



Almir Sedić

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

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



University of Zagreb

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, Pinch metoda, Rafinerija nafte, Atmosferska destilacija, Otpadna toplina, Obnovljivi izvori energije.

ZNANSTVENO PODRUČJE: TEHNIČKE ZNANOSTI

ZNANSTVENO POLJE: Strojarsvo

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: 326

BROJ SLIKA: 213

BROJ TABLICA: 33

BROJ KORIŠTENIH BIBLIOGRAFSKIH JEDINICA: 207

DATUM OBRANE: XX. XX. 2017.

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

Prof. dr. sc. Neven Duić – član

Izv. prof. dr. sc. Igor Sutlinović – član

Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije, Zagreb

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

ZAHVALE

Zahvaljujem se mentorima Prof. dr. sc. Zvonimiru Guzoviću i 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. koja je financijski i logistički podržala ovo istraživanje.

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

Projektiranje procesa za povrat otpadne toplinske energije i implementaciju obnovljivih izvora energije provedeno je u postrojenju za Atmosfersku destilaciju nafte u okviru 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 energije, te (ii) kroz ugradnju postrojenja zasnovanog na binarnom ORC-u (Organskom Rankine-ovom ciklusu). Istraživanje je provedeno primjenom suvremenih, sustavno-orijentiranih metoda projektiranja procesa, s fokusom na dvije metode integracije toplinskih procesa, odnosno one zasnovane na tzv. „Pinch“ i Eksergijskoj analizi. Prikazani rezultati istraživanja pokazuju da je moguć značajan doprinos unaprjeđenju energetske, ekološke i ekonomske performansi analiziranog postrojenja, te ga je moguće poopćiti za širu primjenu metodologije projektiranja procesa na sličnim problemima u procesnoj industriji, te da se obnovljivi izvori energije mogu na jednostavan način integrirati u energetske bilance postrojenja.

Summary

Process design for waste heat recovery and implementation of the renewable sources of energy is 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.

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

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, -	$E_{\max KC}$	maksimalno iskoristiva toplinska snaga u kružnom ciklusu, W
a_i	aktivitet komponente, -	E_{RM}	toplinska snaga koju radni medij preuzima od toplog toka, W
A	površina, m ²	g	specifična Gibbs-ova energija, J·kg ⁻¹
A_c	Ukupna površina protusmjernih izmjenjivača toplinske enerije, m ²	g_a	ubrzanje Zemljine sile teže, m·s ⁻²
A_f	godišnji faktor, god ⁻¹	h	specifična entalpija, J·kg ⁻¹
A_{ind}	Površina pojedinog izmjenjivača toplinske energije, m ²	h''_{RM}	entalpija radnog medija na ulazu u turbinu (stanje SZP), J·kg ⁻¹
A_{1-2}	Ukupna površina izmjenjivača toplinske energije sa složenim kretanjem fluida tipa 1–2, m ²	h_{2RM}	entalpija radnog medija na izlazu iz turbine, J·kg ⁻¹
BP	broj plaštova izmjenjivača topline, -	h_{PTT}	entalpija toplog toka u pinch točki, J·kg ⁻¹
C	cijena, \$	h_{RM1}	entalpija radnog medija prije zagrijavanja, J·kg ⁻¹
c_0, c_1 i c_2	konstante koje daje proizvođač kolektora sunčevog zračenja, -	h_{RM2}	entalpija radnog medija nakon zagrijavanja na konačno stanje, J·kg ⁻¹
Cn_{ZG}	Troškovi dodatnog zagrijavanja hladnih tokova, \$·kW ⁻¹ ·god ⁻¹	h_{TT1}	entalpija toplog toka pri početnoj temperaturi, J·kg ⁻¹
Cn_{HL}	Troškovi dodatnog hlađenja toplih tokova, \$·kW ⁻¹ ·god ⁻¹	h_{PTTmin}	minimalno potrebna entalpija toplog toka u pinch točki, J·kg ⁻¹
c_p	specifični toplinski kapacitet, J·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	h_{PTTmin}	minimalno potrebna entalpija toplog toka u pinch točki, J·kg ⁻¹
c_v	specifični toplinski kapacitet vode, J·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	h_{TT2}	entalpija toplog toka nakon hlađenja na zadanu temperaturu, J·kg ⁻¹
d_{RM}	promjer cjevovoda Iradnog medija u ORC-u, m	h'_{RM}	entalpija radnog medija u stanju vrele kapljevine, J·kg ⁻¹
d_{RV}	promjer cjevovoda rashladne vode, m	h_{1RM}	entalpija radnog medija na ulazu u zagrijač, J·kg ⁻¹
d_v	promjer cjevovoda vode, m	h_{3RM}	entalpija radnog medija u ORC-u na izlazu iz kondenzatora, J·kg ⁻¹
e	specifična eksergija, J·kg ⁻¹	h'_{RM}	entalpija radnog medija kod dostizanja temperat. vrelišta, J·kg ⁻¹
E	protočna eksergija, W	H	protočna entalpija, W

