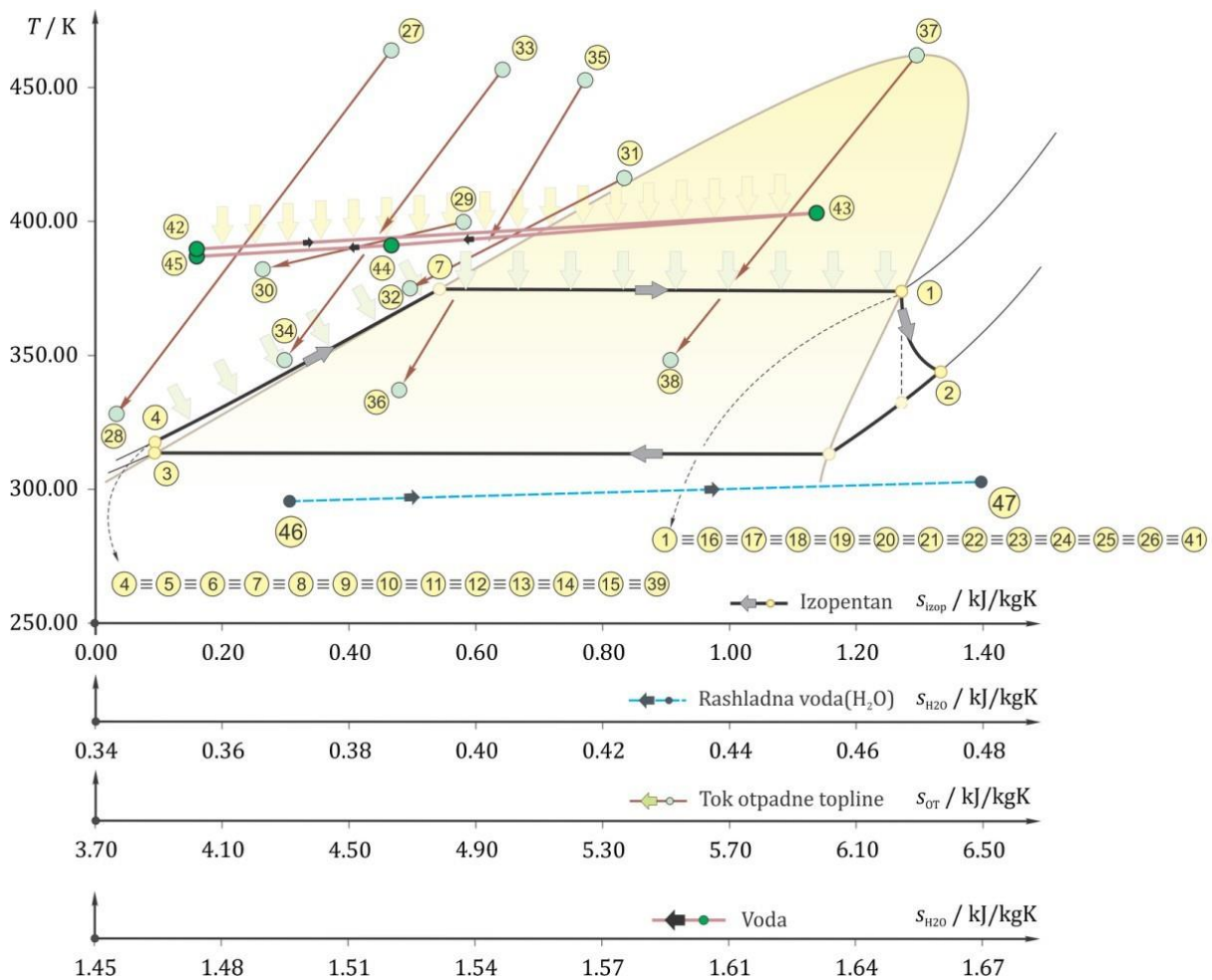
Slika 8.34. prikazuje shemu predloženog sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije iz procesa prerade i solarne energije (OTE+SE), a slika 8.35. pojednostavljenu shemu sustava. Promjene stanja struja tvari u takvom sustavu prikazuje slika 8.36. a radne parametre u karakterističnim točkama prikazuje tablica 8.10.



Slika 8.34. Shematski prikaz ORC sustava proširenog solarnim kolektorima



Slika 8.35. Mreža izmjenjivača topline u predloženom rješenju



Slika 8.36. T-s krivulje predloženog rješenja

Tablica 8.10. Parametri struja tvari u karakterističnim točkama kombiniranog sustava OTE+SE

Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	\dot{m} / kg/s	h / kJ/kg	T / K	p / MPa	s / [kJ/kgK]
1	Izopentan	Ulaz u TBN		457,19	374,15	0,74	1,27
2	Izopentan	Ulaz u CN (izlaz iz TBN)		419,41	344,28	0,15	1,33
3	Izopentan	Ulaz u FP1 (izlaz iz CN)		28,30	313,15	0,15	0,09
4	Izopentan	Izlaz iz FP1		29,80	313,60	0,74	0,09
5	Izopentan	Ulaz u sustav za iskorištavanje Otpadne topline	41,97	29,80	313,60	0,74	0,09
6	Izopentan	Ulaz u Sekciju 1	33,68	29,80	313,60	0,74	0,09
7	Izopentan	Ulaz u ITPBI	11,73	29,80	313,60	0,74	0,09
8	Izopentan	Ulaz u ITBVSI i ITBDSI	21,95	29,80	313,60	0,74	0,09
9	Izopentan	Ulaz u ITBVSI	10,23	29,80	313,60	0,74	0,09
10	Izopentan	Ulaz u ITBDSI	11,72	29,80	313,60	0,74	0,09
11	Izopentan	Ulaz u Sekciju 2	8,29	29,80	313,60	0,74	0,09
12	Izopentan	Ulaz u ITTBI	2,06	29,80	313,60	0,74	0,09
13	Izopentan	Ulaz u ITPI i ITTPUI	6,23	29,80	313,60	0,74	0,09
14	Izopentan	Ulaz u ITPI	3,56	29,80	313,60	0,74	0,09
15	Izopentan	Ulaz u ITTPUI	2,67	29,80	313,60	0,74	0,09
16	Izopentan	Izlaz iz ITBDSI	11,72	457,19	374,15	0,74	1,27
17	Izopentan	Izlaz iz ITBVSI	10,23	457,19	374,15	0,74	1,27
18	Izopentan	Izlaz iz ITBDSI i ITBVSI	21,95	457,19	374,15	0,74	1,27
19	Izopentan	Izlaz iz ITPBI	11,73	457,19	374,15	0,74	1,27
20	Izopentan	Izlaz iz Sekcije 1	33,68	457,19	374,15	0,74	1,27
21	Izopentan	Izlaz iz ITTBI	2,06	457,19	374,15	0,74	1,27
22	Izopentan	Izlaz iz ITPI	3,56	457,19	374,15	0,74	1,27
23	Izopentan	Izlaz iz ITTBI i ITPI	5,62	457,19	374,15	0,74	1,27
24	Izopentan	Izlaz iz ITTPUI	2,67	457,19	374,15	0,74	1,27

Tablica 8.10. Nastavak I

Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	\dot{m} / kg/s	h / kJ/kg	T / K	p / MPa	s / [kJ/kgK]
25	Izopentan	Izlaz iz Sekcije 2	8,29	457,19	374,15	0,74	1,27
26	Izopentan	Izlaz iz sustava za iskorištavanje Otpadne topline	41,97	457,19	374,15	0,74	1,27
27	Benzin dna splittera	Ulaz u ITBDSI	15,86	453,23	470,35	0,52	4,62
28	Benzin dna splittera	Izlaz iz ITBDSI	15,86	121,18	333,15	0,52	3,78
29	Benzin vrha splittera	Ulaz u ITBVSİ	15,17	584,41	400,55	0,52	4,87
30	Benzin vrha splittera	Izlaz iz ITBVSİ	15,17	295,35	387,45	0,52	4,16
31	Primarni benzin	Ulaz u ITPBI	18,92	717,62	417,45	0,12	5,35
32	Primarni benzin	Izlaz iz ITPBI	18,92	447,69	374,15	0,12	4,67
33	Teški benzin	Ulaz u ITTBI	3,64	396,02	457,15	0,35	4,96
34	Teški benzin	Izlaz iz ITTBI	3,64	131,40	341,65	0,35	4,30
35	Petrolej	Ulaz u ITPI	6,76	380,70	453,15	0,35	5,27
36	Petrolej	Izlaz iz ITPI	6,76	131,86	343,65	0,35	4,64
37	Teško plinsko ulje	Ulaz u ITTPUI	4,83	366,96	458,15	0,35	6,21
38	Teško plinsko ulje	Izlaz iz ITTPUI	4,83	110,94	341,45	0,35	5,55
39	Izopentan	Ulaz u sustav za iskorištavanje solarne energije		29,80	313,60	0,74	0,09
40	Izopentan	Ulaz u Isparivač		183,62	374,15	0,74	0,54
41	Izopentan	Izlaz iz sustava za iskorištavanje solarne energije		457,19	374,15	0,74	1,27
42	Voda (Glikol)	Ulaz u Koncentrator		483,08	388,19	0,60	1,47
43	Voda (Glikol)	Izlaz iz Koncentratora		546,57	403,15	0,55	1,63
44	Voda (Glikol)	Izlaz iz Isparivača		499,75	392,15	0,45	1,52
45	Voda (Glikol)	Ulaz u FP2		482,76	388,15	0,40	1,47
46	Rashladna voda	Ulaz u Kondenzator		105,29	298,15	0,50	0,37
47	Rashladna voda	Izlaz iz Kondenzatora		138,63	306,15	0,40	0,48

8.6. Ekonomska analiza sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije

Pri razmatranju prijedloga za poboljšanje energetske učinkovitosti vrlo bitnu ulogu ima ukupni iznos investicije, operativni troškovi, vrijeme povrata investicije, a naročito se u posljednja dva desetljeća sve veća važnost pridaje i utjecaju na okoliš. Pošto se i utjecaj na okoliš može kvantificirati preko troškova uzrokovanih emisijama CO₂ (kupnja emisijskih kvota) te tako pretvoriti u ekonomski parametar, navedeni prijedlog je dovoljno analizirati s ekonomskog stanovišta. Najjednostavniji pokazatelj opravdanosti investicije je vrijeme povrata investicije koji u proračun uključuje kapitalne troškove i uspoređuje ih s planiranim financijskim uštedama. Pri proračunu financijskih ušteda u obzir se uzimaju razlika operativnih troškova između trenutnog i planiranog režima rada te uštede zbog dodatne proizvodnje energije i smanjenja emisija stakleničkih plinova.

U koncepcijskoj fazi projektiranja nije moguće pripremiti detaljna tehnička rješenja te samim time nije moguće provesti niti detaljnu ekonomsku analizu. Na temelju raspoloživih podataka i iskustva izvedeni su izrazi koji se koriste u ovoj fazi, pri čemu se postiže zadovoljavajuća točnost za potrebe odlučivanja o daljnjim koracima. Matematički model koji se koristi za proračun odgovarajućih ekonomskih pokazatelja sadrži sljedeće matematičke izraze:

$$KT(IT) = a + b \left(\frac{PIT}{BP} \right)^c, \quad (8.23)$$

$$OT = TE + TRM, \quad (8.24)$$

Predmet istraživanja se analizira u dva koraka, s teorijskog stanovišta, u skladu s ciljevima koje postavlja pinch analiza (maksimalna energetska učinkovitost), dok je druga opcija rekonstrukcija koja je rezultat integracije procesa i uzima u obzir ograničenja u proizvodnom procesu. Ta opcija je realno ostvariva ali su rezultati po pitanju energetske performansi nešto slabiji od teorijskih ciljeva. Prethodna analiza je pokazala da je za postojeće procesne parametre teorijski moguće smanjiti potrebu za toplinskom energijom s 38,7 na 20,05 MW pri čemu se potreba za rashladnom vodom smanjuje s 36,10 na 17,45 MW. Nakon kreiranja mreže izmjenjivača topline koja zadovoljava postavljeni teorijski cilj, proveden je postupak integracije ORC-a s ciljem iskorištavanja dijela raspoložive otpadne toplinske energije (poglavlje 8.1.) umjesto odvođenja toplinske energije korištenjem rashladne vode. Uspješno su integrirana tri stupnja ORC-a. Pri procjeni iznosa kapitalne investicije za ugradnju ORC-a korišteni su podaci

dostupni u relevantnoj literaturi [208], a dobiveni su analizom opreme koja se nudi na tržištu i na temelju prethodno izvedenih projekata. U skladu s tim izvorima i uzimajući u obzir predviđeno područje snaga ORC-a prihvaćena je cijena od 2000 USD/kW.

Pri proračunu vremena povrata investicije korištena je sljedeća formula:

$$VPI = \frac{KT(IT)}{OT_T - OT_{PR} + PE + USE}, \quad (8.25)$$

U tablici 8.11. su prikazani relevantni ekonomski pokazatelji potrebni za odgovarajuću analizu isplativosti investicije. Operativni troškovi u postojećem režimu rada iznose 55 milijuna kuna godišnje i to je podatak u odnosu na koji se vrednuju analizirana rješenja.

Rješenje koje uključuje izgradnju nove mreže izmjenjivača topline uz postizanje teorijskih energetske ciljeva zahtijeva kapitalne troškove od 43 milijuna kuna. Nakon primjene takvog rješenja operativni troškovi bi bili 29,5 milijuna kuna godišnje, a rezultirajuće smanjenje emisija CO₂ bi donijelo uštede od 3,6 milijuna kuna godišnje. Ovi rezultati pokazuju da je povrat takve investicije 1,5 godina (18 mjeseci). Vrijeme povrata investicije je vrlo prihvatljivo i rezultat je činjenice da bi se potrošnja energije smanjila za 48%, a tome dodatno pridonosi i rezultirajuće smanjenje emisija CO₂.

Ukoliko bi se sustav izgradio tako da se postignu maksimalni ciljevi postavljeni pinch analizom uz integraciju jednog stupnja ORC-a kako je opisano u poglavlju 8.1., potrebno je investirati 56 milijuna kuna što rezultira smanjenjem operativnih troškova na 28,83 milijuna kuna godišnje. Proizvodnja električne energije i pripadajuće smanjenje emisija stakleničkih plinova donose uštedu od 6,15 milijuna kuna godišnje. Zbog značajnog povećanja kapitalnih troškova vrijeme povrata investicije se povećava na 1,7 godina.

Integracijom dva stupnja ORC-a, od kojih prvi odgovara prethodnom rješenju, investicija se povećava na 82 milijuna kuna dok se operativni troškovi smanjuju zanemarivo malo u odnosu na rješenje s integracijom jednog stupnja ORC-a, na 28,8 milijuna kuna. To je rezultat činjenice da se ukupno potrebna količina energije iz vanjskih izvora ne mijenja te je promjena operativnih troškova rezultat smanjenja potreba za rashladnim fluidima uslijed pretvorbe dijela otpadne toplinske energije u mehanički rad. Udio mehaničkog rada u energiji koju je potrebno odvesti rashladnim fluidima je oko 10%. Proizvodnja električne energije i rezultirajuće smanjenje emisija stakleničkih plinova donose uštede od 9,47 milijuna kuna. Vrijeme povrata investicije se povećava na 2,3 godine što je rezultat značajnog povećanja kompleksnosti predloženog

rješenja u odnosu na prethodno rješenje. Povećanje kompleksnosti za sobom povlači i odgovarajuće povećanje investicijskih troškova.

Integracijom trećeg stupnja ORC-a ukupni kapitalni troškovi dosežu vrijednost od 92 milijuna kuna jer se kompleksnost sustava dodatno povećava. U predloženom sustavu operativni troškovi iznose 28,8 milijuna kuna uz uštede zbog proizvodnje električne energije i smanjenja emisija stakleničkih plinova od 10,34 milijuna kuna godišnje. Rezultirajuće vrijeme povrata investicije povećava se na 30 mjeseci (2,5 godine).

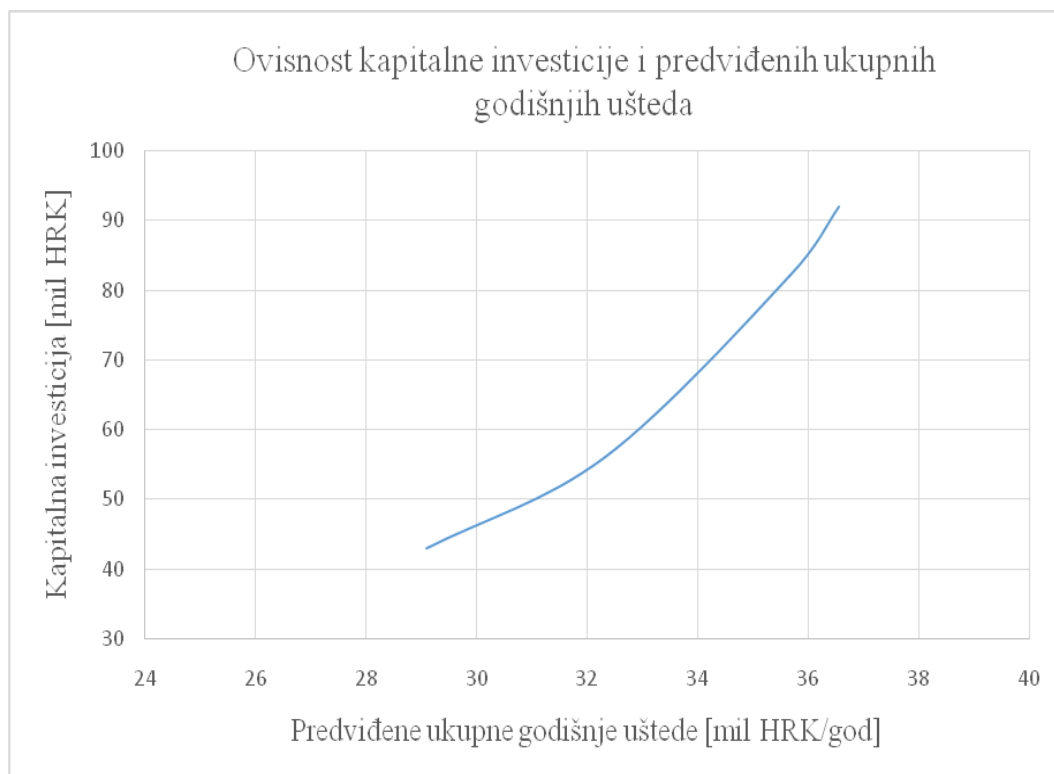
Tablica 8.11. Rezultati ekonomske analize

		Investicijski troškovi (mil. kn)	Operativni troškovi (mil. kn/god)	Smanjenje troškova el. energije i emisija CO2 (mil. kn/god)	Vrijeme povrata investicije (god)
Trenutno stanje	Postojeći HEN		55,00		
	Novi HEN	43	29,50	3,6	1,5
	Novi HEN i jedan stupanj ORC-a (0,6 MW)	56	28,83	6,15	1,7
Teorijsko razmatranje	Novi HEN i dva stupnja ORC-a (1,5 MW)	82	28,80	9,47	2,3
	Novi HEN i tri stupnja ORC-a (1,7 MW)	92	28,79	10,34	2,5
Rezultat Integracije procesa	Novi HEN	25	37,38	2,55	1,2
	Novi HEN i ORC (1,6 MW)	54	36,47	8,89	2,0

Slika 8.37. prikazuje zavisnost potrebnih kapitalnih investicija o predviđenim ukupnim financijskim uštedama za prethodno razmatrane četiri teorijske opcije. Na slici se jasno vidi da vrijednost investicije puno brže raste u odnosu na uštede što rezultira odgovarajućim povećanjem vremena povrata investicije.

Provođenjem integracije procesa i uzimanjem u obzir svih procesnih ograničenja dobiva se rješenje s većom potrebom za dovođenjem energije iz vanjskih izvora u odnosu na prethodno opisana četiri teorijska rješenja. Ukoliko se razmotri opcija ugradnje izmjenjivača topline s ciljem boljeg iskorištavanja raspoložive energije, uz poštivanje svih procesnih ograničenja, potrebna je kapitalna investicija od 25,2 milijuna kuna. Nakon rekonstrukcije mreže izmjenjivača topline, operativni troškovi bi se smanjili u odnosu na trenutni režim rada i iznosili bi 37,38 milijuna kuna godišnje. Dodatne uštede bi se dobile kao rezultat smanjenja emisija

stakleničkih plinova što bi donijelo dodatnih 2,55 milijuna kuna godišnje. Ovom rješenju odgovara vrijeme povrata investicije od 1,2 godine.