H_D	donja ogrjevna vrijednost, $J \cdot kg^{-1}$	Q_{CN}	toplinska snaga odvedena u
I	sunčevo zračenje, $W \cdot m^{-2}$		kondenzatoru rad. medija ORC-a, W
k	koeficijent prijenosa topline, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$	Q_{CT}	toplinska snaga odvedena na rashladnom tornju, W
$KT(IT)$	kapitalni troškovi rekonstrukcije mreže izmjenjivača topline, $\$ \cdot god^{-1}$	R	plinska konstanta, $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
l_{RM}	duljina cjevovoda radnog medija u ORC-u, m	r	koef. obrta uloženog kapitala, %
l_{RV}	duljina cjevovoda rashladne vode, m	s	specifična entropija, $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
l_v	duljina cjevovoda vode, m	S	protočna entropija, $W \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$
m	masa, kg	S_{min}	Minimalan broj prolaza kroz omotač izmjenjivača topline sa složenim međusobnim strujanjem tokova, -
$\dot{m}$	maseni protok, $kg \cdot s^{-1}$	t	vrijeme, s
m_{RM}	maseni protok radnog medija, $kg \cdot s^{-1}$	t_{IT}	očekivani radni vijek izmjenjivača toplinske energije, god
m_{RV}	maseni protok rashladne vode, $kg \cdot s^{-1}$		
m_{TT}	maseni protok toplog toka, $kg \cdot s^{-1}$	T	temperatura, K
m_v	maseni protok vode, $kg \cdot s^{-1}$	T_{dov}	temperatura dovođenja toplinske energije, K
n	količina materije, mol	TE	trošak energije, $\$ \cdot god^{-1}$
N	broj, -	T_{odv}	temperatura odvođenja toplinske energije, K
OT	operativni troškovi, $\$ \cdot god^{-1}$	TRM	trošak zbog korištenja rashladnih medija, $\$ \cdot god^{-1}$
OT_{PR}	operativni troškovi nakon implementacije predviđenog rješenja, $\$ \cdot god^{-1}$	$TEDR$	koeficijent ukupne destrukcije, -
OT_T	operativni troškovi u trenutnom režimu rada, $\$ \cdot god^{-1}$	T_{PTT}	temperatura toplog toka u pinch točki, K
p	tlak, Pa	T_{PTT1}	prvi izračun temperature toplog toka na kojoj se nalazi pinch točka, K
P	snaga, W	T_{PTTmin}	minimalno potrebna temperatura toplog toka u pinch točki, K
PE	proizvodnja energije (električna, mehanička), W	T_{zas}	temperatura zasićenja radnog medija, K
PIT	ukupna površina na kojoj se odvija izmjena topline, m^2	T_s	temperatura stijenke koncentratora, K
Δp_{RM}	pad tlaka u instalaciji radnog medija u ORC-u, Pa	T_0	temperatura okoliša, K
Δp_v	pad tlaka u instalaciji vode, Pa	T_{1v}	Temperatura vode na ulazu u koncentrator, K
Δp_{RV}	pad tlaka u instalaciji rashladne vode, Pa		
Q	toplinski fluks, W		
Q_{CC}	toplinska snaga dobivena na koncentratoru sunčevog zračenja, W		

T_{2v}	temperatura vode na izlazu iz koncentratora, K	η_c	Carnot-ova efikasnost kružnog ciklusa, -
$T_{RV,1}$	temperatura rashladne vode na izlazu iz rashladnog tornja, K	η_{CC}	efikasnost koncentratora sunčevog zračenja, -
$T_{RV,2}$	temperatura rashladne vode na ulazu u rashladni toranj, K	η_{pRM}	efikasnost pumpe radnog medija u ORC-u, -
ΔT_{min}	minimalna temperaturna razlika, K	η_{pv}	efikasnost pumpe vode, -
u	input (-);	η_{pRV}	efikasnost pumpe rashladne vode, -
u	unutrašnja energija, $J \cdot kg^{-1}$	θ	Carnot-ov faktor, -
U	protočna unutrašnja energija, W	λ	koeficijent pretička zraka, -
USE	ušteta zbog smanjenja emisija stakleničkih plinova, $\$/\text{god}^{-1}$	μ	kemijski potencijal, $J \cdot mol^{-1}$
v	brzina, $m \cdot s^{-1}$	ν	stehiometrijski koeficijent, -
V	volumen, m^3	$\Sigma \xi_{RM}$	suma lokalnih koeficijenata otpora kroz dijelove instalacije radnog medija u ORC-u, -
VPI	vrijeme povrata investicije, god	$\Sigma \xi_{RV}$	suma lokalnih koeficijenata otpora kroz dijelove instalacije rashladne vode, -
V_{RM}	volumni protok radnog medija u ORC-u, $m^3 \cdot s^{-1}$	$\Sigma \xi_v$	suma lokalnih koeficijenata otpora kroz dijelove instalacije vode, -
V_{RV}	volumni protok rashladne vode $m^3 \cdot s^{-1}$	λ_{RM}	relativna hrapavost cijevi instalacije Izopentana, -
v_l	vrijednost varijable, -	λ_{RV}	relativna hrapavost cijevi instalacije rashladne vode, -
V_v	volumni protok vode, $m^3 \cdot s^{-1}$	λ_v	relativna hrapavost cijevi instalacije vode, -
W	rad u jedinici vremena, W	ρ_{RM}	gustoća radnog medija u ORC-u, $kg \cdot m^{-3}$
W_{Fp1}	snaga pumpe rad. med. u ORC-u, W	ρ_{RV}	gustoća rashladne vode, $kg \cdot m^{-3}$
W_{Fp2}	Snaga pumpe vode (Glikola), W	ρ_v	gustoća vode, $kg \cdot m^{-3}$
W_{Fp3}	Snaga pumpe rashladne vode, W		
W_{TB}	snaga turbine uslijed ekspanzije radnog medija, W		
x	maseni udio, -		
y	output, -		
y_D	koeficijent destrukcije eksergije, -		
y_L	koeficijent gubitaka eksergije, -		
z	visina težišta sustava, m		

Grčki simboli

ε	eksergijska efikasnost, -
ζ	kompatibilnost s okolinom, -
η	energetska efikasnost, -

Indeksi

o	stanje okoliša
air	zrak
c	ciklus
ev	isparavanje
F	gorivo
FG	dimni plinovi

FL	protočna
FN	ventilator
FP	napojna pumpa
gen	generirana
gp	plinska faza
HE	izmjenjivač toplinske energije
HENS	Heat Exchanger Network Synthesis
HTC	Heat transfer coefficient
ICS	interkonekcijskii tok
in	ulaz
IG	idealni plin
imp	nečistoća
init	početna
is	izentropska
KN	kinetička
L	gubici
lp	kapljevita faza
LQ	kapljevina
m	molarna
max	maksimalna
MER	Maximum Energy Recovery
min	minimalna
MX	mješalište
N	dušik
NUMER	Minimalan broj izmjenjivača toplinske energije u MER mreži izmjenjivača toplinske energije
net	netto
O	kisik
out	izlaz
PH	fizička
PT	potencijalna
PU	procesna jedinica
Q	toplinska energija
ref	referentno stanje
ren	obnovljivi izvor energije
rev	reverzibilna
RG	realni plin
S	materijalni tok, sumpor
TB	turbina

th	toplinska
tot	ukupno
vp	parna faza
w	vlažnost
W	rad

Skraćenice

AC	kondenzator hlađen zrakom
AD	Atmosferska destilacija
AEA	Aspen Energy Analyzer
AK	Atmosferska kolona
AMIN	sekcija za izdvajanje sumporovodika
AO	Atmosferski ostatak
AOL	atmosferski ostatak iz laboratorijske destilacije
AP	Apsorber
API	American Petroleum Institute
APPKS	Apsorber u pogonu PKS
B	Bitumen
BAT	Best available techniques
BE	benzin
BEN	Benzen kolona
BFD	blok dijagram toka
BH-	površine na kojima se odvija izmjena toplinske energije u kotlu
BIT	bitumen
BN	benzen
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	Computer Aided Process Engineering
CD	crni destilat
CDU	Atmosferska destilacija
CFD	Computational Fluid Dynamics
CH ₄	metan

CHP	kombinirana proizvodnja toplinske i električne energije	HDS B	hidrodesulfurizacija benzina
CN	kondenzator	HDS FCC	hidrodesulfurizacija FCC benzina
CT	rashladnji toranj	HDS LPU	hidrodesulfurizacija lakog plinskog ulja
CTO	Current Typical Opportunity	HDS PU	Hidrodesulfurizacija smjese plinskih ulja i benzina
D&M	Dea i Merox UNP-a, pogon za izdvajanje sumpora iz UNP-a	HEP	Hrvatska elektroprivreda
DB	destabilizirani benzin	HLB	hidroobrada lakog benzina
DE	deetanizer	HPH	visokotlačni zagrijač
DEA	sekcija za uklanjanje H ₂ S iz UNP	HPP	visokotlačna pumpa
DEAREG	DEA regeneratorski	hps	para visokog tlaka
DH	deheptanizer	HTE	kemijska, termoprocesna i energetska
DI	dizel	HTR	visokotemperaturni rekuperator
DIE	dietanolamin	HVAC	Heating, ventilation and air conditioning
DM	donji međurefluks	IEA	International energy agency
DOF	stupanj slobode	IHP	industrija kemijskih proizvoda
EEC	ekserg./energetska efikasnost i cijena	IT	Izmjenjivač toplinske energije
EIA	Energy Information Administration	IWH	Industrial Waste Heat
EK	Europska komisija	IZO	izomerizacija
EP	tehnološko oduzimanje pare	IZOB	izomerizat benzin
ESCAPE	European Symposium on Computer-Aided Process Engineering	KDEA	kolona na sekciji DEA
EU	Europska Unija	KFKN	kapljevita faza iz kondenzatora
EV-	isparivač	KK	komorno koksiranje
EX-	ekspander	KLP	kiseli loživi plin
EZ	Euro zone	KN	kondenzator
FCC	Fluid katalitički kreking	KR	Katalitički Reforming
FN	ventilator	KS	Koks
FP	napojna pumpa	LBH	hidroobrađeni laki benzin
GALGEM	General Approach to Low Grade Energy Management	LBL	laki benzin iz laboratorijske destilacije
GHG	Greenhouse gasses	LMTD	srednja log. temperaturna razlika
GM	gornji međurefluks	LP	loživi plin
GN	generator	LPG	tekući naftni plin
GP	generator pare	LPH	niskotlačni zagrijač
H ₂	vodik	LPUL	lako plinsko ulje iz laboratorijske destilacije
H ₂ O	voda	LTR	niskotemperaturni rekuperator
H ₂ S	sumporovodik	LU	lužina
HDS	Hidrodesulfurizacija		