Slika 8.37. Zavisnost kapitalnih investicija i predviđenih godišnjih ušteda za teorijski razmatrane opcije

Ukoliko se izvede identična mreža procesnih izmjenjivača topline koja je predviđena u prethodnom rješenju, ali se sustav izmjenjivača topline u kojima se procesne struje hlade izmijeni s ciljem da se dio energije koja se odvodi rashladnim fluidima iskoristi za proizvodnju električne energije u ORC-u, investicija se povećava na 54 milijuna kuna. Ovakvo rješenje rezultira operativnim troškovima od 36,47 milijuna kuna godišnje i uštedama zbog smanjenja emisija CO₂ i proizvodnje električne energije od 8,89 milijuna kuna godišnje. Ukupni rezultat je vrijeme povrata investicije od 2 godine.

8.7. Ekonomska analiza sustava za iskorištavanje solarne energije

S ciljem dodatnog poboljšanja ekoloških pokazatelja pogona predviđena je ugradnja sustava za iskorištavanje solarne energije. Ekonomski pokazatelji koji se koriste pri analizi su isti kao i kod sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije iz procesa proizvodnje. Kapitalni troškovi obuhvaćaju investiciju u koncentratore sunčevog zračenja, pripadajući dio troškova za turbinu ORC-a, izmjenjivač topline i isparivač u kojima se radni fluid u ORC-u zagrijava do temperature zasićenja i isparava, te cjevovode i pumpe. Operativni troškovi obuhvaćaju samo pripadajući dio troškova u sustavu hlađenja radnog fluida u ORC-u. Uštede se temelje na cijeni

električne energije, smanjenju emisija CO₂ i iskorištavanju dijela otpadne toplinske energije za zagrijavanje potrošne tople vode. Proračuni se temelje na ugradnji 10.000 m² koncentratora po cijeni 1000 kn/m² (tablica 8.12.), uz maksimalnu proizvodnju električne energije od 500,59 kW. Proračun je pripremljen za dvije opcije cijene električne energije od 500 kn/MWh i 750 kn/MWh, te prosječnu cijenu emisija 58 kn/tCO₂. Ispitane su četiri različite opcije (tablica 8.13.):

- **Samo proizvodnja električne energije.** Ovo je najjednostavnija instalacija koja predviđa samo proizvodnju električne energije i direktno odvođenje radnog fluida u kondenzator nakon ekspanzije u turbini;
- **Proizvodnja električne energije uz djelomično iskorištavanje osjetne topline radnog fluida nakon izlaska iz turbine** s ciljem predgrijavanja radnog fluida;
- **Proizvodnja električne energije uz iskorištavanje toplinske energije radnog fluida nakon izlaza iz turbine** u svrhu predgrijavanja radnog fluida, za zagrijavanje potrošne tople vode, u niskotemperaturnom sustavu grijanja i sl.;
- **Ugradnja spremnika toplinske energije** s ciljem smanjenja investicijskih troškova u turbinu i kondenzator. U ovom se slučaju maksimalno dozračena energija u razdoblju od jednog dana u godini podijeli na 24 sata. Dobivena vrijednost se koristi za proračun maksimalne snage turbine. Na taj se način snaga turbine minimizira što za sobom povlači smanjenje investicije. Potrebna je dodatna investicija u toplinski spremnik. Prikazani rezultat se odnosi na povećanje temperature na koju se zagrijava voda u koncentratorima sa 130 °C na 250 °C, pri čemu smanjenje investicije za turbinu i trošak koji uzrokuje ugradnja toplinskog spremnika rezultiraju identičnim vremenom povrata investicije kao u prethodnoj opciji. Ukoliko bi se temperatura vode ili drugog odabranog fluida koji se zagrijava u koncentratorima dalje povećavala, vrijeme povrata investicije se smanjuje.

Tablica 8.12. Cijene solarnih sustava

Stavka	Cijena
Parabolični kolektor*	1000 kn/m ²
Kolektor s evakuiranim cijevima	600 kn/m ²

* Nije uključena cijena sustava za praćenje položaja Sunca za parabolični kolektor.

Tablica 8.13. Ekonomski pokazatelji sustava za iskorištavanje solarne energije

	Kapitalni troškovi (mil kn)	Operativni troškovi (mil kn/god)	Smanjenje troškova el. energije, PTV, grijanje i emisija CO ₂ (mil kn/god)	Vrijeme povrata investicije (god)	
				C _{el} = 500 kn/MWh	C _{el} = 750 kn/MWh
I.	17,88	0,033	0,312	57	42
II.	18,2	0,031	0,326	55	41
III.	18,3	0,031	0,415	45	33
IV.	17,6	0,031	0,415	45	33

Vrijeme povrata investicije u svim opcijama ne ide u prilog odluci za investiranje u opisani sustav za iskorištavanje solarne energije. Rezultati su usporedivi s rezultatima istraživanja sličnih postrojenja u [209], gdje je za analizirano postrojenje i lokaciju Atena (Grčka) dobiveno vrijeme povrata investicije od 25 godina uz cijenu električne energije od 0,1 EUR/kWh. Godišnja insolacija za područje Atene je oko 1750 kWh/m², dok je za lokaciju Sisak oko 1250 kWh/m². Ova razlika u raspoloživoj energiji objašnjava dobiveno vrijeme povrata investicije od 33 do 42 godine, zavisno o odabranoj opciji.

9. Zaključak

U radu je prikazana metodologija projektiranja procesa za povrat otpadne toplinske energije i primjenu obnovljivih izvora energije u pogonu atmosferske destilacije nafte u postrojenju Rafinerije nafte Sisak, INA – Industrija nafte d.d. Zagreb. Postavljena je metodologija za procjenu energetske, ekološke i ekonomske (EEE) karakteristika rafinerijskog postrojenja (RP). Metodologija je primjenjiva i kod procjene EEE karakteristika ostalih postojećih procesnih i energetske postrojenja kao i kod projektiranja novih postrojenja. Kao osnova predstavljene metodologije razvijen je originalni računalni model procesa prerade sirove nafte u pogonu atmosferske destilacije, a dobiveni rezultati numeričkih proračuna iskorišteni su kao ulazni parametri za energetske i eksergijske analize. Pri analizi su korištene sustavno orijentirane metode projektiranja procesa uz upotrebu dviju metoda integracije toplinskih procesa temeljenih na pinch metodi i eksergijskoj analizi.

Analizom rezultata dobivene su ključne spoznaje o mogućnostima rekonstrukcije energetske sustava u rafinerijskom postrojenju, a koje su iskorištene za poboljšanje njegovih EEE karakteristika (tj. unaprjeđenje indikatora održive proizvodnje) primjenom odgovarajućih tehnoloških rješenja. Konstruirana je nova mreža izmjenjivača topline uz uvažavanje procesnih ograničenja. Konkretno, pokazano je da je moguće konstruirati novi sustav s boljim iskorištavanjem otpadne toplinske energije bez utjecaja na normalno odvijanje procesa prerade nafte. Pritom su dobivene uštede nešto manje od teorijskih ciljeva, ali je i dalje moguće smanjiti potrošnju primarnih energenata za 33%. Ekonomska analiza je pokazala da je vrijeme povrata investicije za ovakav sustav 1,2 godine. Nadalje, predvidivo je da se na temelju ovakvog pristupa mogu provesti unaprjeđenja i drugih vrsta kemijskih postrojenja.

Nakon analize mogućnosti boljeg iskorištavanja raspoložive energije u novoj mreži izmjenjivača topline, provedena je analiza mogućnosti toplinske integracije sustava temeljenih na organskom Rankineovom ciklusu (ORC-u) u proces prerade nafte. U ovom slučaju postoji određeni utjecaj nadogradnje sustava na sam proces prerade, uz određeno povećanje kompleksnosti sustava izmjenjivača topline. S druge strane, ovakvim procesom integracije postignuto je značajno poboljšanje indikatora održive proizvodnje. Iako ova opcija nije prihvatljiva za konačnu primjenu, pošto više nije zadovoljen uvjet da rješenje ne smije imati utjecaj na proces prerade, dobiveni su izrazito ohrabrujući rezultati. Naime, provedena ekonomska analiza pokazuje da je vrijeme povrata ovakve investicije svega 1,7 – 2,5 godine.

S ciljem iskorištavanja otpadne toplinske energije preostale nakon konstruiranja mreže izmjenjivača topline koja zadovoljava sve procesne uvjete (odnosno, nema utjecaja na proces prerade), predloženo je alternativno rješenje koje uključuje ugradnju ORC-a. Rezultati analize su pokazali da takvo rješenje omogućuje smanjenje potrošnje primarnih izvora energije za 33% uz dodatnu proizvodnju električne energije, a koja uz zadovoljavanje vlastitih potreba omogućuje i zadovoljavanje dijela potreba ostalih postrojenja u sklopu rafinerije nafte. Pritom su postignuti vrlo prihvatljivi ekonomski pokazatelji uz vrijeme povrata investicije od 2 godine. Kako je prije navedeno, novi energetska sustav zadovoljava kriterije postavljene u sedmom poglavlju, te nema utjecaja na normalno odvijanje procesa prerade nafte i primjenjiv je u pogonskim uvjetima.

Konačno, predloženo je i rješenje za iskorištavanje solarne energije koje nema utjecaja na normalno odvijanje procesa prerade nafte, niti na rad sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije. Rezultati ekonomske analize su u skladu s relevantnom literaturom, te je dobiveno vrijeme povrata investicije između 33 i 57 godina, zavisno o odabranom rješenju.

Shodno gore navedenom, potvrđeno je da se integracijom otpadne toplinske energije i obnovljivih izvora energije u proizvodnom procesu u referentnom postrojenju atmosferske destilacije nafte uz korištenje pinch metode i eksergijske analize, mogu poboljšati njegovi pokazatelji održivog razvoja, odnosno energetske, ekološke i ekonomske (EEE) performanse postrojenja. Prikazana metodologija je također primjenjiva za projektiranje novih visokoučinkovitih kemijskih i ostalih procesnih postrojenja kao i energetskih postrojenja, u kojima se u cilju maksimalnog korištenja otpadne toplinske energije koristi ORC tehnologija i integriraju obnovljivi izvori energije.

Budući rad će biti usmjeren na mogućnost integracije spremnika toplinske energije uz odgovarajući sustav upravljanja energijom, pri čemu bi se dodatno iskoristila energija koja u predloženom sustavu nije obuhvaćena. Opseg istraživanja će se proširiti na analizu rada rafinerije nafte u cjelini i iznalaženje rješenja za poboljšanje njenih ukupnih EEE karakteristika. Konačni cilj bi bio postaviti metodologiju koja bi bila primjenjiva za sva procesna i energetska postrojenja uz prihvatljive ekonomske koristi.

Popis literature

- [1] Energy trends. 2016. Available from: http://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php/Energy_trends.
- [2] Rezultati prvog Siemensovog Istraživanja učinkovitosti resursa u industriji Adriatic regije. Available from: <http://www.siemens.rs/speed2015/download/>
- [3] Strategija energetskeg razvoja Republike Hrvatske. Narodne novine (Službeni list Republike Hrvatske). 2009. Available from: http://narodne-novine.nn.hr/clanci/sluzbeni/2009_10_130_3192.html
- [4] Nacionalni akcijski plan za obnovljive izvore energije do 2020. godine. Ministarstvo gospodarstva Republike Hrvatske. 2013. Available from: <https://vlada.gov.hr/UserDocsImages/Sjednice/Arhiva/120.%20-%202.pdf>
- [5] Treći nacionalni akcijski plan energetske učinkovitosti za razdoblje 2014. – 2016. Ministarstvo gospodarstva Republike Hrvatske. 2014. Available from: http://www.mingo.hr/public/3%20Nacionalni_akcijski_plan.pdf
- [6] Wan Alwi SR, Klemeš JJ, Varbanov PS. Cleaner energy planning, management and technologies: Perspectives of supply-demand side and end-of-pipe management. Journal of Cleaner Production. 2016;136:1-13. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.07.181>
- [7] SPIRE Roadmap. Sustainable Process Industry Through Resource and Energy Efficiency. 2013. Available from: www.spire2030.eu/uploads/Modules/Publications/spire-roadmap_december_2013_pbp.pdf (accessed 06.06.16).
- [8] <https://www.iea.org/>
- [9] <http://www.iea-industry.org/>
- [10] Gundersen TA. Process Integration PRIMER — implementing agreement on process integration. Trondheim, Norway: International Energy Agency, SINTEF Energy Research; 2000. Available from: <https://www.icheme.org/>
- [11] Cameron I, Gani R. Product and Process Modelling: A Case Study Approach. New York: Elsevier Science; 2011. ISBN: 9780080932316

- [12] Yang YQ, Lei S. Integrating environmental impact minimization into conceptual chemical process design - a process systems engineering review. *Computers & Chemical Engineering*. 2000; 24 (2-7):1409-1419. [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(00\)00384-7](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(00)00384-7)
- [13] Linnhoff B, Townsend DW, Boland D, Hewitt GF, Thomas BEA, Guy AR, et al. A user guide on process integration for the efficient use of energy. 1st ed. Rugby, UK: IChemE; 1982. ISBN: 0852951566
- [14] Shenoy UV. Heat Exchanger Network Synthesis: Process optimization by energy and resource Analysis. Huston, United States: Gulf Publishing Company; 1995. ISBN: 0884153916
- [15] Smith R. Chemical process design and integration. 1st ed. West Sussex, England: John Wiley & Sons Ltd; 2005. ISBN 0-471-48680-9
- [16] Kemp I. Pinch analysis and process integration (a user guide on process integration for the efficient use of energy). Oxford, UK: Butterworth-Heinemann as imprint of Elsevier; 2007. ISBN: 0080468268
- [17] Klemeš J, editor. Handbook of Process Integration (PI) Minimisation of Energy and Water Use, Waste and Emissions. Cambridge, UK: Woodhead Publishing Limited; 2013. ISBN: 9780857097255
- [18] Bošnjaković F. Fight against irreversibilities. *Arch Wärmewirt* 1938; 19(1):1–2. German.
- [19] Szargut J, Morris DR, Steward FR. Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical processes. Berlin, Germany: Springer-Verlag; 1988. ISBN: 9780891165743
- [20] Kotas TJ. The exergy method of thermal plant analysis. Malabar (FL): Reprint Edition, Krieger; 1995. ISBN: 978-0-408-01350-5.
- [21] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal Design and Optimization. New York: John Wiley; 1996. ISBN: 978-0-471-58467-4
- [22] Rašković P. Energetika u procesnoj industriji. Leskovac, Srbija: Tehnološki Fakultet u Leskovcu; 2013. ISBN 978-86-89429-07-7

- [23] Energija u Hrvatskoj, Godišnji energetska pregled 2014. Republika Hrvatska – Ministarstvo gospodarstva. 2015. Available from: http://www.mingo.hr/public/energetika/Energija_RH_2014.pdf
- [24] Prilagodba i nadogradnja strategije energetskog razvoja Republike Hrvatske (Nacrt zelene knjige). Ministarstvo gospodarstva, rada i poduzetništva. 2008. Available from: <http://www.mingo.hr/userdocsimages/Zelena%20knjiga%20Energetika.pdf>
- [25] National inventory report 2014. EKONER. 2014. Available from: <http://www.azo.hr/lgs.axd?t=16&id=5180>
- [26] Dvanaesta konferencija stranaka UNFCCC, odluka 7/CP.12. 2006. Ujedinjeni Narodi. 2007. Available from: <http://unfccc.int/resource/docs/2006/cop12/eng/05a01.pdf#page=15>
- [27] Izvješće o stanju okoliša u Republici Hrvatskoj 2014. (razdoblje od 2009. do 2012.). Agencija za zaštitu okoliša. 2015. Available from: <http://www.azo.hr/lgs.axd?t=16&id=5462>
- [28] Profil energetske učinkovitosti: Hrvatska. ODYSSEE-MURE. 2015. Available from: <http://www.odyssee-mure.eu/publications/profiles/hrvatska-efficiency-trends.pdf>
- [29] Stupin K. Stanje i perspektive energetskog zakonodavstva Republike Hrvatske. Zbornik radova Pravnog fakulteta u Splitu. 2015;52:623-39, Available from: <http://hrcak.srce.hr/file/214399>
- [30] Strategija za Republiku Hrvatsku, odobrena na sjednici Upravnog odbora od 25. lipnja 2013. EBRD. 2013. Available from: <http://www.ebrd.com/country/strategy/croatia-croatian.pdf>
- [31] Buljan H, Krevzelj Ž. Energetska učinkovitost i obveze tvrtke koje imaju u svezi toga. 2015. Available from: <http://www.zastitaokolisa.dashofer.hr/33/energetska-ucinkovitost-i-obveze-tvrtke-koje-imaju-u-svezi-toga>
- [32] Mooney E, Semkov K, Adley C, Mooney C. Addressing Energy and Environmental Targets through Combined Process Integration Techniques. Chemical Engineering Transactions. 2013; 35:187-192. <https://doi.org/10.3303/CET1335031>
- [33] Worldwide Trends in Energy Use and Efficiency (Key Insights from IEA Indicator Analysis). International Energy Agency. 2008. Available from: https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/Indicators_2008.pdf

- [34] BENDIG M. Integration of Organic Rankine Cycles for Waste Heat Recovery in Industrial Processes [dissertation]. Lausanne (SUI): École Polytechnique Fédérale de Lausanne; 2015. Available from: <https://infoscience.epfl.ch/record/205041>
- [35] Bendig M, Maréchal F, Favrat D. Defining the Potential of Usable Waste Heat in Industrial Processes with the Help of Pinch and Exergy Analysis. *Chemical Engineering Transactions*. 2012;29:103-8. <https://doi.org/10.3303/CET1229018>
- [36] Industrial Waste Heat Recovery: Potential Applications, Available Technologies and Crosscutting R&D Opportunities. Oak Ridge National Laboratory. 2014. Available from: <https://info.ornl.gov/sites/publications/Files/Pub52987.pdf>
- [37] Waste Heat Recovery: Technology and Opportunities in U.S. Industry. U.S. Department of Energy. 2008. Available from: https://www1.eere.energy.gov/manufacturing/intensiveprocesses/pdfs/waste_heat_recovery.pdf
- [38] Viklund BS, Johansson TM. Technologies for utilization of industrial excess heat: Potentials for energy recovery and CO₂ emission reduction. *Energy Conversion and Management*. 2014; 77:369-379. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.09.052>
- [39] Energy Use, Loss and Opportunities Analysis: U.S. Manufacturing & Mining. U.S. Department of Energy. 2004. Available from: https://energy.gov/sites/prod/files/2013/11/f4/energy_use_loss_opportunities_analysis.pdf
- [40] Brueckner S, Miró L, Cabeza FL, Pehnt M, Laevemann E. Methods to estimate the industrial waste heat potential of regions – A categorization and literature review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2014; 38:164-171. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.078>
- [41] Annex XV: Industrial Excess heat Recovery. International Energy Agency (Industrial Energy-Related Technologies and Systems). 2015. Available from: <http://www.iea-industry.org/ongoing-annexes/annex-15.html>
- [42] Pehnt M, Boedekery J, Arens M, Jochem E, Idrissora F. Die Nutzung industrieller Abwärme-technisch-wirtschaftliche Potenziale und energiepolitische Umsetzung; Wissenschaftliche Begleitforschung zu uebergreifenden technischen, oekologischen, oekonomischen und strategischen Aspekten des nationalen Teils der Klimaschutzinitiative FKZ 03KSW016A und B; 2010. Available from: https://www.ifeu.de/energie/pdf/Nutzung_industrieller_Abwaerme.pdf

- [43] Brückner S, Liu S, Miró L, Radspieler M, Cabeza FL, Lävemann E. Industrial waste heat recovery technologies: An economic analysis of heat transformation technologies. *Applied Energy*. 2015; 151:157-167. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.01.147>
- [44] Miró L, Brückner S, Cabeza LF. Mapping and discussing Industrial Waste Heat (IWH) potentials for different countries. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2015; 51:847-855. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.06.035>
- [45] Ammar Y, Joyce S, Norman R, Wang Y, Roskilly PA. Low grade thermal energy sources and uses from the process industry in the UK. *Applied Energy*. 2012;89:3-20. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.06.003>
- [46] Bendig M, Maréchal F, Favrat D. Defining “Waste Heat” for industrial processes. *Applied Thermal Engineering*. 2013;61:134-142. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2013.03.020>
- [47] Oluleye G, Jobson M, Smith R, Perry JS. Evaluating the potential of process sites for waste heat recovery. *Applied Energy*. 2016;161:627-646. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.07.011>
- [48] Arzbaeher C, Fouche E, Parmenter K, Global Energy Partners. Industrial Waste-Heat Recovery: Benefits and Recent Advancements in Technology and Applications. ACEEE Summer Study on Energy Efficiency in Industry; 2007. Available from: http://aceee.org/files/proceedings/2007/data/papers/05_2_048.pdf
- [49] Utlu Z. Investigation of the potential for heat recovery at low, medium, and high stages in the Turkish industrial sector (TIS): An application. *Energy*. 2015;81:394-405. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.12.052>
- [50] Kurle D, Schulze C, Herrmann C, Thiede S. Unlocking waste heat potentials in manufacturing. *Procedia CIRP*. 2016;48:289–294. <https://doi.org/10.1016/j.procir.2016.03.107>
- [51] Kumar U, Karimi MN. Low grade Waste Heat Recovery for Optimized Energy Efficiencies and Enhanced Sustainability in Process Industries: A Comprehensive Review. *International Journal of Multidisciplinary Sciences and Engineering*. 2014;5(4):15-26. Available from: <http://www.ijmse.org/Volume5/Issue4/paper4.pdf>

- [52] Huang F, Zheng J, Baleynaud JM, Lu J. Heat recovery potentials and technologies in industrial zones. *Journal of the Energy Institute*. 2016:1-11. <https://doi.org/10.1016/j.joei.2016.07.012>
- [53] Saha BK, Chakraborty B. Utilization of low-grade waste heat-to energy technologies and policy in Indian industrial sector: a review. *Clean Techn Environ Policy*. 2016;19(2):327-47. <https://doi.org/10.1007/s10098-016-1248-2>
- [54] Arvay P, Muller MR, Ramdeen V. Economic Implementation of the Organic Rankine Cycle in Industry. Summer Study on Energy Efficiency in Industry. Rutgers University Glenn Cunningham, Tennessee Tech University; 2011. Available from: <http://aceee.org/files/proceedings/2011/data/papers/0085-000077.pdf>
- [55] Chen H, Goswami DY, Stefanakos EK. A review of thermodynamic cycles and working fluids for the conversion of low-grade heat. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2010;14:3059-3067. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.006>
- [56] <http://www.izvorienergije.com/nafta.html>
- [57] Speight JG. *The Refinery of the Future*. Oxford: Elsevier; 2010, ISBN: 9781437778526
- [58] Redžepagić D. *Energetika i naftna industrija*. 2013. Available from: <http://www.eizg.hr/Download.ashx?FileID=ff5a56e8-4242-40a1-8fa0-ecdbd11c1ed1>
- [59] <http://www.enciklopedija.hr/natuknica.aspx?id=27254>
- [60] <http://www.ina.hr/o-kompaniji/temeljne-djelatnosti/rafinerije-i-marketing/29>
- [61] Janović Z. *Naftni i petrokemijski procesi i proizvodi*, Zagreb, Hrvatsko društvo za goriva i maziva, Zagreb, 2011. ISBN 978-953-97942-2-2,
- [62] Tehnološki procesi organske industrije VI.: Nafta i proizvodi prerade nafte. *Kemijsko – Tehnološki fakultet Sveučilišta u Splitu*. Available from: <https://www.ktf.unist.hr/>
- [63] Purdy GA. *Petroleum: Prehistoric to Petrochemicals*. Toronto: Copp Clark Publishing; 1957.
- [64] Maletić S. *Karakterizacija biodegradabilnosti naftnih ugljovodonika u zemljištu i bioremedijacionih procesa u toku tretmana biogomilama i površinskom obradom* [doktorski rad]. Novi Sad: Prirodno-matematički fakultet; 2010. Available from: <http://nardus.mpn.gov.rs/handle/123456789/1718>
- [65] Vitorović D. *Hemijska tehnologija*. Beograd: Naučna knjiga; 1987.

- [66] Gruse WA, Stevens DR. The Chemical Technology of Petroleum. New York: McGraw-Hill; 1960.
- [67] Sertić-Bionda M. PROCESI PRERADE NAFTE. Zagreb: Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije. Available from: <https://www.fkit.unizg.hr/>
- [68] Rossini FD, Mair BJ, Streif AJ. Hydrocarbons from Petroleum. New York: Reinhold; 1953.
- [69] Goriva i maziva: časopis za tribologiju, tehniku podmazivanja i primjenu tekućih i plinovitih goriva i inženjerstvo izgaranja. 2011;50(4):367-375.
- [70] Speight JG. The Chemistry and Technology of Petroleum, fourth ed. Boca Raton Florida: CRC Press Taylor & Francis Group; 2007. ISBN 9780849390678 - CAT# 9067
- [71] Kostić-Pulek A. Hemija i prerada nafte i gasa. Beograd: Rudarsko – geološki fakultet; 2008. Available from <http://www.rgf.bg.ac.rs/>
- [72] Bell HS. American Petroleum Refining. New York: D. Van Nostrand Company, Inc.; 1945.
- [73] Bower T. Oil: Money, Politics, and Power in the 21st Century. New York: Grand Central Publishing; 2009. ISBN-10: 0446547980
- [74] Yergin D. The Prize: The Epic Quest for Oil, Money, and Power. New York: Simon & Schter; 1990. ISBN: 0-671-50248-4
- [75] Gary JH, Handwerk GE, Kaiser MJ. Petroleum Refining: Technology and Economics, Fifth Edition. Boca Raton Florida: CRC Press Taylor & Francis Group; 2007. ISBN: 9780849370380 - CAT# 7038
- [76] Chernow R. Titan – The Life of John D. Rockefeller, Sr. New York: Random House; 1998. ISBN: 1400077303
- [77] Vassiliou MS. Historical Dictionary of the Petroleum Industry. Plymouth: SCARECROW PRESS, INC.; 2009, ISBN: 0810859939
- [78] Cerić E. Nafta, procesi i proizvodi. Zagreb: INA Industrija nafte: Kigen; 2006. ISBN: 953-7049-35-3
- [79] Annual Energy Review 2010. Table 2.1d Industrial Sector Energy Consumption Estimates, 1949-2010. Washington, DC: U.S. Department of Energy. 2011. Available from: http://205.254.135.24/totalenergy/data/annual/pdf/sec2_9.pdf

- [80] EU refinery energy systems and efficiency. CONCAWE; 2012. Available from: <http://www.concawe.org>
- [81] Hochhalter TJ. Challenges and Opportunities in Managing CO₂ in Petroleum Refining. 2008. Available from: http://gcep.stanford.edu/pdfs/2RK4ZjKBF2f71uM4-uriP9g/The-resa_Hochhalter_GCEP_refining_workshop_final.pdf
- [82] Wang M, Lee H, Molburg J. Allocation of energy use in petroleum refineries to petroleum products. *The International Journal of Life Cycle Assessment*. 2004;9:34–44. <http://dx.doi.org/10.1065/lca2003.07.129>
- [83] Petrick M, Pellegrino J. The Potential for Reducing Energy Utilisation in the Refining Industry. Argonne National Laboratory; 1999. Available from: <http://www.ipd.anl.gov/anlpubs/1999/10/34061.pdf>
- [84] Refinery CO₂ Management Strategies: Energy Efficiency Improvements. Hydrocarbon Publishing Company. 2011. Available from: <http://www.hydrocarbonpublishing.com/ReportP/energy09.php>
- [85] Technology Roadmap for the Petroleum Industry. U.S. Department of Energy. 2000. Available from: <https://energy.gov/sites/prod/files/2013/11/f4/petroleumroadmap.pdf>
- [86] Szklo A, Schaeffer R. Fuel Specification, Energy Consumption and CO₂ Emission in Oil Refineries. *Energy*. 2007;32(7):1075-92. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.08.008>
- [87] Energy and Environmental Profile of the U.S. Petroleum Refining Industry. Washington, DC.: Office of Industrial Technologies, U.S. Department of Energy. 1998. Available from: <https://energy.gov/sites/prod/files/2013/11/f4/profile.pdf>
- [88] <http://escholarship.org/uc/item/15w780mf>
- [89] Energy Efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities for Petroleum Refineries, Document Number 430-R-15-002. United States Environmental Protection Agency. 2015. Available from: https://www.energystar.gov/sites/default/files/tools/ENERGY_STAR_Guide_Petroleum_Refineries_20150330.pdf
- [90] Manufacturing Energy Consumption Survey 2001. Washington, DC: Energy Information Administration (EIA), U.S. Department of Energy. 2002. Available from:

<https://www.eia.gov/consumption/manufacturing/data/2002/index.php?view=methodology>

- [91] Petroleum Supply Annual 2001. Washington, DC: Energy Information Administration (EIA), U.S. Department of Energy. 2002. Available from: https://www.eia.gov/petroleum/supply/annual/volume1/archive/2001/pdf/volume1_all.pdf
- [92] Steam System Opportunity Assessment for the Pulp & Paper, Chemical Manufacturing and Petroleum Refining Industries. Washington, DC: Office of Industrial Technologies, U.S. Department of Energy; 2002.
- [93] Habibullah A, Rameshni M, Passmore M. Carbon Footprint Reduction Strategies. Monrovia, California: WorleyParsons; 2009.
- [94] Sheehan BP, Zhu X. The First Step. Hydrocarbon Engineering. 2009. Available from: <http://www.uop.com/wp-content/uploads/2010/12/UOP-Energy-Management-Solutions-Paper.pdf>
- [95] Ivanov A, Stratiev D, Marinov I. Improvement of energy efficiency in oil refining a question of survival. 46th International Conference on Petroleum Processing 2013; Bratislava, Slovak Republic. Available from: http://www.vurup.sk/sites/vurup.sk/files/downloads/ivanov_improvement_of_energy.pdf
- [96] Drumm C, Busch J, Dietrich W, Eickmans J, Jupke A. STRUCTese® - Energy efficiency management for the process industry. Chemical Engineering and Processing. 2013;67:99-110. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2012.09.009>
- [97] Chai KH, Yeo C. Overcoming energy efficiency barriers through systems approach – A conceptual framework. Energy Policy. 2012;46:460-472. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2012.04.012>
- [98] Sola AVH, Xavier AAP. Organizational human factors as barriers to energy efficiency in electrical motors systems in industry. Energy Policy. 2007;35:5784-94. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2007.05.024>
- [99] Bergh C. Energy Efficiency in the South African Crude Oil Refining Industry: Drivers, Barriers and Opportunities [dissertation]. Available from: http://www.crses.sun.ac.za/files/research/completed-research/other/thesis_bergh_energyefficiency.pdf
- [100] Global Industrial Energy Efficiency Benchmarking: An Energy Policy Tool (Working Paper). United Nations Industrial Development Organization; 2010. Available from:

https://www.unido.org/fileadmin/user_media/Services/Energy_and_Climate_Change/Energy_Efficiency/Benchmarking_%20Energy_%20Policy_Tool.pdf

- [101] Pathways to a Low-Carbon Economy: Version 2 of the Global Greenhouse Gas Abatement Cost Curve. McKinsey & Company; 2009. Available from: http://www.mckinsey.com/~media/mckinsey/dotcom/client_service/sustainability/cost%20curve%20pdfs/pathways_lowcarbon_economy_version2.ashx
- [102] Milošević Z, Cowart W. Refinery Energy Efficiency and Environmental Goals. KBC Process Technology; 2002. Available from: http://www.digitalrefining.com/article/1000219,Refinery_energy_efficiency_and_environmental_goals.html#.WZ_8plFLeM8
- [103] Bandwidth Study on Energy Use and Potential Energy Saving Opportunities in U.S. Petroleum Refining. U.S. Department of Energy, Advanced Manufacturing Office. 2015. Available from: https://energy.gov/sites/prod/files/2015/08/f26/petroleum_refining_bandwidth_report.pdf
- [104] Morrow WR, Marano J, Hasanbeigi A, Masanet E, Sathaye J. Efficiency improvement and CO2 emission reduction potentials in the United States petroleum refining industry. Energy. 2015;93:95–105. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.08.097>
- [105] Morrow WR, Marano J, Sathaye J, Hasanbeigi A, Xu T. Assessment of energy efficiency improvement in the United States petroleum refining. Lawrence Berkeley National Laboratory Report No. LBNL-6292E. 2013. Available from: <http://Industry.eetd.lbl.gov/publications/assessment-of-energy-efficiency-imp-3>.
- [106] Stephanopoulos G, Reklaitis GV. Process systems engineering: from Solvay to modern bio- and nanotechnology. A history of development, successes and prospects for the future. Chem Eng Sci 2011; 66(4):272–4,306. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.05.049>
- [107] Herder PM. Process Design in a Changing Environment. Identification of Quality Demands Governing the Design Process [dissertation]. Delft, The Netherlands: Delft University Press; 1999. Available from: <https://repository.tudelft.nl/islandora/object/uuid%3Aa6189c69-191f-4227-a542-2745b4123098?collection=research>
- [108] Gundersen T. A Process Integration Primer. Trondheim, Norway: Sintef Energy Research; 2000. Available from: <http://www.iea-industry.org/menulinksapublications/82-pi-implementing-agreement-report-2002.html>

- [109] Rašković P. Optimizacija industrijskih energetske sistema putem integracije mreže razmenjivača toplote [doktorski rad]. Mašinski fakultet, Niš, Univerzitet u Nišu; 2002.
- [110] Rangaiah GP, editor. Chemical Process Retrofitting and Revamping: Techniques and Applications. New York: John Wiley; 2016. ISBN: 978-1-119-01633-5
- [111] Rong BG, Han FY, Kraslawski A, Nystrom L. Study on the methodology for retrofitting chemical processes. Chemical Engineering and Technology. 2000;23:479–484. [https://doi.org/10.1002/1521-4125\(200006\)23:6<479::AID-CEAT479>3.0.CO;2-5](https://doi.org/10.1002/1521-4125(200006)23:6<479::AID-CEAT479>3.0.CO;2-5)
- [112] Smith R. Chemical Process Design. New York: McGraw-Hill; 1995. ISBN 0-471-48680-9
- [113] Towler G, Sinnott R. Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, 2nd edn. Oxford: Elsevier; 2012. ISBN: 9780080966601
- [114] Klemeš JJ. Process Integration (PI): An Introduction. In: Klemeš JJ, editor. Handbook of Process Integration. Cambridge, United Kingdom: Woodhead Publishing; 2013., p. 3–27. <https://doi.org/10.1533/9780857097255.1.3>
- [115] Klemeš JJ, Varbanov PS, Kravanja Z. Recent developments in Process Integration. Chemical Engineering Research and Design. 2013;91:2037–53. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.08.019>
- [116] Klemeš JJ, Kravanja Z. Forty years of Heat Integration: Pinch Analysis (PA) and Mathematical Programming (MP). Current Opinion in Chemical Engineering. 2013;2:461–74. <https://doi.org/10.1016/j.coche.2013.10.003>
- [117] Anastasovski A, Rašković P, Guzović Z. Design and analysis of heat recovery system in bioprocess plant. Energy Conversion and Management. 2015;104:32-43. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2015.06.081>
- [118] Linnhoff BD, Townsend W, Boland D, Hewitt GF, Thomas B, Guy AR, Marsland RH. User guide on process integration for the efficient use of energy. The Institution of Chemical Engineers; 1994. ISBN: 0852951566
- [119] Peter G. Načrtovanje procesov. Maribor: Univerza v Mariboru, FKKT; 2000.
- [120] Dimian AC. Integrated design and simulation of chemical processes. New York: Elsevier; 2003. ISBN: 9780080534800

- [121] Umeda T. Computer aided process synthesis. *Computers and Chemical Engineering*. 1983;7(4):279–309. [https://doi.org/10.1016/0098-1354\(83\)80016-7](https://doi.org/10.1016/0098-1354(83)80016-7)
- [122] Cvetković S. Analiza hemijskih i energetske postrojenja u funkciji unapređenja konceptualne faze projektovanja [doktorski rad]. Leskovac: Tehnološki fakultet; 2014. Available from: <https://fedorani.ni.ac.rs/fedora/get/o:931/bdef:Content/get>
- [123] Valero A. Exergy accounting: capabilities and drawbacks. *Energy*. 2006;31(8):164–80. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2004.04.054>
- [124] Gong M. Using Exergy and Optimization Models to Improve Industrial Energy Systems Towards Sustainability [dissertation]. Linköping, Sweden: Linköping University; 2004. Available from: <http://www.diva-portal.org/smash/record.jsf?pid=diva2%3A243172&dswid=2251>
- [125] Rašković P, Kuštrimović D. Second law of thermodynamic-Theoretical background, approaches and implication in practical engineering. 12th Symposium of Thermal science and engineering, Sokobanja, October 2005.
- [126] Gibbs JW. A method of geometrical representation of thermodynamic properties of sub-stances by means of surface. *Transactions of the Connecticut Academy*, II. 1873;382–404.
- [127] Jouget E. The theorem of Mr. Gouy and some of its applications. *Rev Mech* 1907;2:213–38.
- [128] Keenan J H. A steam chart for second law analysis. *Mechanical Engineering*. 1932;54:195–204.
- [129] Rant Z. Exergy the new word for technical available work. *Forsch Ingenieurwes*. 1956;22(36).
- [130] Dincer I, Rosen MA. Exergy: energy, environment, and sustainable development. Oxford (UK): Elsevier; 2007. ISBN: 9780080970905
- [131] Tsatsaronis G. Combination of Exergetic and Economic Analysis in Energy-Conversion Processes; Energy Economics and Management in Industry. Proceedings of the European Congress Algarve Portugal 1984. Tapir Academic Press 151–7.