M	sekcija za uklanjanje merkaptana iz UNP-a (Merox)	RDO	Research and Development Opportunity
MB	motorni benzin	Re	reformat
MBVS	Merox benzina vrha splittera	Rg	regenerator
MDEA	metildietanolamin	RH	Republika Hrvatska
MIT	Massachusetts Institute of Technology	Rk	reaktor
Mr	merkaptani	RNS	Rafinerija nafte Sisak
NAPENU	Nacionalni akcijski plan energetske učinkovitosti	S	elementarni sumpor
NAPOIE	Nacionalni akcijski plan za obnovljive izvore energije	SAD	Sjedinjene Američke Države
NC	nečistoće	SAK	separator plinovite i kapljevite faze na atmosferskoj koloni
NN	Narodne novine	SB	stabilizirani benzin
NT	niskotemperaturni	SK	skladište
NT	broj prijenosnih jedinica	SLPU	Striper LPU
OD	odsoljavanje	SN	Sirova nafta
ODP	Ozone depletion potential	SOA	State of the Art
ODS	odsoljivač	SP	separator
ORC	Organski Rankineov ciklus	SP	spremnik
OUNP	pogon za obradu UNP-a	S _p	Striper petroleja
P	Petrolej	SPBAD	spliter benzina u pogonu AD
PB	Primarni benzin	SPBIT	Spremnik bitumena
PC	Personal Computer	SPR	spliter reformata
PFD	dijagram toka procesa	SR	reducirna stanica
PFKN	Plinovita faza	SRU	pogon za izdvajanje sumpora
PH	predgrijač	SSPB	separator plinovite i kapljevite faze na vrhu splittera benzina
PKS	plinsko-koncentracijska sekcija	SST	separator plinovite i kapljevite faze na stabilizatoru
PL	petrolej iz laboratorijske destilacije	STAD	stabilizator u pogonu AD
PM	Particulate matter	STB	Striper TB
PM	Practical Minimum	STPP	natrijum tripolifosfat
Pm	pumpa	STPU	Striper TPU
PNP	Prerada najlakših proizvoda	SU	sušionik
PP	procesna peć	SZP	Suho zasićena para
PS	para za stripiranje	TB	teški benzin
PSA	pogon za pročišćavanje H ₂	TB	turbina
PSE	procesni sistemski inženjering	TBL	teški benzin laboratorijski
PU	procesna jedinica	TLU	teško loživo ulje
R	Reforming	TM	Thermodynamic Minimum
R&D	istraživanje i razvoj	TOC	Total organic carbon
		TPU	teško plinsko ulje

TPUL	teško plinsko ulje iz laboratorijske destilacije	VAD	voda, antifoulant i deemulgator
TR	regulacioni ventil	VDH	produkt iz vrha deheptanizera
TR	teški reformat	VDU	Vakuum destilacija
UNFCC	United Nations Framework Convention on Climate Change	VK	Vakuum kolona
UNIDO	United Nations Industrial Developments Organization	VLE	Vapor liquid equilibrium
UNP	Ukapljeni naftni plin	VO	vakuum ostatak
		VT	visokotemperaturni
		ZPK	zeleni petrol koks

Sadržaj

Sažetak.....	I
Summary.....	II
Popis oznaka	III
Sadržaj	X
Popis slika	XII
Popis tablica	XVIII
1. Uvod.....	1
1.1. Struktura doktorskog rada.....	5
2. Stanje energetike u Republici Hrvatskoj i teoretski uvod o korištenju 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	16
3. Naftna industrija, tehnologija prerade nafte i analiza energetike u rafinerijama nafte.....	24
3.1. Karakteristike naftne industrije u Republici Hrvatskoj	24
3.2. Tehnologija prerade nafte i povijesni pregled razvoja postrojenja za njenu preradu ...	27
3.3. Procesi i postrojenja za preradu nafte.....	30
3.3.1. Tipovi rafinerija nafte.....	39
3.3.2. Potrošnja energije i emisije CO ₂ u rafinerijama nafte	47
3.4. Potencijali za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte.....	58
4. Termodinamičke metode Projektiranja procesa – Pinch metoda i Metoda eksergijske analize.....	65
4.1. Projektiranje procesa u kemijskim i energetskim postrojenjima	65
4.2. Pinch metoda	71
4.3. Eksergijska analiza.....	75
4.3.1. Definicija Eksergije	80
4.3.2. Bilanca eksergije otvorenih termodinamičkih sustava	81
4.3.3. Indikatori eksergijske analize	86
5. Karakteristike, opis proizvodnog procesa i fizički model pogona atmosferske destilacije u Rafineriji nafte Sisak.....	90
5.1. Opis proizvodnog procesa u Rafineriji nafte Sisak.....	94
5.2. Fizički model pogona atmosferske destilacije	110
6. Modeliranje i simulacija postrojenja za atmosfersku destilaciju	123
6.1. Softverski alati za modeliranje i simulaciju procesa	130
6.1.1. Struktura i tijek rješavanja sekvencijalno-modularnih simulatora procesa	133
6.2. Model atmosferske destilacije nafte u referentnom postrojenju	136
7. Projektiranje sustava za povrat toplinske ener-gije u postrojenju Atmosferske destilacije korištenjem Pinch metode	172

7.1. Kratak pregled programskog okruženja i procedura Aspen Energy Analyzer-a.....	172
7.1.1. Procedura automatskog generiranja mreže s usvojenim ekonomskim parametrima	178
7.2 Analiza postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije u postorojenju AD	180
7.3 Analiza sustava za povrat otpadne toplinske energije	190
7.4 Prijedlog nove mreže izmjenjivača toplinske energije	194
7.4.1 Eksergijska analiza nove mreže izmjenjivača toplinske energije	202
8. Određivanje optimalne konfiguracije ORC-a s ciljem efikasnog korištenja izvora otpadne toplinske energije i dostupne energije sunčevog zračenja u postrojenju Atmosferske destilacije.....	208
8.1. Integracija tri stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje	214
8.2. Iskorištavanje otpadne toplinske energije procesnih tokova u ORC-u.....	228
8.3. Izbor radnog medija i optimizacija parametara u ORC-u (realno rješenje).....	230
8.3.1. Matematički model	234
8.3.2. Rezultati optimizacije.....	234
8.3.3. Prijedlog rješenja sustava ORC	239
8.4. Solarna energija	246
8.4.1. Prijedlog rješenja sustava za iskorištavanje solarne energije.....	246
8.4.2. Matematički model	248
8.5. Konačni prijedlog rješenja sustava za iskorištavanje otpadne toplinske i solarne energije.....	255
8.6. Ekonomska analiza sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije	260
8.7. Ekonomska analiza sustava za iskorištavanje solarne energije	264
9. Zaključak.....	266
Popis literature	268
Prilozi.....	283
Prilog A1.....	284