- [132] Tsatsaronis G, Winhold M. Exergoeconomic analysis and evaluation of energy conversion plants. Part I-A new general methodology. *Energy*. 1985;10:69–80. [https://doi.org/10.1016/0360-5442\(85\)90020-9](https://doi.org/10.1016/0360-5442(85)90020-9)
- [133] Lazzaretto A, Tsatsaronis G. SPECO: A systematic and general methodology for calculating efficiencies and costs in thermal systems. *Energy*. 2006;31:1257–89. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.03.011>
- [134] Jentsch A. A Novel Exergy - Based Concept of Thermodynamic Quality and its Application to Energy System Evaluation and Process Analysis [dissertation]. Berlin, Germany: Technische Universität Berlin; 2010. Available from: https://depositonce.tu-berlin.de/bitstream/11303/2696/1/Dokument_8.pdf
- [135] Petrakopoulou A. Comparative Evaluation of Power Plants with CO₂ Capture: Thermodynamic, Economic and Environmental Performance [dissertation]. Berlin, Germany: Technische Universität Berlin; 2011. Available from: http://www.iaea.org/inis/collection/NCLCollectionStore/_Public/45/076/45076666.pdf
- [136] Tsatsaronis G, Czesla F. Six articles published in topic "Energy". In: Encyclopedia of Life Support Systems (EOLSS), developed under the Auspices of UNESCO. Oxford (UK): Eolss Publishers; 2004. Available from: <http://www.eolss.net>.
- [137] Rosen MA, Dincer I. Exergoeconomic analysis of power plants operating on various fuels. *Applied Thermal Engineering*. 2003;23:643–58. [https://doi.org/10.1016/S1359-4311\(02\)00244-2](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(02)00244-2)
- [138] Rosen MA, Dincer I. Thermoeconomic analysis of power plants: an application to a coal-fired electrical generating station. *Energ Convers Management*. 2003;44:1633–51. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(03\)00047-5](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00047-5)
- [139] Koroneos C, Roumbas G, Moussiopoulos N. Exergy analysis of cement production. *International Journal of Exergy*. 2005;2(1):55–68. <https://doi.org/10.1504/IJEX.2005.006433>
- [140] Dincer I, Rosen MA. Thermal energy storage systems and applications. London (UK): Wiley; 2002. ISBN: 978-0-470-74706-3
- [141] Rosen MA, Dincer I. Exergy as the confluence of energy, environment and sustainable development. *Exergy*. 2001;1(1):3–13. [https://doi.org/10.1016/S1164-0235\(01\)00004-8](https://doi.org/10.1016/S1164-0235(01)00004-8)

- [142] Rivero R, Gonzalez G, Garcia V, Pulido R, Escarcega C. Exergy analysis of a crude oil atmospheric distillation unit. In: Cai RX, Moran MJ, editors. *Thermodynamic Analysis and Improvement of Energy Systems*. Beijing: International Academy Publishers, Pergamon Press; 1989, p. 506–11. Available from : https://inis.iaea.org/search/search.aspx?orig_q=RN:23060528
- [143] Rivero R, Cachot T, Ramadane A, Le Goff P. Diabatic or quasi-reversible distillation, exergy analysis, industrial applications. In: Kouremenos DA, Tsatsaronis G, Rakopoulos CD, editors. *Analysis of Thermal and Energy Systems*. Athens: Greg. Foundas Technical and Scientific Editions, ASME; 1991, p. 129–40.
- [144] Rivero R, Hernandez R. Exergoeconomic analysis of a refinery's utilities plant. In: Sciubba E, Moran MJ, editors. *2nd Law Analysis of Energy Systems: Towards the 21st Century*. Roma: Centro Internazionale di Ricerca e Calcolo Universitario Scientifico, ASME; 1995, p. 325–34.
- [145] Rivero R, Rendon C, Monroy L. Calculation of the exergy of crude oil mixtures. In: Bejan A, Feidt M, Moran MJ, Tsatsaronis G, editors. *Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Environmental Aspects of Energy Systems and Processes*. Nancy: Institut National Polytechnique de Lorraine; 1998, p. 211–18.
- [146] Rivero R, Garcia M. Exergy Analysis of a Reactive Distillation MTBE Unit. *International Journal of Applied Thermodynamics*. 2001;4(2):85–92. Available from: <http://dergipark.ulakbim.gov.tr/eoguijt/article/download/1034000068/1034000060>
- [147] Rivero R. Application of the Exergy Concept in the Petroleum Refining and Petrochemical Industry. *Energy Conversion and Management*. 2002;43:1199–1220. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(02\)00008-0](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(02)00008-0)
- [148] Rivero R, Rendón C, Gallegos S. Exergy and exergoeconomic analysis of a crude oil combined distillation unit. *Energy*. 2004;29:1909-27. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2004.03.094>
- [149] Al-Muslim H, Dincer I, Zubair SM. Exergy analysis of single - and two -stage crude oil distillation unit. *Journal of Energy Resources Technology*. 2003;125(3):199 -207.
- [150] Anaya A, Caraveo LM, Carcia VH, Mendoza A. Energetic Optimization Analysis of a Petroleum Refinery Applying Second Law of Thermodynamics. *Proceedings of the Computer-Aided Energy Systems Analysis, ASME, AES*. 1990;21:49–54. Available

from: <https://inis.iaea.org/search/searchsinglerecord.aspx?recordsFor=SingleRecord&RN=24012593>

- [151] Cornelissen RL. Thermodynamics and Sustainable Development [dissertation]. Twente, The Netherlands: University of Twente; 1997. Available from: <https://ris.utwente.nl/ws/portalfiles/portal/6075250>
- [152] Pinto JM, Joly M, Moro LFL. Planning and scheduling models for refinery operations. *Computers and Chemical Engineering*. 2000;24:2259–76. [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(00\)00571-8](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(00)00571-8)
- [153] Abdi MA, Meisen A. A novel process for diethanolamine recovery from partially degraded solutions: 2. Process analysis. *Industrial & Engineering Chemical Research*. 1999;38(8):3105–14. <https://doi.org/10.1021/ie9804531>
- [154] Doledersum A. Exergy analysis proves viability of process modifications. *Energy Conversion and Management*. 1998;39(16–18):1781–89. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(98\)00066-1](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(98)00066-1)
- [155] Andersen TR, Siragusa G, Andresen B, Salamon P, Jørgensen SB. Energy Efficient Distillation by optimal Distribution of Heating and Cooling Requirements. *Computer Aided Chemical Engineering*. 2000;8: 709-714. [https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(00\)80120-0](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(00)80120-0)
- [156] Al-Muslim H, Dinçer I. Thermodynamic Analysis of Crude Oil Distillation Systems. *International Journal of Energy Research*. 2005;29:637–55. <https://doi.org/10.1002/er.1097>
- [157] Errico M, Tola G, Mascia M. Energy saving in a crude distillation unit by a preflash implementation. *Applied Thermal Engineering*: 2009;29:1642–47. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2008.07.011>
- [158] Benali T, Tondeur D, Jaubert JN. An improved crude oil atmospheric distillation process for energy integration: part I: energy and exergy analyses of the process when a flash is installed in the preheating train. *Applied Thermal Engineering*. 2012;32:125–31. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.08.038>
- [159] Wang Z, Xu Q, Ho T. Optimal Retrofit Design of Crude Distillation Units for Processing Shale Gas/Natural Gas Condensate Oil. *Chemical Engineering and Technology*. 2016;39(6);1099-1110. <https://doi.org/10.1002/ceat.201500227>

- [160] Feintuch HM, Peer V, Bucukoglu MZ. A preflash drum can conserve energy in a crude preheat train. *Energy Prog.* 1985;5:165-72.
- [161] Ji S, Bagajewicz M. Design of crude fractionation units with preflashing or prefractionation: energy targeting. *Industrial and Engineering Chemistry Research.* 2002;41:3003-11. <https://doi.org/10.1021/ie010509i>
- [162] Yahyaabadi R. Rethink placement of preflash drum in crude preheat train network. *Hydrocarbon Processing.* 2006;85:78-84. Available from: <http://www.hydrocarbonprocessing.com/magazine/2006/august-2006/refining-developments/rethink-placement-of-preflash-drum-in-crude-preheat-train-network>
- [163] Wang YH, Hou YJ, Gao H, Sun JS, Xu SM. Selecting the optimum predistillation scheme for heavy crude oils. *Industrial and Engineering Chemistry Research.* 2011;50(18):10549-10556. <https://doi.org/10.1021/ie102369k>
- [164] Waheed MA, Oni AO, Adejuyigbe SB, Adewumi BA. Thermo-economic and environmental assessment of crude oil distillation unit of a Nigeria refinery. *Applied Thermal Engineering.* 2014;66:191-205. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.02.007>
- [165] Oni AO. Thermo-economic and Environmental Analysis of a Crude Oil Distillation Unit and a Deethanizer Unit of a Nigerian Refinery [dissertation]. Abeokuta, Nigeria: Federal University of Agriculture, Department of Mechanical Engineering; 2014.
- [166] Waheed MA, Oni AO. Performance improvement of a crude oil distillation unit. *Applied Thermal Engineering.* 2015;75:315–324. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.10.078>
- [167] Odejobi OJ. Exergy and economic analyses of crude oil distillation unit. *African Journal of Engineering Research.* 2015;3(2):44-55. Available from: <http://www.netjournals.org/pdf/AJER/2015/2/15-019.pdf>
- [168] Braimah MN, Anozie AN, Odejobi OJ. Utilization of Response Surface Methodology (RSM) in the Optimization of Crude Oil Refinery Process, New Port-Harcourt Refinery, Nigeria. *Journal of Multidisciplinary Engineering Science and Technology (JMEST).* 2016;3(3):4361–69. Available from: [JMESTN42351475](https://doi.org/10.1016/j.jmestn.2016.03.007)

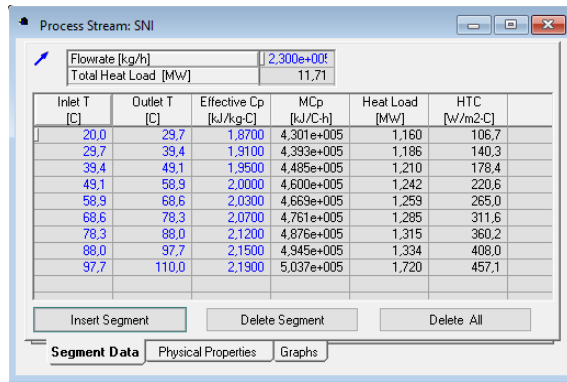
- [169] Gu WG, Huang YQ, Wang K, Zhang BJ, Chen QL, Hui CW. Comparative analysis and evaluation of three crude oil vacuum distillation processes for process selection. *Energy*. 2014;76(5):559–71. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.08.053>
- [170] Nur Izyan Z, Shuhaimi M. Exergy analysis for fuel reduction strategies in crude distillation unit. *Energy*. 2014;66:891-97. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.01.026>
- [171] Linnhoff B, Dhole VR. Shaftwork targets for low-temperature process design. *Chemical Engineering Science*. 1992;47(8):2081-91. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(92\)80324-6](https://doi.org/10.1016/0009-2509(92)80324-6)
- [172] Tarighaleslami AH, Omidkhah MR, Ghannadzadeh A, Hoseinzadeh Hesas R. Thermodynamic evaluation of distillation columns using exergy loss profiles: a case study on the crude oil atmospheric distillation column. *Clean Technologies and Environmental Policy*. 2012;14:38-387. <https://doi.org/10.1007/s10098-012-0465-6>.
- [173] Silva JAM, De Oliveira S Jr., Pulgarín J, Arredondo HIV, Molina A. On the Exergy Determination for Petroleum Fractions and Separation Processes Efficiency. *Heat Transfer Engineering*. 2015;36(11):974-83. <https://doi.org/10.1080/01457632.2015.972752>.
- [174] Dinçer I, Rosen MA. *Exergy: Energy, Environment And Sustainable Development*. Amsterdam: Elsevier; 2007. ISBN: 9780080531359
- [175] De Oliveira S Jr. *Exergy: Production, Cost and Renewability*. London: Springer-Verlag; 2013. ISBN 978-1-4471-4165-5
- [176] Rašković P, Guzović Z, Cvetković S. Performance analysis of electricity generation by the medium temperature geothermal resources: Velika Ciglena case study. *Energy*. 2013;54:11-31. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.03.009>
- [177] Valero A. *Exergy evolution of the mineral capital on Earth [dissertation]*. Zaragoza, Spain: Department of Mechanical Engineering, Centro Politécnico Superior, University of Zaragoza; 2008. Available from: http://www.exergoecology.com/Members/aliciavd/PhD_Alicia_Valero.pdf
- [178] Szargut J. *Exergy method - technical and ecological applications*. Southampon, Boston: WIT Press; 2005. ISBN: 978-1-85312-753-3
- [179] Tsatsaronis G. Definition and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics. *Energy*. 2007;32(4):249–53. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.07.002>

- [180] Wall G. Exergy - a useful concept within resource accounting. Goteborg, Sweden: Institute of Theoretical Physics Goteborg; 1977. Available from: <http://www.exergy.se/ftp/ex77c.pdf>
- [181] Sato N. Chemical Energy And Exergy. Amsterdam: Elsevier; 2004. ISBN: 9780444516459
- [182] ECOINA. Zahtjev za utvrđivanje objedinjenih uvjeta zaštite okoliša postojećeg postrojenja INA - industrija nafte d.d. Sektor Rafinerija nafte Sisak. 2013. Available from: http://www.mzoip.hr/doc/zahtjev_za_utvrdivanje_objedinjenih_uvjeta_zastite_okolisa_99.pdf
- [183] Katalog goriva. Zagreb: INA – Industrija nafte, d.d. Zagreb; 2014. Available from: http://www.ina.hr/UserDocsImages/katalog%20goriva%202014_web.pdf
- [184] Hantos K, Cameron I. Process Modelling and Model Analysis. London: Academic Press; 2001. ISBN: 9780080514925
- [185] Aris R. Mathematical modelling: a chemical engineer's perspective. London (UK): Academic Press; 1999. ISBN: 0126045852
- [186] Gani R, Cameron I, Lucia A, Sin G, Georgiadis M. Process systems engineering, 2. modeling and simulation. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry; 2000. Available from: http://folk.ntnu.no/skoge/prost/proceedings/ullmann-2012-pse/PSE-2%20Modeling%20and%20Simulation%20o22_o06.pdf
- [187] Gani R, Hostrup M. Course 36445 – Computer Aided Process Design, CAPEC. Lyngby, Denmark: Institut for Kemiteknik Danmarks Tekniske Universitet 2800. Available from: <http://www.ca-pec.kt.dtu.dk/main/36445/course36445.html>.
- [188] Banks J, Carson J, Nelson BL, Nicol D. Discrete-Event System Simulation. New York; 2004. ISBN-10: 0131446797
- [189] Thome B, editor. Principles and Practice of Computer-based Systems. Hoboken: Wiley; 1993. ISBN: 0471935522.
- [190] Babu BV. Process plant simulation. New Delhi, India: Oxford University Press; 2004. ISBN: 0195668057
- [191] Westerberg AW, Hutchinson HP, Motard RL, Winter P. Process Flowsheeting. Cambridge: Cambridge University Press; 1979. ISBN: 0521279151

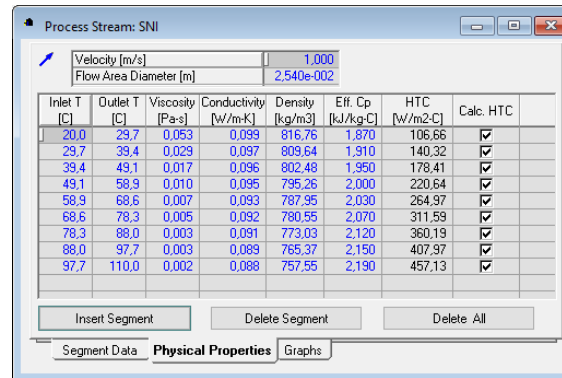
- [192] Martín M. Introduction to Software for Chemical Engineers. Boca Ratin: CRC Press; 2014. ISBN: 1466599367
- [193] Polt A. Collaborative conceptual engineering at BASF. Orlando: AspenWorld; 2004.
- [194] Slagter W. Cutting design costs: How industry leaders benefit from fast and reliable CFD. White paper ANSYS. 2011. Available from: <http://www.idac.co.uk/enews/articles/wp-cfd-business-benefits.pdf>
- [195] Kapavarapu V, Kuwait Oil Company. Project optimization at a conceptual level by using Aspen HYSYS and Aspen Integrated Economics. OPTIMIZE 2011 AspenTech Global Conference. Washington D.C.; 2011.
- [196] Advanced process modelling examples. 2014. Available from: <http://www.psenterprise.com/concepts/examples.html>
- [197] Martín-Rodríguez H, Cano A, Marzopoulos M. Improve engineering via whole-plant design optimization. Hydrocarbon Processing. December 2010:43–49. Available from: https://www.psenterprise.com/public/hp_repsol_whole_plant_optimisation.pdf
- [198] Turton R, Bailie RC, Whiting WB, Shaeiwitz JA. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, 4th Ed. Upper Saddle River, New Jersey: Prentice Hall; 2012. ISBN-10: 0132618125.
- [199] Aspen Energy Analyzer v7.3. USA: Aspen Technology, Inc.; 2011.
- [200] Aspen Energy Analyzer User Guide V7.1. USA: Aspen Technology, Inc.; 2009.
- [201] Guzović Z, Sakoman I, Lončar D. Influence of working fluid on ORC with low temperature geothermal source – Case study geothermal power plant “Babina Greda”. 10th International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics 14 – HEFAT2014. Orlando, Florida. Available from: <http://repository.up.ac.za/handle/2263/44403>
- [202] European Commission. Communication from the Commission to the European Parliament and the Council: Energy Efficiency and its contribution to energy security and the 2030 Framework for climate and energy policy. COM(2014) 520 final. Brussels; 2014. Available from: https://ec.europa.eu/energy/sites/ener/files/documents/2014_eec_communication_adopted_0.pdf

- [203] International Energy Agency. Energy Efficiency Market Report 2014: Market Trends and Medium-Term Prospects. Paris; 2014. Available from: <https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/EEMR2014.pdf>
- [204] Quoilin S, Van Den Broek M, Declaye S, Dewallef P, Lemort V. Techno-economic survey of Organic Rankine Cycle (ORC) systems. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2013;22:168-86. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.028>
- [205] Guzović Z, Rašković P, Zoran Blatarić Z. The comparison of a basic and a dual-pressure ORC (Organic Rankine Cycle): Geothermal Power Plant Velika Ciglena case study. *Energy*. 2014;76:175-86. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.06.005>
- [206] Guzović Z, Majcen B, Cvetković S. Possibilities of electricity generation in the Republic of Croatia from medium-temperature geothermal sources. *Applied Energy*. 2012;98:404-14. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.03.064>
- [207] Qiu G, Shao Y, Li J, Liu H, Riffat SB. Experimental investigation of a biomass-fired ORC-based micro-CHP for domestic applications. *Fuel*. 2012;96:374-82. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.01.028>
- [208] Takamatsu T. The nature and role of process systems engineering. *Computers and Chemical Engineering*. 1983;7:203–18. [https://doi.org/10.1016/0098-1354\(83\)80012-X](https://doi.org/10.1016/0098-1354(83)80012-X)
- [209] Kosmadakis G, Manolakos D, Papadakis G. Simulation and economic analysis of a CPV/thermal system coupled with an organic Rankine cycle for increased power generation. *Solar Energy*. 2011;85:308-324. <https://doi.org/10.1016/j.solener.2010.11.019>

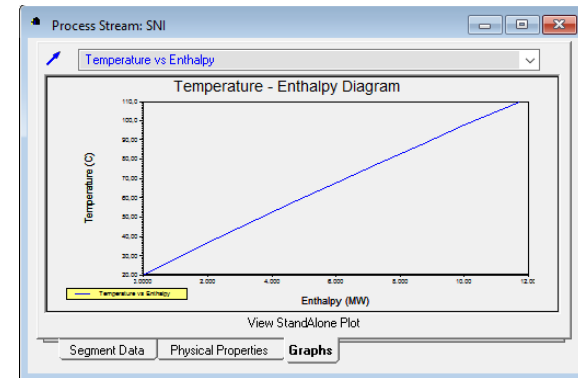
Prilog A1.