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"	19
Slika 3.1. Osnovni procesi u rafineriji nafte	31
Slika 3.2 Pojednostavljeni prikaz procesa destilacije u atmosferskoj koloni: a) Presjek kolone, b) Podovi (tavan ili plitica) s ventilima i c) Ventil na tavanu i raspored faza.....	33
Slika 3.3 „Topping“ rafinerija	40
Slika 3.5. Rafinerija s katalitičkim krekingom i alkilacijom.....	42
Slika 3.6 Rafinerija s Hidrokrekingom i Izomerizacijom	43
Slika 3.7. Rafinerija s kokingom	44
Slika 3.8. Rafinerija s hidrokrekingom vakuum ostatka	45
Slika 3.9. Rafinerija s kokingom vakuum ostatka	46
Slika 3.10 Korištenje primarnih izvora energije u rafinerijama nafte u SAD: 4000 PJ.....	49
Slika 3.11. Struktura potrošnje energije u rafinerijama nafte: Ukupna potrošnja goriva i električne energije $3,7 \times 10^6$ TJ	50
Slika 3.12 Tokovi energije u rafineriji nafte.....	51
Slika 3.13 Gubici energije u rafineriji nafte	52
Slika 3.14. Profil gubitaka u rafineriji nafte: Ukupni gubici u pogonu bez procesa proizvodnje 1010 PJ	53
Slika 3.15 Prikaz kapaciteta različitih pogona rafinerije nafte,	55
Slika 3.16 Energetske bilance rafinerija u SAD za 2001 godinu	56
Slika 3.17. Raspodjela CO ₂ emisija na rafinerijske procese (bazirano na korištenju toplinske energije za kapacitet 29000 t/dan)	57
Slika 3.18. a) Dijagram ukupne potrošnje energije (ukupno mogućeg potencijala) za rafinerije nafte u SAD, b) Dijagram udjela CTO potencijala; c) Dijagrama udjela RDO potencijala	61
Slika 3.19. Hijerarhija mjera za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte.....	63
Slika 4.1. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima kemijskom inženjerstvu.....	68
Slika 4.2. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima bliskim kemijskom Inženjerstvu	68
Slika 4.3. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima kem. inženjerstvo u praksi	68
Slika 4.4. Trend koji prikazuje promjenu broja članaka o preinakama/rekonstrukcijama na godišnjoj razini.....	69
Slika 4.5. Grafička ilustracija najznačajnijih knjiga s Tematikom Integracije Procesa.....	70
Slika 4.6. Grafički prikaz faza projektiranja u Pinch metodi	73
Slika 4.7. Stacionarno protjecanje fluida kroz cijev	82
Slika 5.1. Karta Rafinerije nafte Sisak	91
Slika 5.2. Pojednostavljena tehnološka shema	92
Slika 5.3. Shematski prikaz Rafinerije nafte Sisak (RNS)- projektirane proizvodne rute.....	95
Slika 5.4. Shematski prikaz Rafinerije nafte Sisak (RNS)- postojeće proizvodne rute	96

Slika 5.5. Potrošnja energije u RNS u 2014. Godini Skraćenice: LU – loživo ulje, RP – Rafinerijski plin, PP – Prirodni plin, KP – koksna prašina	109
Slika 5.6 Shematski prikaz procesnog postrojenja za atmosfersku destilaciju.....	115
Slika 6.1 Dijagram toka koji prikazuje korake u modeliranju realnog procesa	125
Slika 6.2 Komponente Sekvencijalno-modularnog simulatora.....	133
Slika 6.4 Odabir mjernih jedinica	137
Slika 6.5 Izbor komponenti pri izradi modela u PRO/II.	138
Slika 6.6 Primarna metoda izračuna	138
Slika 6.7 Tehnološka shema pogona AD.....	139
Slika 6.8 Radni ekran u PRO/II i paleta alata.....	141
Slika 6.9 Model pripremljen u PRO/II	142
Slika 6.10 Odabir tipa toka I unos parametara za tok s poznatim sastavom	143
Slika 6.11 Sastav pare za stripiranje	143
Slika 6.12 Odabir tipa toka i unos parametara za AOL.....	146
Slika 6.13 Unos podatka o protoku za AOL	146
Slika 6.14 Atmosferski ostatak laboratorijski (AOL) – uneseni podaci (a), AOL – destilacijska krivulja (b).	147
Slika 6.15 Unos podatka o protoku za TPUL.....	147
Slika 6.16 Teško plinsko ulje laboratorijsko (TPUL) – uneseni podaci (a), TPUL – destilacijska krivulja (b).	148
Slika 6.17 Unos podatka o protoku za LPUL.....	148
Slika 6.18 Lako plinsko ulje laboratorijsko (LPUL) – uneseni podaci (a), LPUL – destilacijska krivulja (b)	148
Slika 6.19 Unos podatka o protoku za PL.....	149
Slika 6.20 Petrolej laboratorijski (PL) – uneseni podaci (a), PL destilacijska krivulja (b)	149
Slika 6.21 Unos podatka o protoku za TBL.....	149
Slika 6.22 Teški benzin laboratorijski (TBL) uneseni podaci (a), TBL destilacijska krivulja (b)	150
Slika 6.23 Unos podatka o protoku za LBL.....	150
Slika 6.24 Laki benzin laboratorijski (LBL) uneseni podaci (a), LBL destilacijska krivulja (b) ..	150
Slika 6.25 Destilacijska krivulja smjese laboratorijski dobivenih proizvoda.....	151
Slika 6.26 Promjena entalpije sirove nafte u ovisnosti o temperaturi.....	151
Slika 6.27 Osnovni podaci za atmosfersku kolonu (AK)	153
Slika 6.28 Podaci uneseni za donji i gornji međurefluks u AK	153
Slika 6.29 Profil tlaka u AK.....	154
Slika 6.30 Inicijalni uvjeti za AK.....	154
Slika 6.31 Specifikacije za AK (prvi dio)	155
Slika 6.32 Specifikacije za AK (drugi dio).....	155
Slika 6.33 Specifikacije za ST.....	156
Slika 6.34 Specifikacije za SPB.....	156
Slika 6.35 Dugme Run prije i poslije unošenja svih podataka u model.	158
Slika 6.36 Model nakon zadovoljenja svih zadanih specifikacija i odabir opcije „View Results“	159
Slika 6.37 Prozor „View results“ za SPB	161
Slika 6.38 Podaci o procesnom toku BDSISPB	162