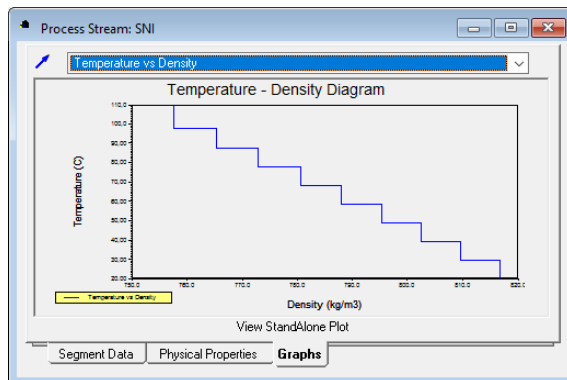
Slika A1.1. Temperaturni segmenti struje SNI



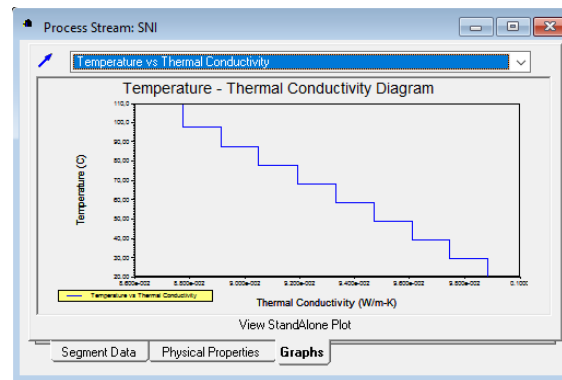
Slika A1.2. Fizikalna svojstva struje SNI



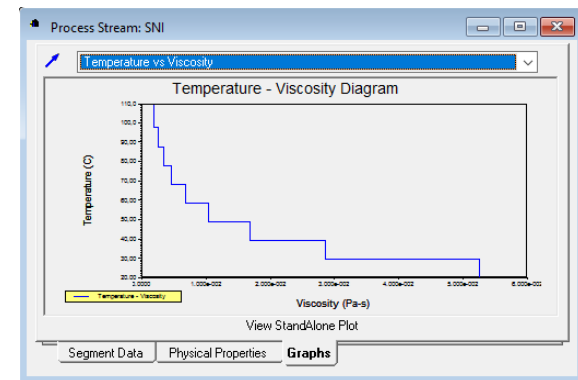
Slika A1.3. Funkcija $h = f(T)$ struje SNI



Slika A1.4. Funkcija $\rho = f(T)$ struje SNI



Slika A1.5. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje SNI



Slika A1.6. Funkcija $\nu = f(T)$ struje SNI

Process Stream: SNIV

Flowrate [kg/h]: 2.300e+007
Total Heat Load [MW]: 49.03

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Effective Cp [kJ/kg.C]	M.Cp [kJ/C-h]	Heat Load [MW]	HTC [W/m ² .C]
110.0	117.1	2.2300	5.128e+005	1.017	516.2
117.1	136.9	2.2700	5.221e+005	1.410	951.0
136.9	136.6	2.3100	5.313e+005	1.433	998.4
136.6	147.0	2.3600	5.428e+005	1.567	644.3
147.0	156.0	2.4800	5.704e+005	1.432	693.2
156.0	165.7	2.6000	5.980e+005	1.613	737.0
165.7	175.4	2.7400	6.302e+005	1.702	770.3
175.4	185.1	2.9000	6.670e+005	1.799	796.5
185.1	194.9	3.0500	7.015e+005	1.894	807.7
194.9	204.6	3.1900	7.337e+005	1.979	811.9
204.6	214.3	3.2800	7.544e+005	2.037	771.6
214.3	224.0	3.3400	7.682e+005	2.072	809.0
224.0	233.7	3.3700	7.751e+005	2.091	770.8
233.7	243.4	3.3800	7.774e+005	2.099	764.2
243.4	253.1	3.3800	7.774e+005	2.097	734.2
253.1	262.9	3.3700	7.751e+005	2.093	723.9
262.9	272.6	3.3600	7.728e+005	2.084	698.2
272.6	282.3	3.3500	7.705e+005	2.080	682.5
282.3	292.0	3.3400	7.682e+005	2.072	634.9
292.0	301.7	3.3400	7.682e+005	2.072	645.1
301.7	311.4	3.3300	7.659e+005	2.068	642.3
311.4	321.1	3.3200	7.636e+005	2.060	610.6
321.1	321.3	3.3300	7.659e+005	3.191e-002	612.4
321.3	330.9	3.3200	7.636e+005	2.029	610.6
330.9	350.3	3.3300	7.659e+005	4.134	603.2
350.3	360.0	3.3300	7.659e+005	2.066	578.3

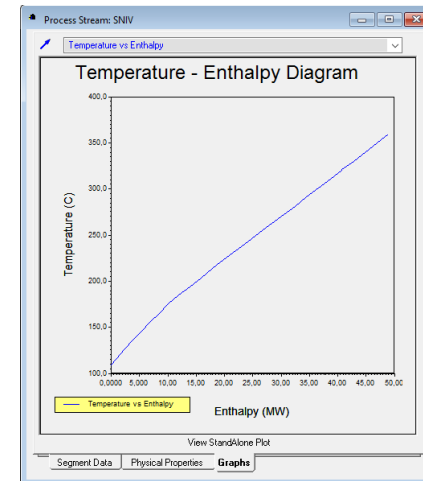
Slika A1.7. Temperaturni segmenti struje SNIV

Process Stream: SNIV

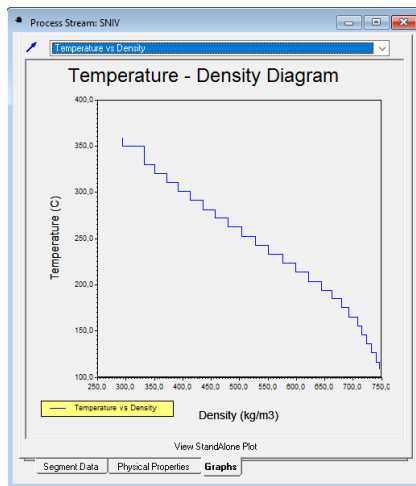
Velocity [m/s]: 1.000
Flow Area Diameter [m]: 2.540e-002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa-s]	Conductivity [W/m.K]	Density [kg/m ³]	Eff. Cp [kJ/kg.C]	HTC [W/m ² .C]	Calc. HTC
110.0	117.1	0.001	0.086	747.39	2.230	516.19	✓
117.1	126.9	0.001	0.085	741.34	2.270	951.00	✓
126.9	136.6	0.001	0.083	732.90	2.310	998.40	✓
136.6	147.0	0.001	0.082	724.23	2.360	644.26	✓
147.0	156.0	0.001	0.080	714.66	2.480	693.15	✓
156.0	165.7	0.001	0.079	708.07	2.600	737.00	✓
165.7	175.4	0.001	0.077	699.13	2.740	770.26	✓
175.4	185.1	0.000	0.075	679.18	2.900	796.45	✓
185.1	194.9	0.000	0.072	662.83	3.050	807.67	✓
194.9	204.6	0.000	0.069	643.76	3.190	811.90	✓
204.6	214.3	0.000	0.066	622.49	3.280	986.18	✓
214.3	224.0	0.000	0.062	609.74	3.340	786.97	✓
224.0	233.7	0.000	0.060	576.72	3.370	770.83	✓
233.7	243.4	0.000	0.059	551.62	3.380	750.37	✓
243.4	253.1	0.000	0.057	527.42	3.380	734.21	✓
253.1	262.9	0.000	0.056	503.84	3.370	710.49	✓
262.9	272.6	0.000	0.055	480.36	3.360	698.24	✓
272.6	282.3	0.000	0.054	457.86	3.350	677.52	✓
282.3	292.0	0.000	0.053	435.53	3.340	657.74	✓
292.0	301.7	0.000	0.052	413.86	3.340	642.11	✓
301.7	311.4	0.000	0.052	392.70	3.330	636.05	✓
311.4	321.1	0.000	0.052	372.05	3.320	620.25	✓
321.1	321.3	0.000	0.052	351.96	3.330	606.66	✓
321.3	330.9	0.000	0.051	351.69	3.320	602.77	✓
330.9	350.3	0.000	0.051	332.37	3.330	590.04	✓
350.3	360.0	0.000	0.050	294.75	3.330	558.35	✓

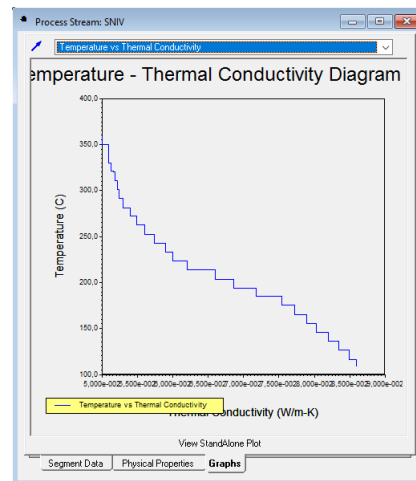
Slika A1.8. Fizikalna svojstva struje SNIV



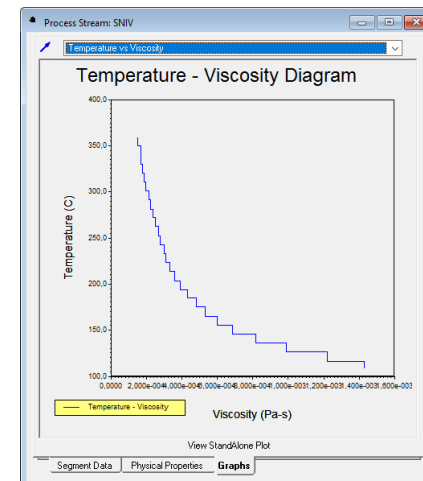
Slika A1.9. Funkcija $h = f(T)$ struje SNIV



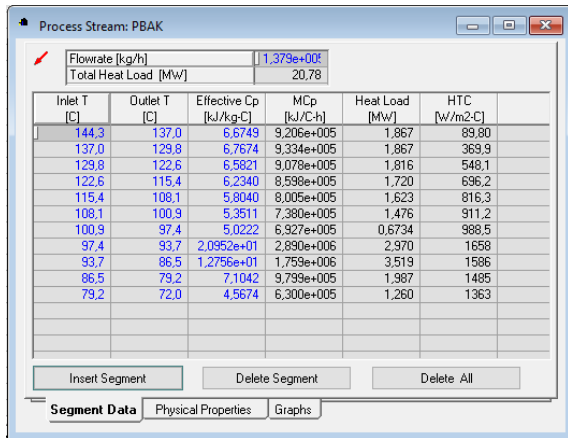
Slika A1.10. Funkcija $\rho = f(T)$ struje SNIV



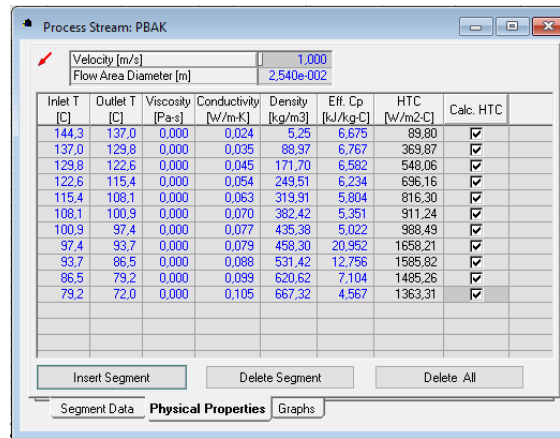
Slika A1.11. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje SNIV



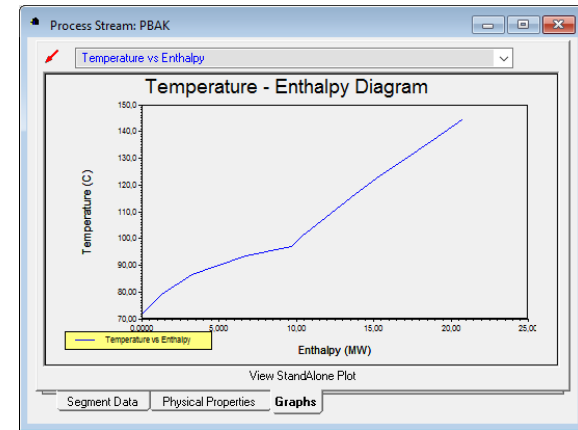
Slika A1.12. Funkcija $\nu = f(T)$ struje SNIV



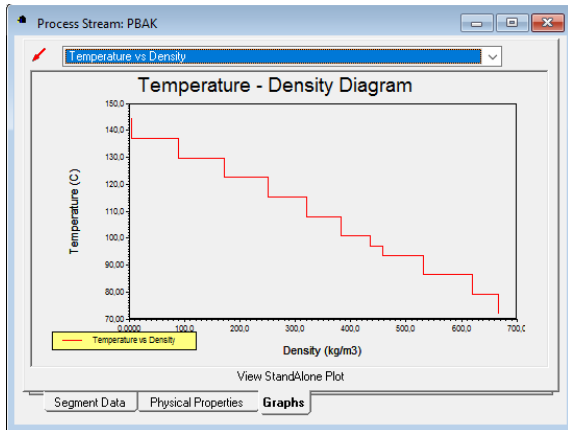
Slika A1.13. Temperaturni segmenti struje PBAK



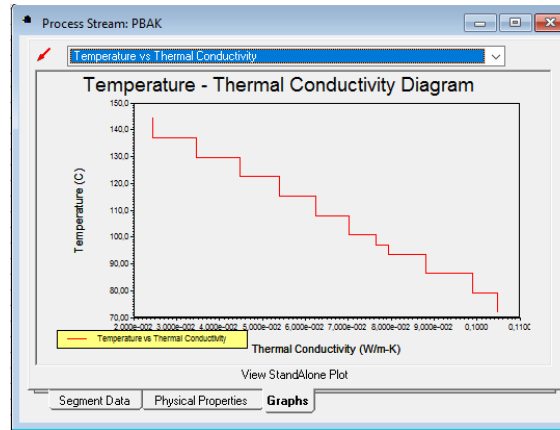
Slika A1.14. Fizikalna svojstva struje PBAK



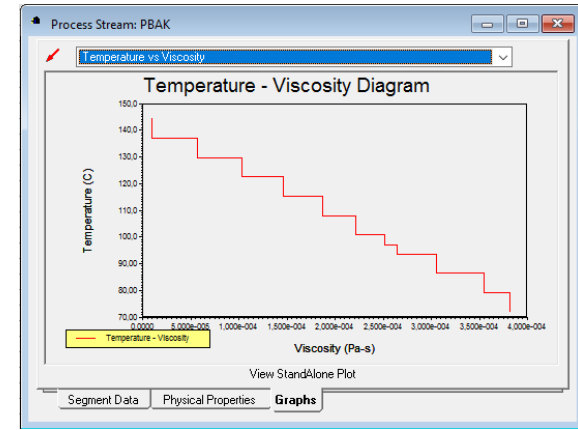
Slika A1.15. Funkcija $h = f(T)$ struje PBAK



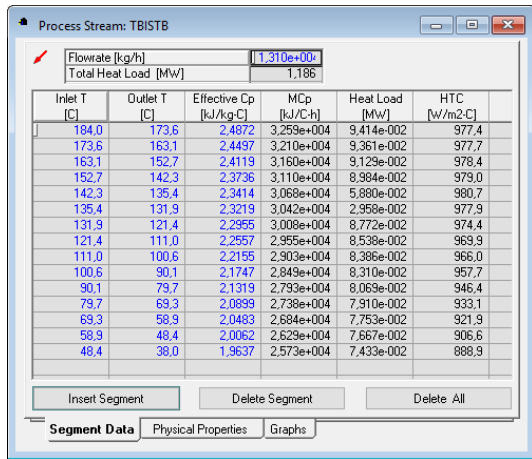
Slika A1.16. Funkcija $\rho = f(T)$ struje PBAK



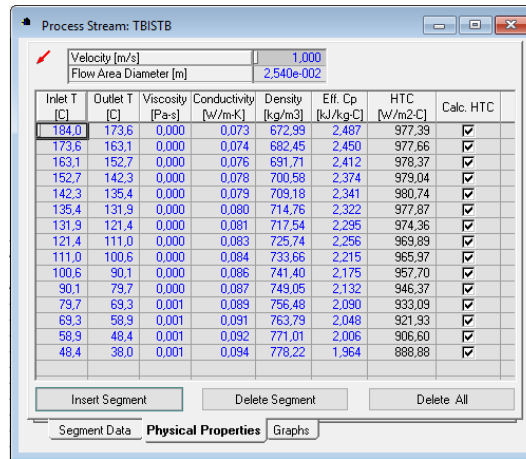
Slika A1.17. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje PBAK



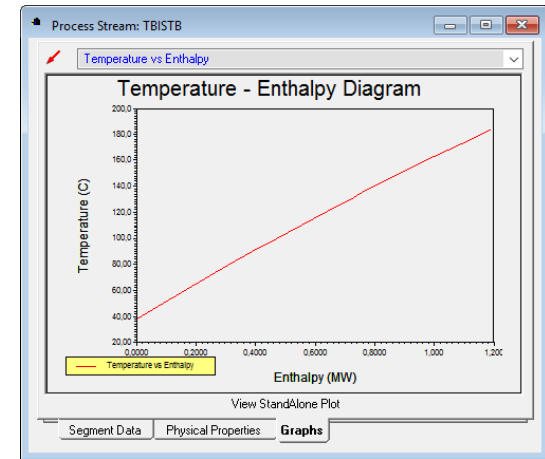
Slika A1.18. Funkcija $\nu = f(T)$ struje PBAK



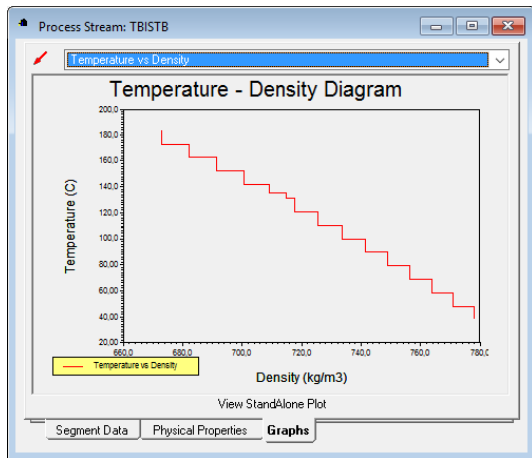
Slika A1.19. Temperaturni segmenti struje TBISTB



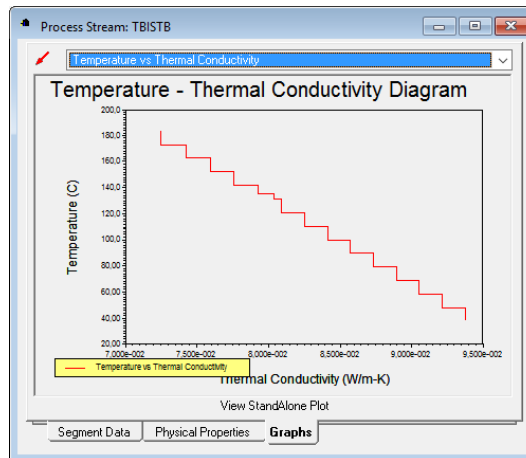
Slika A1.20. Fizikalna svojstva struje TBISTB



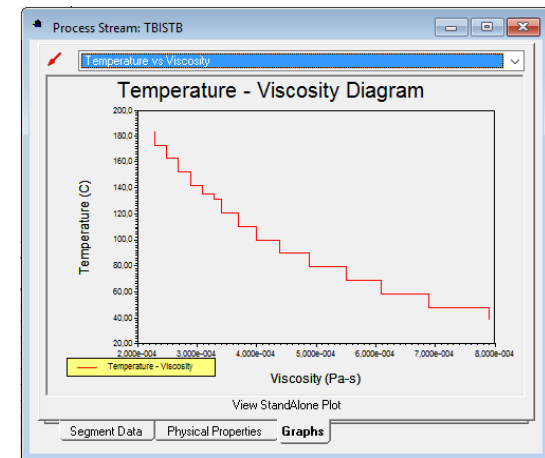
Slika A1.21. Funkcija $h = f(T)$ struje TBISTB



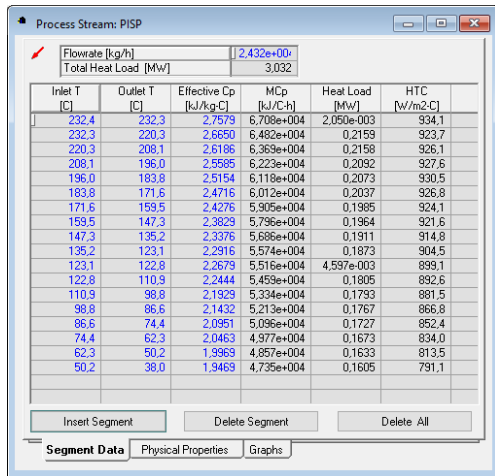
Slika A1.22. Funkcija $\rho = f(T)$ struje TBISTB



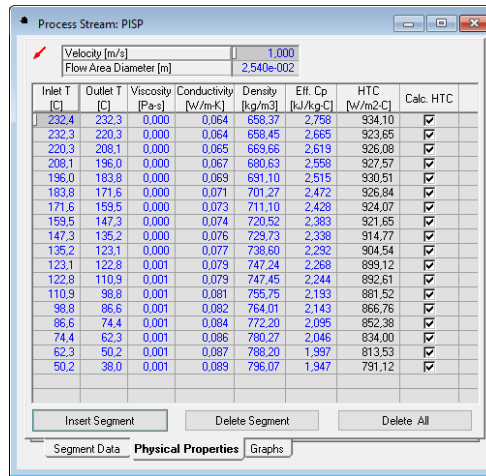
Slika A1.23. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje TBISTB



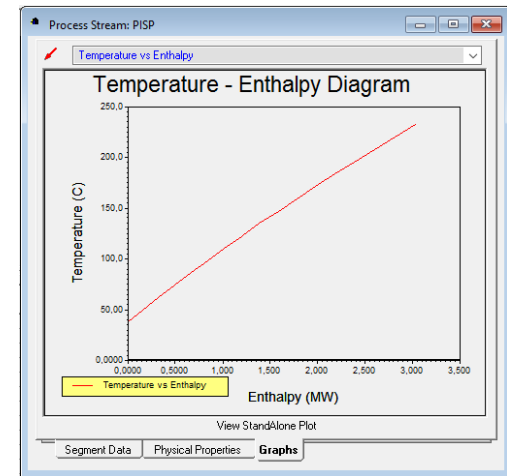
Slika A1.24. Funkcija $\nu = f(T)$ struje TBISTB



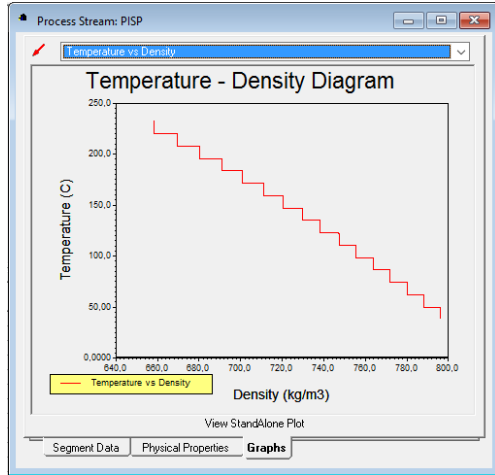
Slika A1.25. Temperaturni segmenti struje PISP



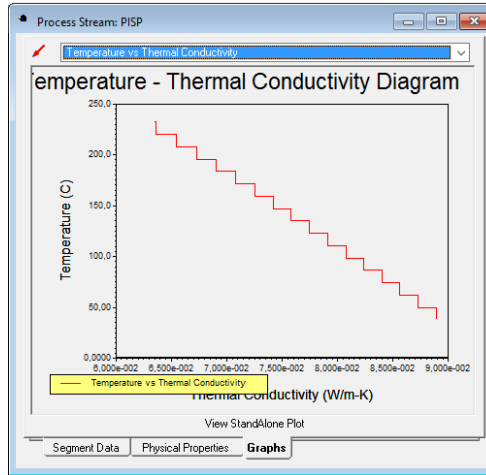
Slika A1.26. Fizikalna svojstva struje PISP



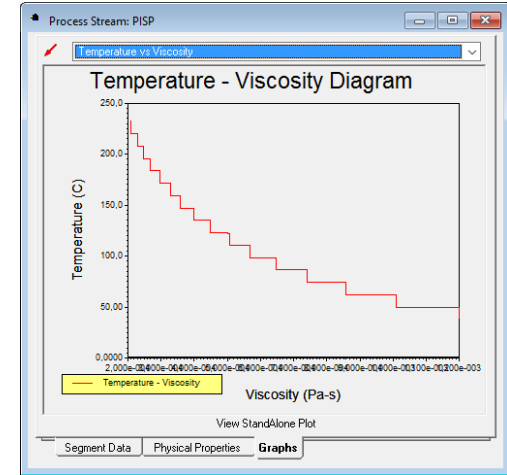
Slika A1.27. Funkcija $h = f(T)$ struje PISP



Slika A1.28 Funkcija $\rho = f(T)$ struje PISP



Slika A1.29. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje PISP



Slika A1.30. Funkcija $\nu = f(T)$ struje PISP

Process Stream: LPUISLPU

Flowrate [kg/h] 3.436e+03
Total Heat Load [MW] 5.384

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Effective Cp [kJ/kg-C]	MCp [kJ/C-h]	Heat Load [MW]	HTC [W/m2-C]
278.6	268.2	2.7941	9.601e+004	0.2774	873.00
268.2	257.9	2.7604	9.495e+004	0.2714	874.65
257.9	247.5	2.7053	9.296e+004	0.2685	873.65
247.5	237.1	2.6709	9.179e+004	0.2691	876.11
237.1	226.7	2.6360	9.099e+004	0.2617	876.5
226.7	216.4	2.6005	8.936e+004	0.2657	872.50
216.4	206.0	2.5645	8.812e+004	0.2546	869.20
206.0	195.6	2.5279	8.686e+004	0.2509	861.9
195.6	185.2	2.4907	8.599e+004	0.2472	856.0
185.2	174.9	2.4531	8.429e+004	0.2412	850.9
174.9	164.5	2.4152	8.299e+004	0.2398	843.0
164.5	154.1	2.3789	8.169e+004	0.2360	833.4
154.1	143.7	2.3377	8.030e+004	0.2321	820.0
143.7	133.4	2.2869	7.889e+004	0.2248	807.4
133.4	123.0	2.2475	7.723e+004	0.2231	793.7
123.0	120.5	2.2228	7.639e+004	5.304e-002	782.35
120.5	112.6	2.2029	7.503e+004	0.1861	777.7
112.6	102.2	2.1673	7.447e+004	0.2151	764.9
102.2	91.9	2.1264	7.307e+004	0.2091	747.9
91.9	81.5	2.0851	7.165e+004	0.2070	729.5
81.5	71.1	2.0433	7.021e+004	0.2026	710.8
71.1	60.7	2.0010	6.876e+004	0.1986	690.3
60.7	50.4	1.9582	6.729e+004	0.1925	668.9
50.4	40.0	1.9150	6.580e+004	0.1901	646.3

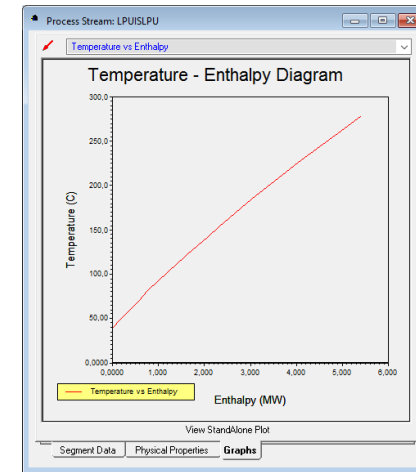
Slika A1.31. Temperaturni segmenti struje LPUISLPU

Process Stream: LPUISLPU

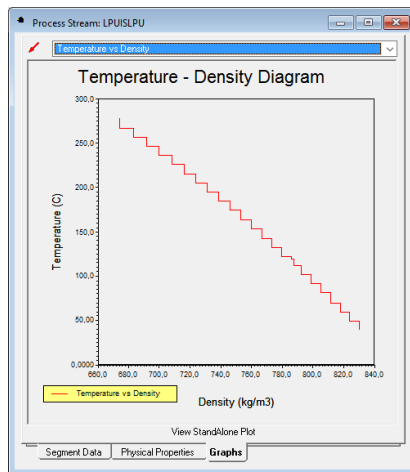
Velocity [m/s] 1.000
Flow Area Diameter [m] 2.540e-002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa-s]	Conductivity [W/m-K]	Density [kg/m3]	Eff. Cp [kJ/kg-C]	HTC [W/m2-C]	Calc. HTC
278.6	268.2	0.000	0.099	674.11	2.794	873.00	
268.2	257.9	0.000	0.061	683.07	2.760	874.65	
257.9	247.5	0.000	0.062	691.65	2.705	873.65	
247.5	237.1	0.000	0.063	700.06	2.671	876.11	
237.1	226.7	0.000	0.065	708.23	2.636	876.47	
226.7	216.4	0.000	0.066	716.18	2.601	872.50	
216.4	206.0	0.000	0.067	723.94	2.564	869.20	
206.0	195.6	0.000	0.068	731.38	2.528	861.94	
195.6	185.2	0.000	0.069	738.73	2.491	856.01	
185.2	174.9	0.001	0.071	745.92	2.453	850.88	
174.9	164.5	0.001	0.072	752.98	2.415	843.01	
164.5	154.1	0.001	0.073	759.77	2.377	833.45	
154.1	143.7	0.001	0.074	766.53	2.339	819.99	
143.7	133.4	0.001	0.075	773.18	2.287	807.39	
133.4	123.0	0.001	0.076	779.67	2.248	793.74	
123.0	120.5	0.001	0.078	786.13	2.223	782.35	
120.5	112.6	0.001	0.078	787.88	2.203	777.66	
112.6	102.2	0.001	0.079	792.53	2.167	764.87	
102.2	91.9	0.001	0.080	798.86	2.126	747.91	
91.9	81.5	0.002	0.081	805.10	2.085	729.48	
81.5	71.1	0.002	0.082	811.36	2.043	710.82	
71.1	60.7	0.002	0.084	817.61	2.001	690.29	
60.7	50.4	0.002	0.085	823.85	1.958	668.91	
50.4	40.0	0.003	0.086	830.05	1.915	646.29	

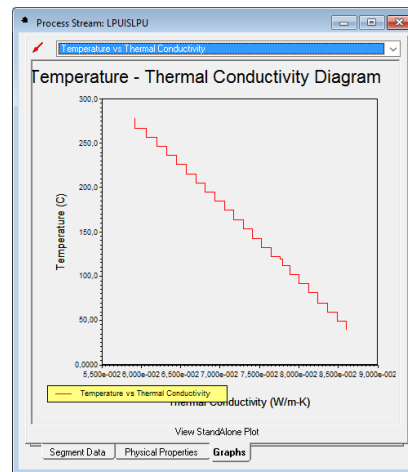
Slika A1.32. Fizikalna svojstva struje LPUISLPU



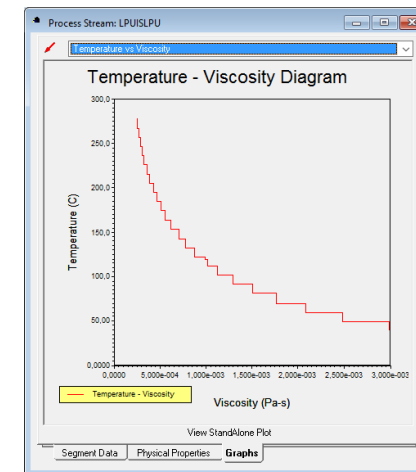
Slika A1.33. Funkcija $h = f(T)$ struje LPUISLPU



Slika A1.34. Funkcija $\rho = f(T)$ struje LPUISLPU



Slika A1.35. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje LPUISLPU



Slika A1.36. Funkcija $\nu = f(T)$ struje LPUISLPU

Process Stream: TPUISTPU

Flowrate [kg/h] 1.740e+00
Total Heat Load [MW] 3.440

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Effective Cp [kJ/kg.C]	MCp [kJ/C-h]	Heat Load [MW]	HTC [W/m ² .C]
334.6	334.5	2.8500	5.134e+04	1.425e-003	887.94
334.5	323.7	2.8300	5.089e+04	0.1530	886.0
323.7	312.8	2.8100	5.030e+04	0.1523	884.4
312.8	301.9	2.8000	4.943e+04	0.1487	884.1
301.9	291.0	2.8000	4.873e+04	0.1475	882.4
291.0	280.0	2.7700	4.821e+04	0.1473	881.5
280.0	269.1	2.7300	4.751e+04	0.1438	876.0
269.1	258.2	2.7000	4.699e+04	0.1423	882.6
258.2	247.3	2.6800	4.629e+04	0.1402	861.5
247.3	236.4	2.6300	4.577e+04	0.1386	856.5
236.4	225.5	2.6000	4.508e+04	0.1395	845.7
225.5	214.6	2.5500	4.438e+04	0.1344	834.2
214.6	203.7	2.5300	4.386e+04	0.1328	823.5
203.7	192.8	2.4800	4.316e+04	0.1307	811.6
192.8	181.8	2.4300	4.229e+04	0.1292	795.5
181.8	170.9	2.3800	4.142e+04	0.1254	779.2
170.9	160.0	2.3400	4.073e+04	0.1233	752.8
160.0	149.1	2.3000	4.003e+04	0.1212	746.1
149.1	138.2	2.2600	3.933e+04	0.1191	727.0
138.2	127.3	2.2200	3.864e+04	0.1170	708.0
127.3	116.4	2.1800	3.794e+04	7.759e-002	697.1
116.4	105.5	2.1400	3.724e+04	0.1128	685.6
105.5	94.6	2.0900	3.657e+04	0.1101	642.4
94.6	83.6	2.0500	3.588e+04	0.1090	618.8
83.6	72.7	2.0100	3.481e+04	0.1054	593.3
72.7	61.8	1.9600	3.411e+04	0.1033	568.0
61.8	50.9	1.9100	3.324e+04	0.1006	540.9
50.9	40.0	1.8700	3.255e+04	3.854e-002	514.1

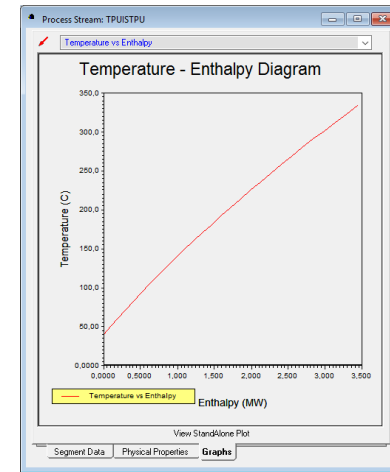
Slika A1.37. Temperaturni segmenti struje TPUISTPU

Process Stream: TPUISTPU

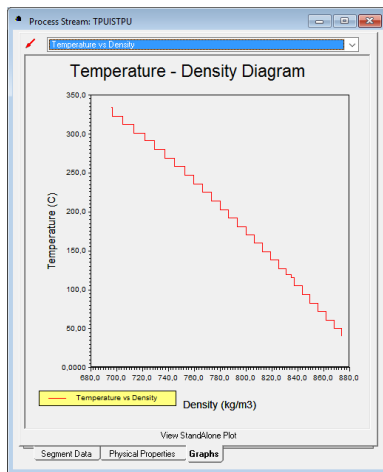
Velocity [m/s] 1.000
Flow Area Diameter [m] 2.540e-002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa.s]	Conductivity [W/m.K]	Density [kg/m ³]	Eff. Cp [kJ/kg.C]	HTC [W/m ² .C]	Calc. HTC
334.6	334.5	0.0001	0.051	936.65	2.850	887.94	✓
334.5	323.7	0.0001	0.051	896.73	2.830	885.97	✓
323.7	312.8	0.0001	0.052	795.30	2.810	888.39	✓
312.8	301.9	0.0001	0.054	711.70	2.800	884.07	✓
301.9	291.0	0.0001	0.055	721.67	2.800	882.38	✓
291.0	280.0	0.0001	0.056	728.82	2.770	881.53	✓
280.0	269.1	0.0001	0.058	737.62	2.730	875.96	✓
269.1	258.2	0.0001	0.059	745.16	2.700	880.60	✓
258.2	247.3	0.0001	0.070	752.53	2.680	861.46	✓
247.3	236.4	0.0001	0.071	759.72	2.630	856.53	✓
236.4	225.5	0.0001	0.073	765.75	2.590	845.76	✓
225.5	214.6	0.0001	0.074	773.64	2.550	834.23	✓
214.6	203.7	0.0001	0.075	780.39	2.520	823.54	✓
203.7	192.8	0.0001	0.076	787.03	2.480	811.63	✓
192.8	181.8	0.0001	0.078	793.55	2.430	795.49	✓
181.8	170.9	0.0001	0.079	800.04	2.380	779.18	✓
170.9	160.0	0.0001	0.080	806.38	2.340	762.77	✓
160.0	149.1	0.0002	0.081	812.56	2.300	746.05	✓
149.1	138.2	0.0002	0.082	818.87	2.260	727.01	✓
138.2	127.3	0.0002	0.083	825.03	2.220	707.97	✓
127.3	116.4	0.0003	0.084	831.16	2.180	689.07	✓
116.4	105.5	0.0003	0.086	837.27	2.140	669.57	✓
105.5	94.6	0.0004	0.087	843.26	2.090	642.25	✓
94.6	83.6	0.0005	0.088	849.46	2.050	618.78	✓
83.6	72.7	0.0006	0.089	855.62	2.000	593.30	✓
72.7	61.8	0.0007	0.090	861.77	1.960	567.96	✓
61.8	50.9	0.0009	0.091	867.93	1.910	540.93	✓
50.9	40.0	0.0012	0.092	874.15	1.870	514.11	✓

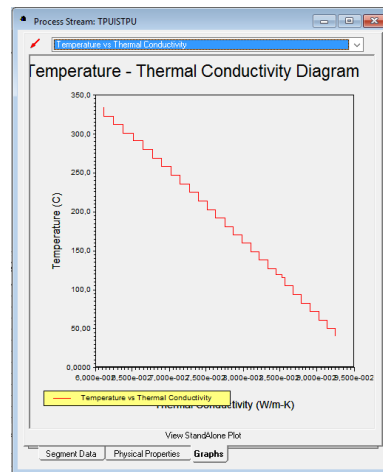
Slika A1.38. Fizikalna svojstva struje TPUISTPU



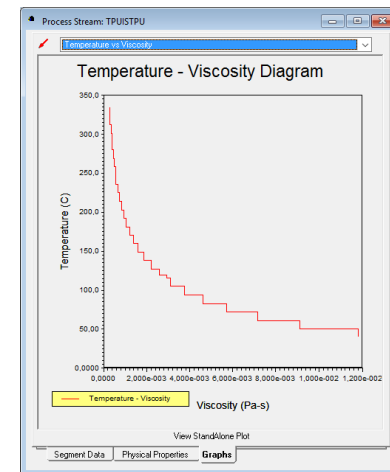
Slika A1.39. Funkcija $h = f(T)$ struje TPUISTPU



Slika A1.40. Funkcija $\rho = f(T)$ struje TPUISTPU



Slika A1.41. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje TPUISTPU



Slika A1.42. Funkcija $\nu = f(T)$ struje TPUISTPU

Process Stream: AOIAK

Flowrate [kg/h]: 6.137e+00
Total Heat Load [MW]: 10.97

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Effective Cp [kJ/kg.C]	MCp [kJ.C-h]	Heat Load [MW]	HTC [W/m2.C]
353.0	358.9	2.3600	1.817e+005	5.046e-003	764.4
358.9	348.3	2.9300	1.796e+005	0.5235	611.5
348.3	337.6	2.9000	1.780e+005	0.5290	763.6
337.6	327.0	2.8700	1.761e+005	0.5186	742.2
327.0	316.3	2.8400	1.743e+005	0.5181	729.9
316.3	305.6	2.8000	1.718e+005	0.5108	717.0
305.6	294.9	2.7700	1.700e+005	0.5053	702.6
294.9	284.2	2.7400	1.682e+005	0.4998	687.6
284.2	273.5	2.7000	1.657e+005	0.4925	671.8
273.5	262.9	2.6700	1.639e+005	0.4825	654.9
262.9	252.2	2.6400	1.620e+005	0.4816	637.7
252.2	241.5	2.6000	1.596e+005	0.4743	618.5
241.5	230.8	2.5600	1.565e+005	0.4652	597.4
230.8	220.1	2.5100	1.540e+005	0.4579	576.2
220.1	209.4	2.4700	1.516e+005	0.4506	554.4
209.4	198.8	2.4400	1.498e+005	0.4409	532.5
198.8	188.1	2.4000	1.473e+005	0.4378	509.2
188.1	177.4	2.3600	1.449e+005	0.4305	485.6
177.4	166.7	2.3200	1.424e+005	0.4232	460.9
166.7	156.0	2.2800	1.399e+005	0.4159	436.8
156.0	145.3	2.2400	1.375e+005	0.4086	410.2
145.3	134.7	2.2000	1.350e+005	0.3976	384.2
134.7	124.0	2.1600	1.326e+005	0.3940	358.3
124.0	113.3	2.1200	1.301e+005	0.3867	331.9
113.3	104.5	2.0800	1.277e+005	0.3720	305.4

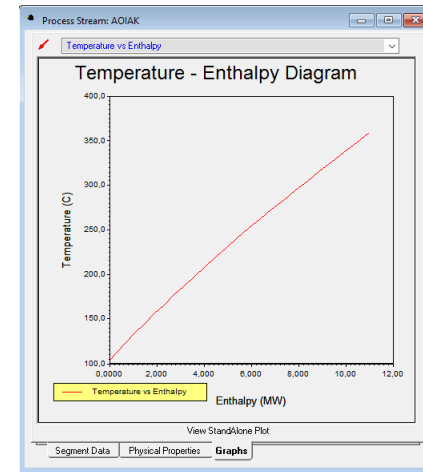
Slika A1.43. Temperaturni segmenti struje AOIAK