Slika 6.39 Generiranje izvješća u Excelu odabirom opcije „Generate Excel Output“	163
Slika 6.40 Referentni model.....	168
Slika 7.1. Definiranje ekonomskih parametara HENS-a u programskom okruženju AEA.....	174
Slika 7.2 Kreirani Scenario u HI Project-u	175
Slika 7.3. Projektni nivo u HI Project okruženju	176
Slika 7.4. Grid dijagram postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije u AD	177
Slika 7.5. Radni list sa svim podacima o postojećoj mreži u AD	177
Slika 7.6. Automatski generirana inicijalna mreža izmjenjivača toplinske energije (sa segmentiranim tokovima).....	178
Slika 7.7. Automatski generirane inicijalne MIT (bez segmentacije tokova)	179
Slika 7.8. Procesni tokovi putem kojih je kreiran sustav za povrat otpadne toplinske energije u pogonu AD.....	181
Slika 7. 9. Pojednostavljena tehnološka (lijevo) i unakrsna (desno) shema postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije.....	182
Slika 7. 10. Mrežni (Grid) dijagram postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije pripremljen u AEA.....	185
Slika 7. 11. Pojednostavljeni prikaz mrežnog dijagrama postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije u postrojenju AD.....	186
Slika 7.12 Kompozitne krivulje	191
Slika 7.13 Velika kompozitna krivulja	191
Slika 7.14. Eksergijske integralne krivulje.....	192
Slika 7.15. Velika eksergijska krivulja	192
Slika 7.16. Mreža izmjenjivača toplinske energije koja zadovoljava teoretske ciljeve „PINCH“ analize.....	193
Slika 7.17. Nova (modificirana) mreža izmjenjivača toplinske energije.....	195
Slika 7.18 Bilanca eksergije za postojeću i novu mrežu izmjenjivača toplinske energije	202
Slika 7.19 Koeficijent gubitka eksergije sustava ($\gamma_{L,tot}$)	202
Slika 7.20 Eksergijska učinkovitost stare i nove mreže izmjenjivača toplinske energije	203
Slika 7.21 Eksergijska učinkovitost u podsustavima (PI – procesni izmjenjivači, H – hladnjaci, PP – procesna peć) postojeće i nove mreže izmjenjivača toplinske energije.....	203
Slika 7.22 Koeficijent destrukcije eksergije	203
Slika 7.23 Koeficijent destrukcije eksergije u podsustavima postojeće i nove mreže izmjenjivača toplinske energije	203
Slika 7.24 Destrukcija eksergije u komponentama postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije.....	204
Slika 7.25 Destrukcija eksergije u komponentama predložene mreže izmjenjivača toplinske energije.....	205
Slika 7.26 Toplinska snaga procesnih izmjenjivača toplinske energije (PPI), hladnjaka (PH) i procesne peći (PPP)	205
Slika 7.27 Ukupna površina izmjenjivača toplinske energije	206
Slika 7.28 Operativni (OT) i Investicijski (IT) troškovi, te ukupna cijena mreže izmjenjivača toplinske energije na godišnjoh razini.....	207
Slika 8.1 Shematski prikaz konvencionalnog Rankineovog ciklusa.....	208

Slika 8.2. Osnovne komponente sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije zasnovanog na ORC-u	211
Slika 8.3 Integracija ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje	216
Slika 8.5 Kompozitne krivulje procesnih tokova. Teoretski (minimalno) je potrebno dovoditi 20,05 MW toplinske energije iz vanjskih izvora i odvoditi 17,45 MW	218
Slika 8.6 Integracija prvog stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje.....	219
Slika 8.7 Mreža izmjenjivača nakon integracije 1. stupnja ORC-a.....	220
Slika 8.8 Kompozitne krivulje nakon integracije prvog stupnja ORC-a.....	221
Slika 8.9 Integracija drugog stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje.....	222
Slika 8.10 Mreža izmjenjivača nakon integracije dva stupnja ORC-a	223
Slika 8.11 Kompozitne krivulje nakon integracije dva stupnja ORC-a.....	224
Slika 8.12 Integracija trećeg stupnja ORC-a.	225
Slika 8.13 Mreža izmjenjivača toplinske energije nakon integracije tri stupnja ORC-a	226
Slika 8.14 Kompozitne krivulje nakon integracije tri stupnja ORC-a (Potreba za toplinskom energijom 20 MW, hlađenje 15,76 MW)	227
Slika 8.15 Velika kompozitna krivulja.	228
Slika 8.16 Nova mreža izmjenjivača uz iskorištavanje otpadne toplinske energije u ORC-u	229
Slika 8.17 Osnovni slučaj zagrijavanja radnog medija do stanja SZP (crna puna linija) i slučaj povećanja tlaka (isprekidana linija).....	231
Slika 8.18 Pregrijavanje radnog medija	232
Slika 8.19 Snižavanje tlaka radnog medija	233
Slika 8.20 Promjena Carnotove učinkovitosti ovisno o temperaturi zasićenja radnog medija (tlaku radnog medija) i pregrijanju	235
Slika 8.21 Ovisnost toplinske snage o tlaku radnog medija	236
Slika 8.22 Maksimalno iskoristiva energija (uz Carnotovu učinkovitost).....	237
Slika 8.23 Ovisnost masenog protoka o parametrima rada ORC-a	238
Slika 8.24 Mreža izmjenjivača.....	240
Slika 8.25 Pojednostavljena shema predloženog sustava	241
Slika 8.26 T-S krivulja za predloženi sustav	242
Slika 8.27 Kombinirani solarni ORC sustav za proizvodnju električne energije.	247
Slika 8.28 Detaljan shematski prikaz modificiranog ORC sustava.	247
Slika 8.29 Promjena raspoložive solarne energije i učinkovitosti koncentratora u toku jednog dana	251
Slika 8.30 Promjena iskoristive mehaničke snage i učinkovitosti pretvorbe solarne energije u mehaničku snagu u toku jednog dana	251
Slika 8.31 Promjena temperature okoliša i optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora solarne energije u tijeku dana.....	252
Slika 8.32 Usporedba iskoristive mehaničke snage uz održavanje optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora i uz održavanje konstantne temperature na 130 °C.....	252
Slika 8.33 T-S dijagram ORC sustava uz integraciju solarnih izvora energije.	254
Slika 8.34 Shematski prikaz ORC sustava proširenog solarnim kolektorima.....	256
Slika 8.35 Mreža izmjenjivača u predloženom rješenju.....	257
Slika 8.36 T-S krivulja predloženog rješenja	257