Process Stream: AOIAK

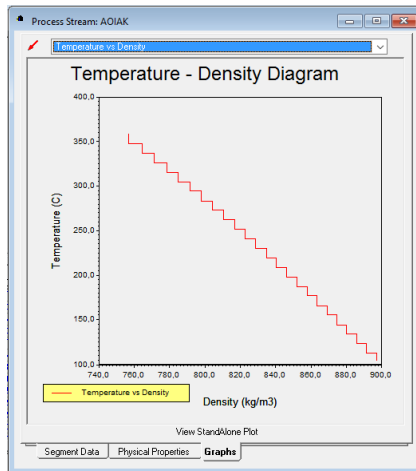
Velocity [m/s]: 1.000
Flow Area Diameter [m]: 2.540e-002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa.s]	Conductivity [W/m.K]	Density [kg/m3]	Eff. Cp [kJ/kg.C]	HTC [W/m2.C]	Calc. HTC
353.0	358.9	0.001	0.064	757.19	2.360	764.43	✓
358.9	348.3	0.001	0.069	757.26	2.930	767.36	✓
348.3	337.6	0.001	0.069	764.43	2.900	753.99	✓
337.6	327.0	0.001	0.066	771.50	2.870	742.22	✓
327.0	316.3	0.001	0.067	778.34	2.840	729.93	✓
316.3	305.6	0.001	0.068	785.09	2.800	717.03	✓
305.6	294.9	0.002	0.069	791.71	2.770	702.62	✓
294.9	284.2	0.002	0.070	798.20	2.740	687.64	✓
284.2	273.5	0.002	0.071	804.56	2.700	671.82	✓
273.5	262.9	0.003	0.072	810.81	2.670	654.94	✓
262.9	252.2	0.003	0.073	816.90	2.640	637.73	✓
252.2	241.5	0.004	0.074	822.96	2.600	618.50	✓
241.5	230.8	0.004	0.075	828.93	2.560	597.39	✓
230.8	220.1	0.005	0.076	834.82	2.510	576.23	✓
220.1	209.4	0.007	0.077	840.65	2.470	554.29	✓
209.4	198.8	0.008	0.078	846.42	2.440	532.50	✓
198.8	188.1	0.011	0.079	852.08	2.400	509.21	✓
188.1	177.4	0.013	0.080	857.76	2.360	485.60	✓
177.4	166.7	0.018	0.081	863.41	2.320	460.94	✓
166.7	156.0	0.023	0.082	869.03	2.280	436.81	✓
156.0	145.3	0.032	0.083	874.64	2.240	410.22	✓
145.3	134.7	0.044	0.084	880.25	2.200	384.21	✓
134.7	124.0	0.062	0.085	885.80	2.160	358.30	✓
124.0	113.3	0.089	0.086	891.42	2.120	331.88	✓
113.3	104.5	0.134	0.086	897.07	2.080	305.41	✓

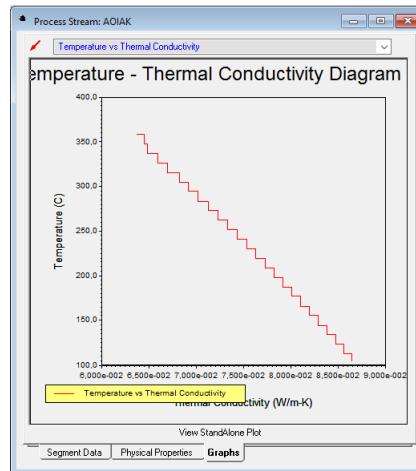
Slika A1.44. Fizikalna svojstva struje AOIAK



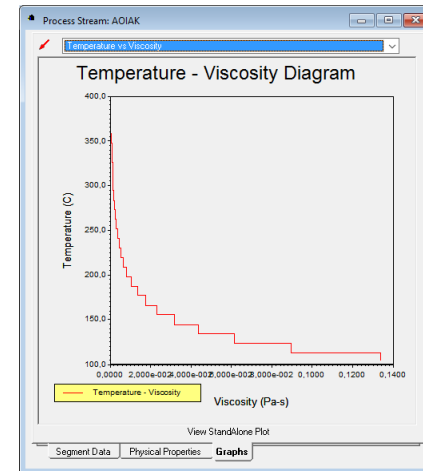
Slika A1.45. Funkcija $h = f(T)$ struje AOIAK



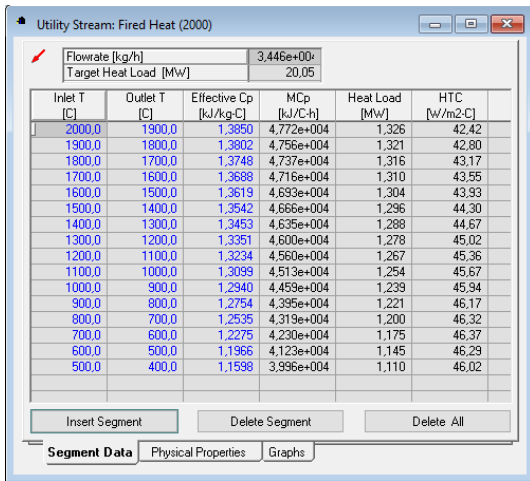
Slika A1.46. Funkcija $\rho = f(T)$ struje AOIAK



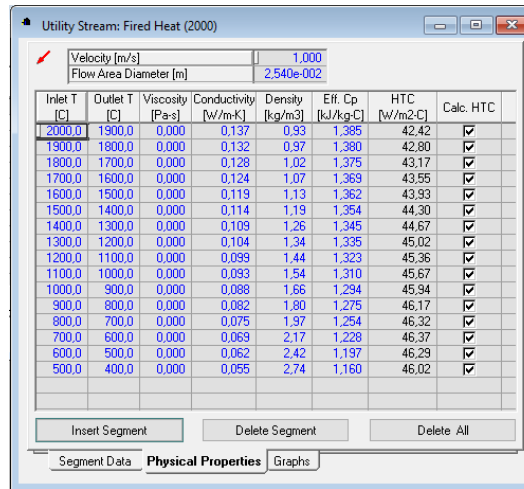
Slika A1.47. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje AOIAK



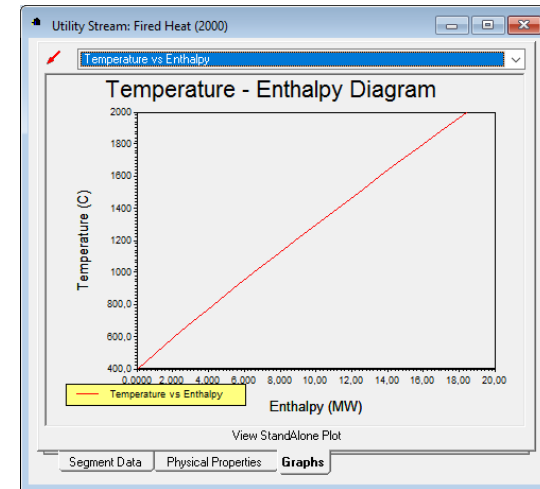
Slika A1.48. Funkcija $\nu = f(T)$ struje AOIAK



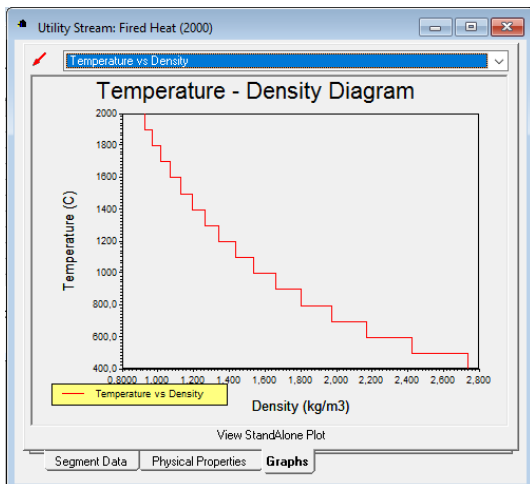
Slika A1.49. Temperaturni segmenti struje DP



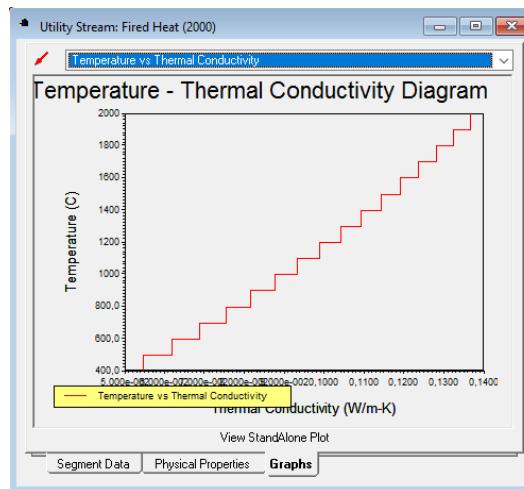
Slika A1.50. Fizikalna svojstva struje DP



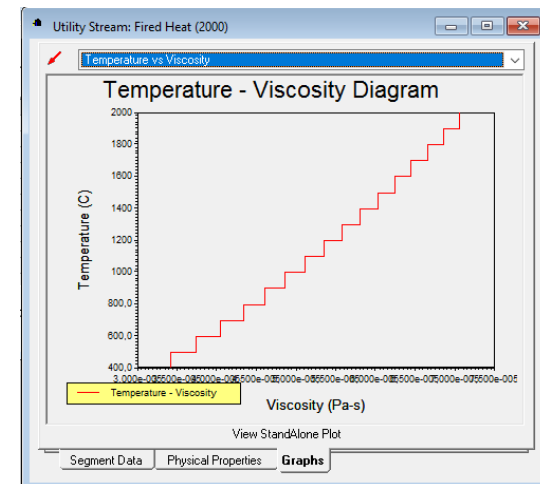
Slika A1.51. Funkcija $h = f(T)$ struje DP



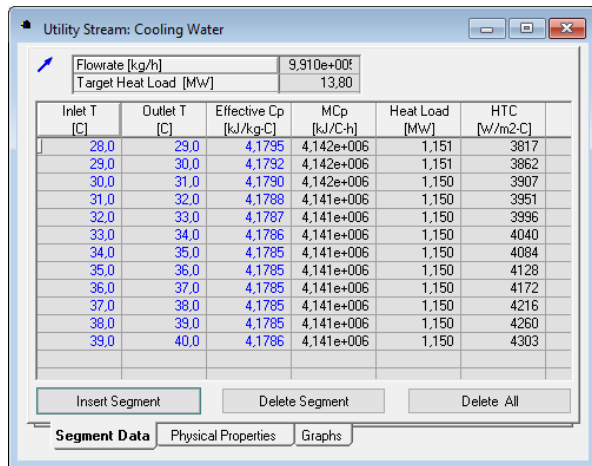
Slika A1.52. Funkcija $\rho = f(T)$ struje DP



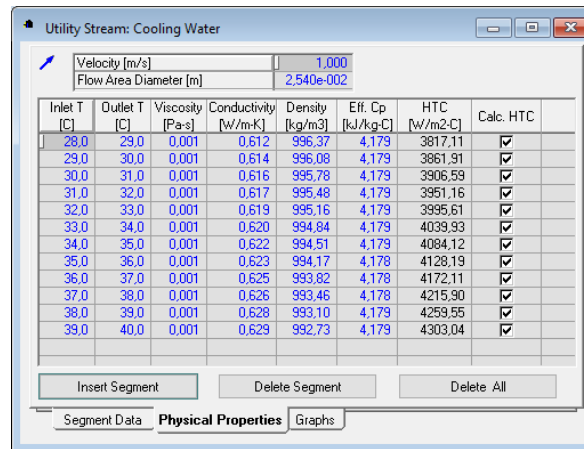
Slika A1.53. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje DP



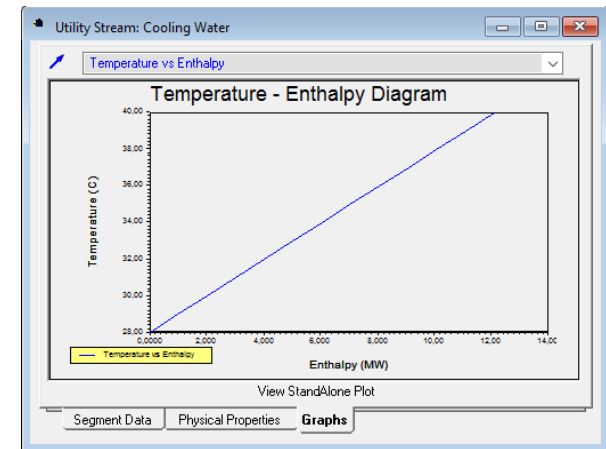
Slika A1.54. Funkcija $\nu = f(T)$ struje DP



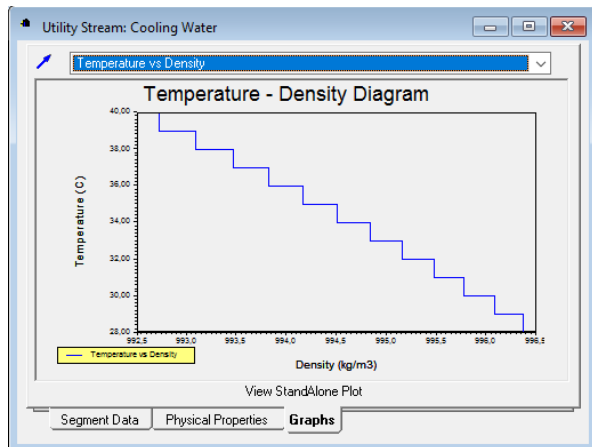
Slika A1.55. Temperaturni segmenti struje VH



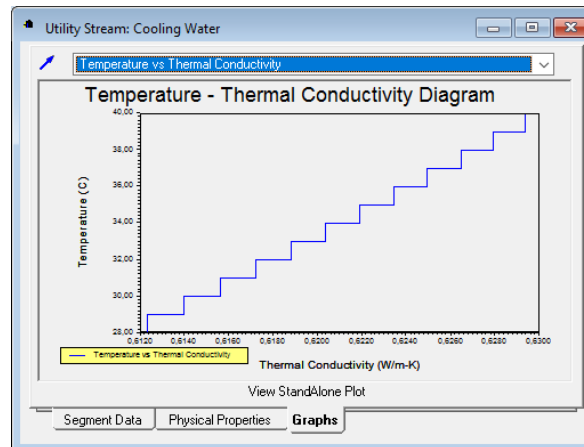
Slika A1.56. Fizikalna svojstva struje VH



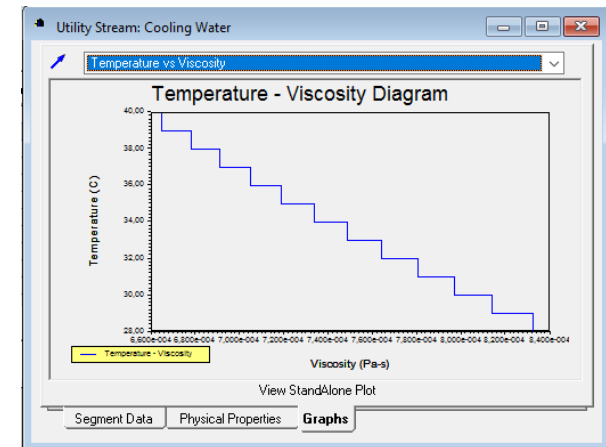
Slika A1.57. Funkcija $h = f(T)$ struje VH



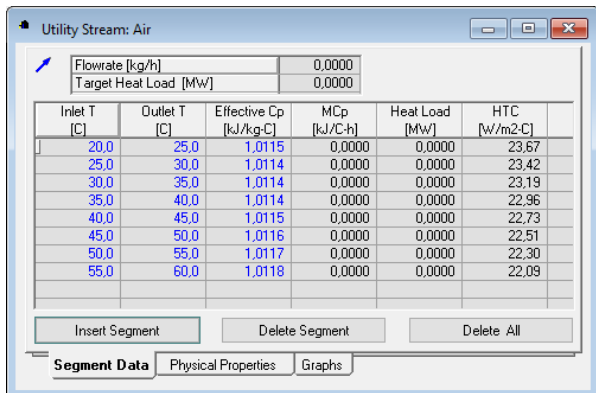
Slika A1.58. Funkcija $\rho = f(T)$ struje VH



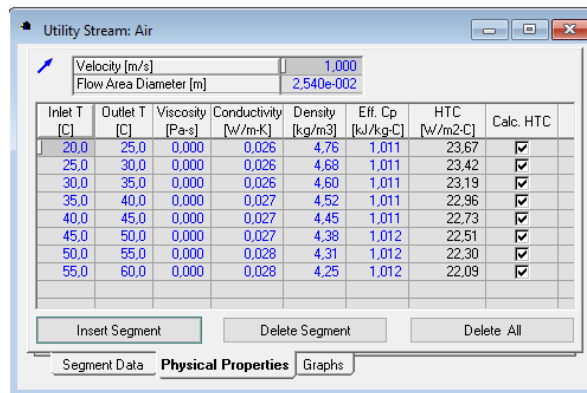
Slika A1.59. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje VH



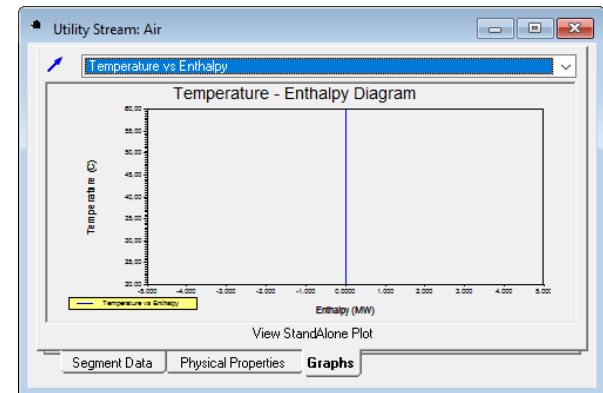
Slika A1.60. Funkcija $\nu = f(T)$ struje VH



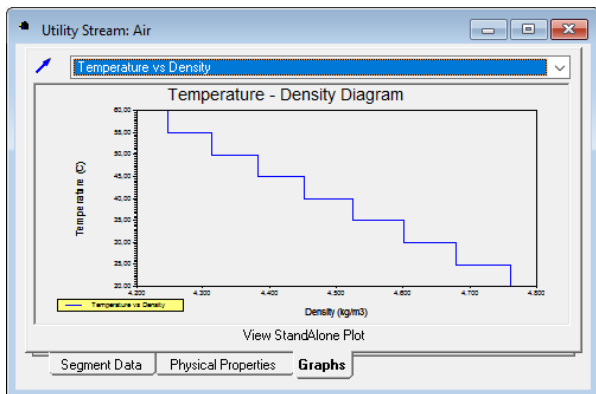
Slika A1.61. Temperaturni segmenti struje ZzH



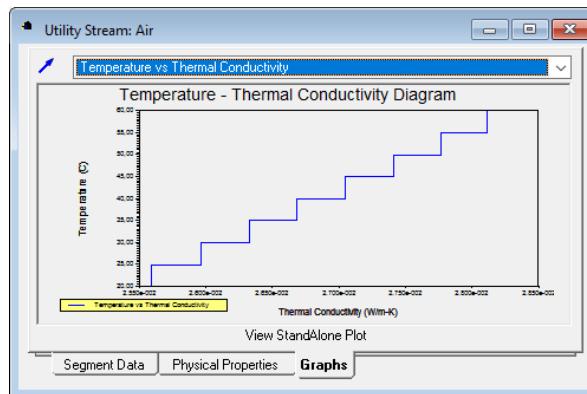
Slika A1.62. Fizikalna svojstva struje ZzH



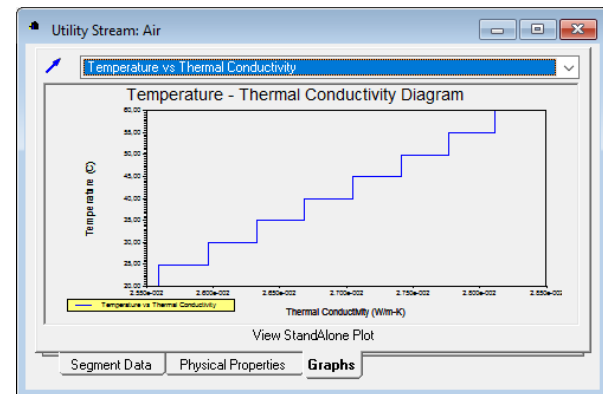
Slika A1.63. Funkcija $h = f(T)$ struje ZzH (program ne predviđa korištenje zraka za hlađenje kao efikasnog rješenja pa je entalpija jednaka 0)



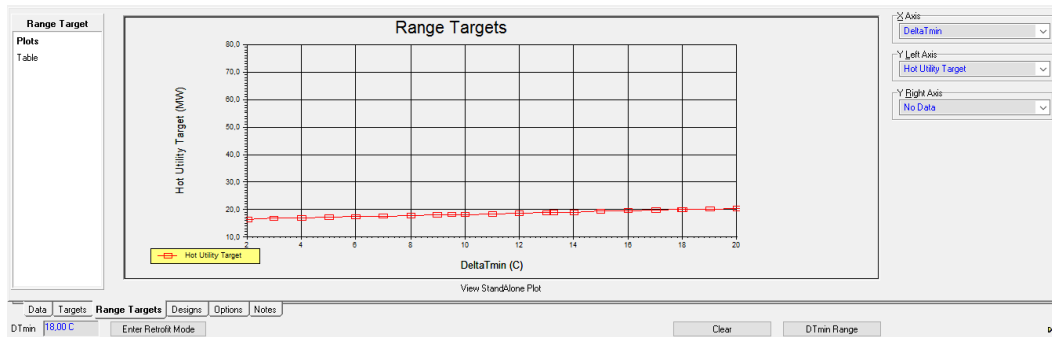
Slika A1.64. Funkcija $\rho = f(T)$ struje ZzH