Slika 8.37 Ovisnost kapitalnih investicija i predviđenih godišnjih ušteda za teoretski razmatrane opcije	263
Slika A1.1. Temperaturni segmenti toka SNI.....	284
Slika A1.2. Fizikalna svojstva toka SNI.....	284
Slika A1.3. Funkcija $h = f(T)$ toka SNI	284
Slika A1.4. Funkcija $\rho = f(T)$ toka SNI	284
Slika A1.5. Funkcija $\lambda = f(T)$ toka SNI	284
Slika A1.6 Funkcija $v = f(T)$ toka SNI	284
Slika A1.7. Temperaturni segmenti toka SNIV.....	285
Slika A1.8 Fizikalna svojstva toka SNIV	285
Slika A1.9 Funkcija $h = f(T)$ toka SNIV.....	285
Slika A1.10 Funkcija $\rho = f(T)$ toka SNIV.....	285
Slika A1.11 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka SNIV.....	285
Slika A1.12 Funkcija $v = f(T)$ toka SNIV.....	285
Slika A1.13 Temperaturni segmenti toka PBAK.....	286
Slika A1.14 Fizikalna svojstva toka PBAK.....	286
Slika A1.15 Funkcija $h = f(T)$ toka PBAK	286
Slika A1.16 Funkcija $\rho = f(T)$ toka PBAK.....	286
Slika A1.17 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka PBAK.....	286
Slika A1.18 Funkcija $v = f(T)$ toka PBAK	286
Slika A1.19 Temperaturni segmenti toka TBISTB.....	287
Slika A1.20 Fizikalna svojstva toka TBISTB.....	287
Slika A1.21 Funkcija $h = f(T)$ toka TBISTB	287
Slika A1.22 Funkcija $\rho = f(T)$ toka TBISTB	287
Slika A1.23 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka TBISTB	287
Slika A1.24 Funkcija $v = f(T)$ toka TBISTB	287
Slika A1.25 Temperaturni segmenti toka PISP.....	288
Slika A1.26 Fizikalna svojstva toka PISP	288
Slika A1.27 Funkcija $h = f(T)$ toka PISP.....	288
Slika A1.28 Funkcija $\rho = f(T)$ toka PISP	288
Slika A1.29 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka PISP	288
Slika A1.30 Funkcija $v = f(T)$ toka PISP	288
Slika A1.31 Temperaturni segmenti toka LPUISLPU	289
Slika A1.32 Fizikalna svojstva toka LPUISLPU.....	289
Slika A1.33 Funkcija $h = f(T)$ toka LPUISLPU	289
Slika A1.34 Funkcija $\rho = f(T)$ toka LPUISLPU	289
Slika A1.35 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka LPUISLPU	289
Slika A1.36 Funkcija $v = f(T)$ toka LPUISLPU	289
Slika A1.37 Temperaturni segmenti toka TPUISTPU.....	290
Slika A1.38 Fizikalna svojstva toka TPUISTPU	290
Slika A1.39 Funkcija $h = f(T)$ toka TPUISTPU.....	290
Slika A1.40 Funkcija $\rho = f(T)$ toka TPUISTPU	290