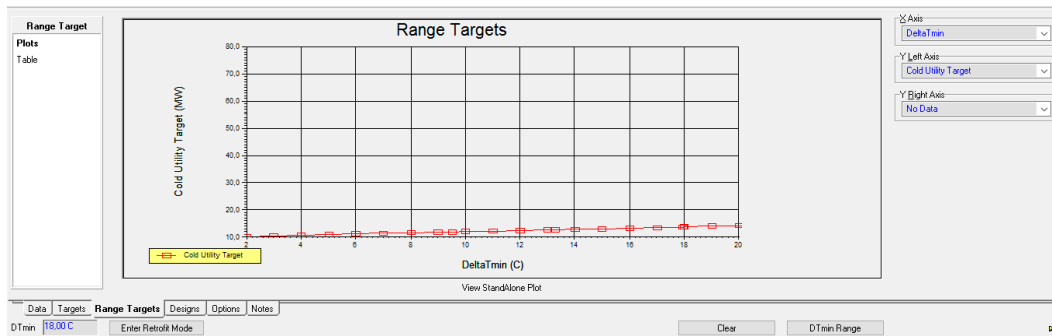
Slika A1.65. Funkcija $\lambda = f(T)$ struje ZzH



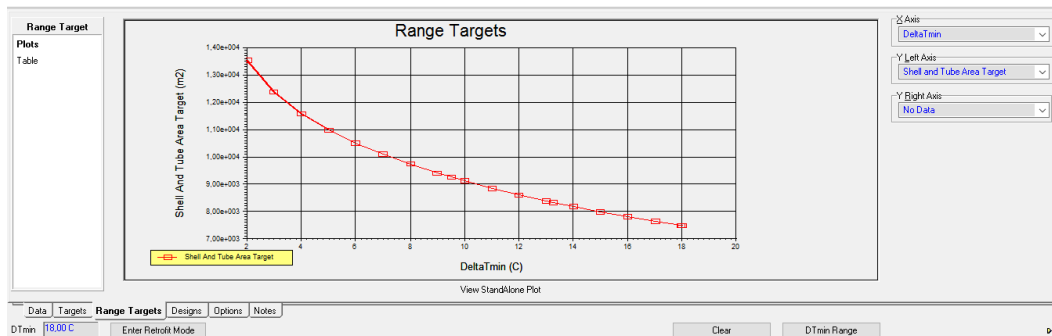
Slika A1.66 Funkcija $\nu = f(T)$ struje ZzH



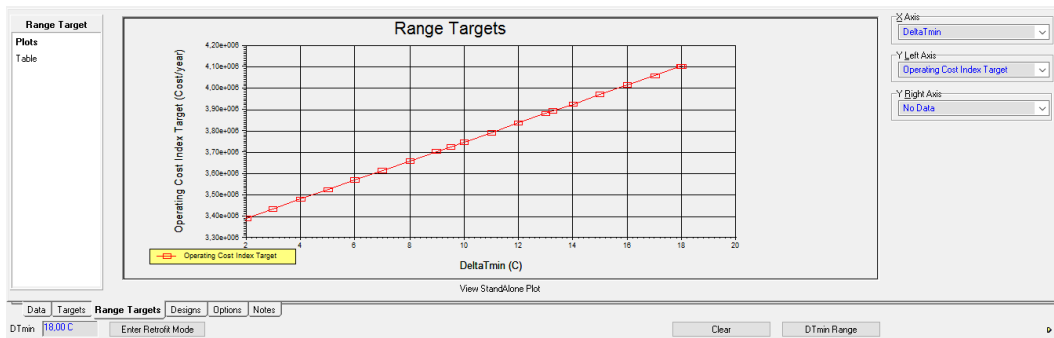
Slika A1.67. Potreba za minimalnim dovodenjem toplinske energije u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



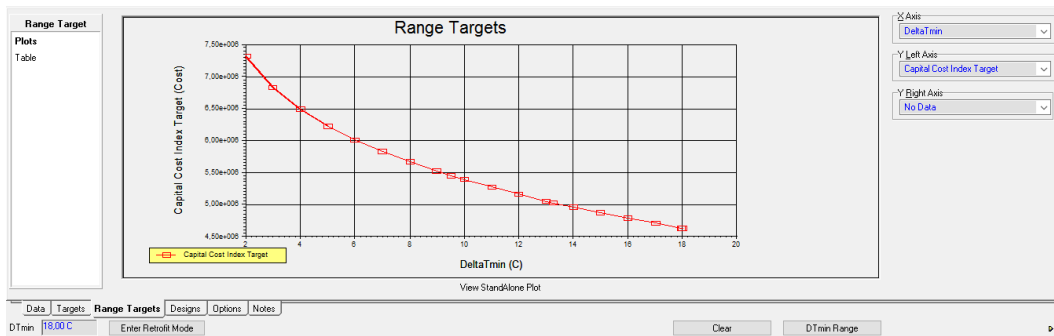
Slika A1.68. Potreba za minimalnim odvođenjem toplinske energije u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



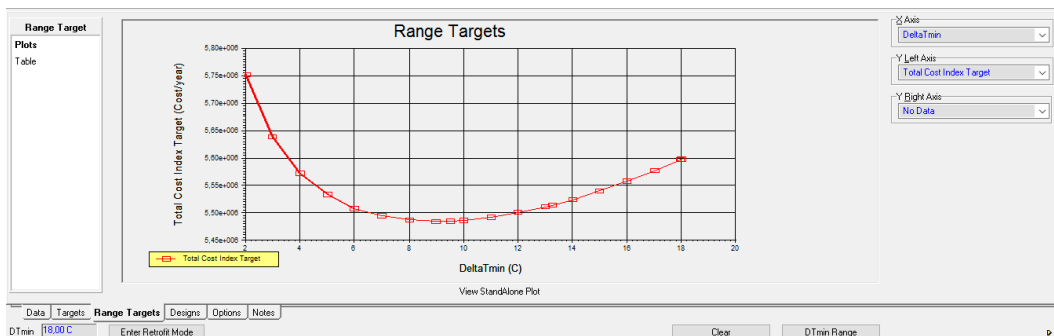
Slika A1.69. Minimalno potrebna površina izmjenjivača topline ovisno o minimalnoj temperaturnoj razlici



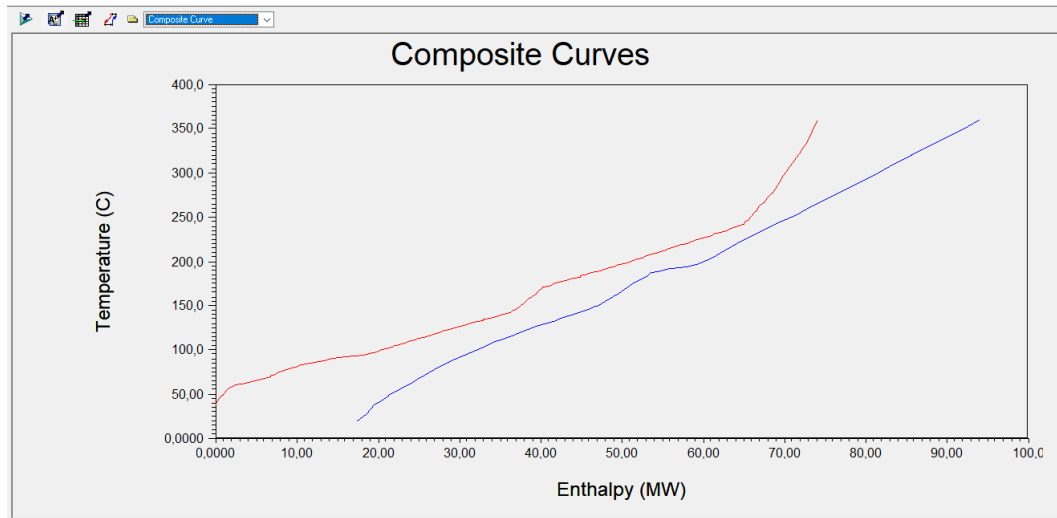
Slika A1.70. Pokazatelj minimalnih operativnih troškova na godišnjoj razini (*Operating Cost Indeks Target*) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



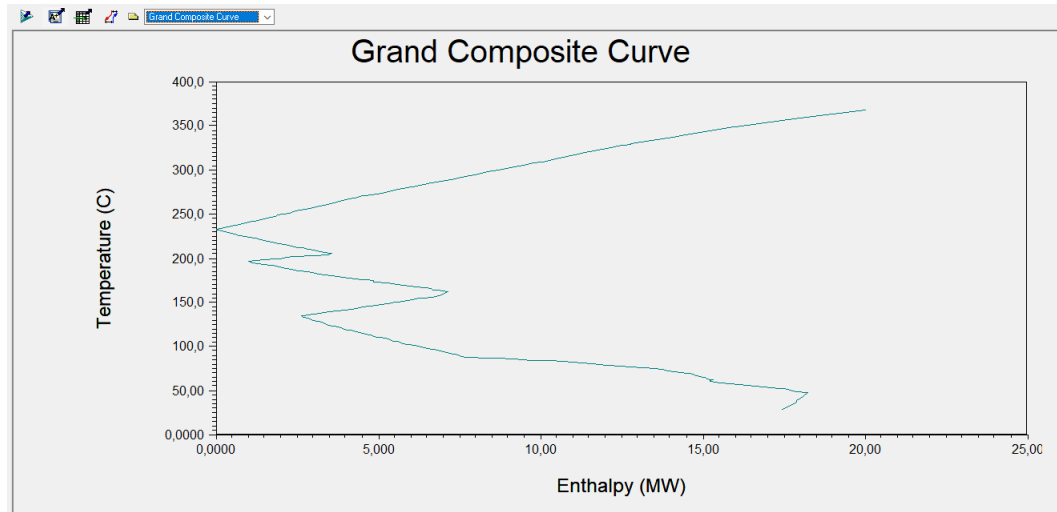
Slika A1.71. Pokazatelj minimalnih investicijskih troškova (*Capital Cost Indeks Target*) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



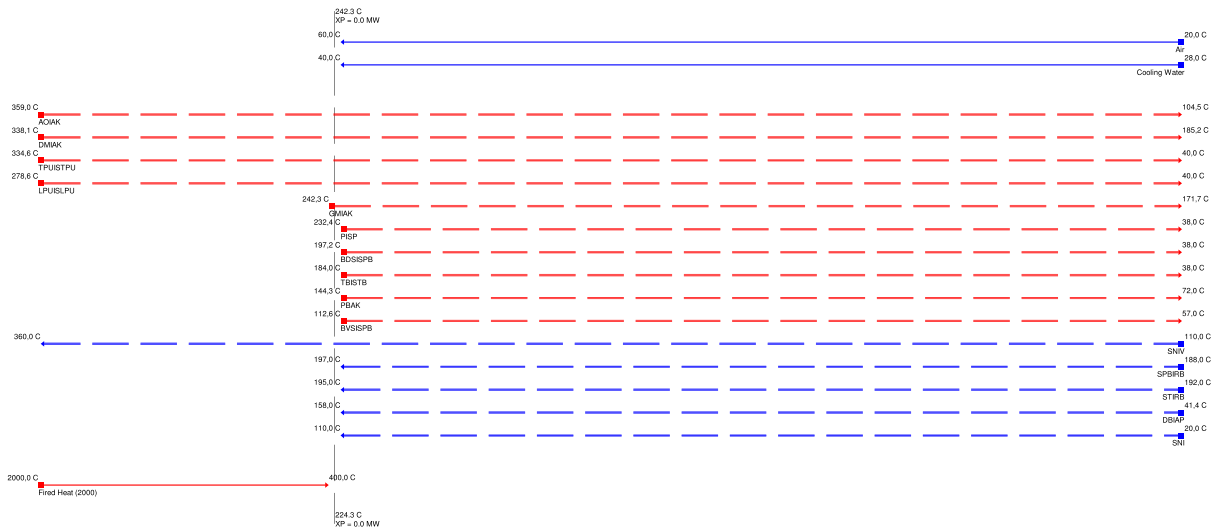
Slika A1.72. Pokazatelj minimalnih ukupnih troškova na godišnjoj razini (*Total Cost Indeks Target*) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



Slika A1.73. Kompozitne krivulje



Slika A1.74. Velika kompozitna krivulja



Slika A1.75. Grid dijagram struja tvari i Pinch točka sustava

Network Cost Indexes			Network Performance		
	Cost Index	% of Target		HEN	% of Target
Heating [Cost/year]	4,012e+006	100,0	Heating [Mw]	20,05	100,0
Cooling [Cost/year]	1,170e+005	100,0	Cooling [Mw]	17,45	100,0
Operating [Cost/year]	4,129e+006	100,0	Number of Units	26,00	130,0
Capital [Cost]	3,632e+006	75,08	Number of Shells	84,00	5,063
Total Cost [Cost/year]	5,300e+006	93,17	Total Area [m2]	1,187e+004	149,8

Performance Summary: Heat Exchangers, Utilities

Performance | Worksheet | Heat Exchangers | Targets | Notes

Enter Retrofit Mode

Slika A1.76. Energetski ciljevi

Utility		Cost Index [Cost/year]	Load [Mw]	% of Target
Fired Heat (2000)	↗	4,012e+006	20,05	100,0
Cooling Water	↘	1,170e+005	17,45	100,0
Air	↘	0,0000	0,0000	0,0000
Total		4,129e+006	---	---

Performance Summary: Heat Exchangers, Utilities

Performance | Worksheet | Heat Exchangers | Targets | Notes

Enter Retrofit Mode

Slika A1.77. Minimalne potrebe vanjskih medija za grijanje i hlađenje procesnih struja tvari

Prilog A2

Tablica A2.1. Elementi eksergijske analize uz pretpostavku adijabatskog procesa u svim analiziranim slučajevima

Izmjenjivač topline		Eksergija goriva	$E_{H_i} - E_{H_o}$
		Eksergija produkta	$E_{C_o} - E_{C_i}$
		Destrukcija eksergije	$E_{H_i} - E_{H_o} - (E_{C_o} - E_{C_i})$
		Eksergijska učinkovitost	$\frac{E_{C_o} - E_{C_i}}{E_{H_i} - E_{H_o}}$
Procesna peć		Eksergija goriva	$E_{LU} + E_Z - E_{DP}$
		Eksergija produkta	$E_{C_{10}} - E_{C_{1i}} + E_{C_{20}} - E_{C_{2i}}$
		Destrukcija eksergije	$E_{LU} + E_Z - E_{DP} - (E_{C_{10}} - E_{C_{1i}} + E_{C_{20}} - E_{C_{2i}})$
		Eksergijska učinkovitost	$\frac{E_{C_{10}} - E_{C_{1i}} + E_{C_{20}} - E_{C_{2i}}}{E_{LU} + E_Z - E_{DP}}$
Turbina		Eksergija goriva	$E_{D_i} - E_{D_o}$
		Eksergija produkta	W
		Destrukcija eksergije	$E_{D_i} - E_{D_o} - W$
		Eksergijska učinkovitost	$\frac{W}{E_{D_i} - E_{D_o}}$

Kratki životopis

Almir Sedić rođen je 16. siječnja 1976. g. u Sisku, Republika Hrvatska, gdje je pohađao osnovnu i srednju školu. Fakultet strojarstva i brodogradnje Sveučilišta u Zagrebu upisuje 2001. godine, gdje je 2007. godine diplomirao na procesno-energetskom smjeru i time stekao titulu diplomiranog inženjera strojarstva. Tijekom dodiplomskog studija dodijeljena mu je Medalja Fakulteta za izvrstan uspjeh u studiju. 2007. godine zapošljava se u tvrtki Končar - Institut za elektrotehniku d.d., odakle 2008. godine prelazi u tvrtku INA – Industrija nafte d.d. Zagreb, gdje je radio u Odjelu energetike Rafinerije nafte Sisak, i pritom obavljao funkciju Rukovoditelja poslovne jedinice za energente. Od 2016. godine radi u Službi energetike – Sektor djelatnosti Rafinerije i marketing u Središnjem uredu u Zagrebu kao Stručnjak za energetske procese. Od 2017. godine je član Znanstvenog vijeća za naftno-plinsko gospodarstvo i energetiku Hrvatske akademije znanosti i umjetnosti (HAZU).

Radovi u CC/SCI/SCI-Ex časopisima:

- [1] Pavković D, Sedić A, Guzović Z. Oil Drilling Rig Diesel Power-plant Fuel Efficiency Improvement Potentials through Rule-Based Generator Scheduling and Utilization of Battery Energy Storage System. *Energy conversion and management*. 2016;121:194-211.
- [2] Sedić A, Pavković D, Firak M. A methodology for normal distribution-based statistical characterization of long-term insolation by means of historical data. *Solar energy*. 2015;122:440-54.
- [3] Sedić A, Katulić S, Pavković D. Dynamic Model of a Natural Water Circulation Boiler Suitable for On-Line Monitoring of Fossil/Alternative Fuel Plants. *Energy conversion and management*. 2014;87:1248-1260.

Radovi na međunarodnim konferencijama:

- [4] Sedić A, Katulić S, Pavković D. Dynamics of a boiler with natural water circulation. *Proceedings of 8th Conference on Sustainable Development of Energy, Water and Environment Systems – SDEWES*.
- [5] Sedić A, Firak M, Đukić A. The controller for solar-hydrogen stand-alone power system (SAPS). *Međunarodni kongres Energija i okoliš 2008 : 21. znanstveni skup o energiji i zaštiti okoliša : zbornik radova / Franković B. (ur.), Rijeka : Hrvatski savez za sunčevu energiju, 2008:75-86.*

Resume

Almir Sedić was born on January 16th 1976 in Sisak, Croatia, where he attended primary and secondary school. He enrolled in the undergraduate study program at the Faculty of Mechanical Engineering and Naval Architecture, University of Zagreb in 2001, which he completed in 2007, thus obtaining the academic title dipl. ing. in Mechanical Engineering. During his studies he was awarded the Faculty Medal for his exceptional study achievements. Immediately after graduating, in 2007 he became employed with the Končar Institute for Electrical Engineering, from which he transferred to INA – Industrija nafte d.d. in 2008. There he has worked within the Energy Department at the Sisak Oil Refinery facility, ultimately assuming the position of Manager of Energy Business Unit. Since 2016 he has been with the Energy Department of the Business Sector for Refineries and Marketing in Zagreb Central Office as an Energy Processes Expert. From 2017, he has been a member of the Scientific Committee for Oil and Gas Economy and Energy Engineering of the Croatian Academy of Sciences and Arts (HAZU).

Journal papers indexed in CC/SCI/SCI-Ex databases:

- [1] Pavković D, Sedić A, Guzović Z. Oil Drilling Rig Diesel Power-plant Fuel Efficiency Improvement Potentials through Rule-Based Generator Scheduling and Utilization of Battery Energy Storage System. *Energy conversion and management*. 2016;121:194-211.
- [2] Sedić A, Pavković D, Firak M. A methodology for normal distribution-based statistical characterization of long-term insolation by means of historical data. *Solar energy*. 2015;122:440-54.
- [3] Sedić A, Katulić S, Pavković D. Dynamic Model of a Natural Water Circulation Boiler Suitable for On-Line Monitoring of Fossil/Alternative Fuel Plants. *Energy conversion and management*. 2014;87:1248-1260.

Papers presented at international conferences:

- [4] Sedić A, Katulić S, Pavković D. Dynamics of a boiler with natural water circulation. *Proceedings of 8th Conference on Sustainable Development of Energy, Water and Environment Systems – SDEWES, Dubrovnik, Croatia, 2013*.
- [5] Sedić A, Firak M, Đukić A. The controller for solar-hydrogen stand-alone power system (SAPS). *International congress on Energy & Environment 2008: Proceedings of 21st*

Scientific Symposium on Energy and Environmental protection/ Franković B. (ed.),
Rijeka, Croatia: Croatian Association for Solar Energy, 2008:75-86.