Slika A1.41 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka TPUISTPU	290
Slika A1.42 Funkcija $\nu = f(T)$ toka TPUISTPU	290
Slika A1.43 Temperaturni segmenti toka AOIAK.....	291
Slika A1.44 Fizikalna svojstva toka AOIAK.....	291
Slika A1.45 Funkcija $h = f(T)$ toka AOIAK	291
Slika A1.46 Funkcija $\rho = f(T)$ toka AOIAK	291
Slika A1.47 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka AOIAK.....	291
Slika A1.48 Funkcija $\nu = f(T)$ toka AOIAK.....	291
Slika A1.49 Temperaturni segmenti toka DP	292
Slika A1.50 Fizikalna svojstva toka DP.....	292
Slika A1.51 Funkcija $h = f(T)$ toka DP	292
Slika A1.52 Funkcija $\rho = f(T)$ toka DP	292
Slika A1.53 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka DP	292
Slika A1.54 Funkcija $\nu = f(T)$ toka DP.....	292
Slika A1.55 Temperaturni segmenti toka VH.....	293
Slika A1.56 Fizikalna svojstva toka VH	293
Slika A1.57 Funkcija $h = f(T)$ toka VH.....	293
Slika A1.58 Funkcija $\rho = f(T)$ toka VH.....	293
Slika A1.59 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka VH.....	293
Slika A1.60 Funkcija $\nu = f(T)$ toka VH.....	293
Slika A1.61 Temperaturni segmenti toka VzH.....	294
Slika A1.62 Fizikalna svojstva toka VzH	294
Slika A1.63 Funkcija $h = f(T)$ toka VzH.....	294
Slika A1.64 Funkcija $\rho = f(T)$ toka VzH	294
Slika A1.65 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka VzH	294
Slika A1.66 Funkcija $\nu = f(T)$ toka VzH	294
Slika A1.67 Potreba za minimalnim dovođenjem toplinske energije u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici	295
Slika A1.68 Potreba za minimalnim odvođenjem toplinske energije u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici	295
Slika A1.69 Minimalno potrebna površina izmjenjivača topline ovisno o minimalnoj temperaturnoj razlici	295
Slika A1.70 Pokazatelj minimalnih operativnih troškova na godišnjoj razini („Operating Cost Indeks Target“) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici	296
Slika A1.71 Pokazatelj minimalnih investicijskih troškova („Capital Cost Indeks Target“) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici	296
Slika A1.72 Pokazatelj minimalnih ukupnih troškova na godišnjoj razini („Total Cost Indeks Target“) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici	296
Slika A1.73 Kompozitne krivulje	297
Slika A1.74 Velika kompozitna krivulja.....	297
Slika A1.75 Grid dijagram tokova i Pinch točka sustava.....	298
Slika A1.76 Energetski ciljevi.....	298
Slika A1.77 Minimalne potrebe vanjskih medija za grijanje i hlađenje procesnih tokova	298

Popis tablica

Tablica 3.1. Energetske bilance tekućih goriva u Republici Hrvatskoj, Sirova nafta	25
Tablica 3.2. Energetske bilance tekućih goriva u Republici Hrvatskoj, Derivati nafte (tisuće tona)	26
Tablica 3.3. Povijesni razvoj proizvodnih procesa u preradi nafte	29
Tablica 3.4. Indikatori potrošnje u rafinerijama u SAD	53
Tablica 3.5. Matrica potencijala energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte	62
Tablica 4.1. Simboli za eksergiju i eksergijsku učinkovitost korišteni u udžbenicima ...	87
Tablica 6.1. Popis tokova u Tehnološkoj shemi pogona AD	140
Tablica 6.2. Parametri rada procesnih izmjenjivača toplinske energije	157
Tablica 6.3. Rezultati simulacije s validacijom rezultata	164
Tablica 6.4. Značajnija odstupanja temperature proizvoda	170
Tablica 6.5. Značajnija odstupanja protoka proizvoda	171
Tablica 7.1. Ekonomski parametri HENS zadatka	174
Tablica 7.2. Detaljni podaci o tokovima u postojećoj mreži izmjenjivača toplinske energije	183
Tablica 7.3. Osnovni energetske i ekonomski parametri postojeće mreže izmjenjivača ...	184
Tablica 7.4. Parametri izmjenjivača toplinske energije i parametri tokova u izmjenjivačima ...	187
Tablica 7.5. Elementi eksergijske analize izmjenjivača toplinske energije u postojećoj mreži	189
Tablica 7.6. Osnovni energetske i ekonomski parametri inicijalne MIT u pogonu AD	190
Tablica 7.7. Detaljni podaci o tokovima u predloženoj mreži izmjenjivača toplinske energije ...	196
Tablica 7.8. Parametri izmjenjivača toplinske energije i parametri tokova u izmjenjivačima ...	198
Tablica 7.9. Elementi eksergijske analize izmjenjivača toplinske energije u predloženoj mreži	201
Tablica 8.1. Optimalni radni parametri za tipične organske medije	239
Tablica 8.2. Podaci o tokovima u predloženom sustavu za iskorištavanje otpadne toplinske energije	243
Tablica 8.3. Parametri izmjenjivača toplinske energije i parametri tokova u izmjenjivačima ...	244
Tablica 8.4. Parametri rada turbine u ORC-u ($P_M = 1581$ kW)	244
Tablica 8.5. Elementi eksergijske analize izmjenjivača toplinske energije u ORC-u	245
Tablica 8.6. Elementi eksergijske analize turbine u ORC-u	245
Tablica 8.7. Koeficijenti učinkovitosti solarnih kolektora za kolektor s evakuiranim cijevima ...	249
Tablica 8.8. Rezultati simulacije sustava za iskorištavanje solarne energije i proizvodnju ...	253
Tablica 8.9. Parametri tokova u sustavu za iskorištavanje solarne energije	254
Tablica 8.10. Parametri tokova u karakterističnim točkama kombiniranog sustava OT+SE	258
Tablica 8.11. Rezultati ekonomske analize	262
Tablica 8.12. Cijene solarnih sustava	265
Tablica 8.13. Ekonomski pokazatelji sustava za iskorištavanje solarne energije	265

1. Uvod

Analizom ključnih ekonomsko-tehnoloških obilježja gospodarske situacije u EU [1], može se doći do zaključka da je u posljednjem desetljeću industrijski sektor zabilježio velik pad potrošnje energije u odnosu na promet, kućanstva, usluge i poljoprivredni sektor. Analize kompanije Siemens [2] ukazuju na dva čimbenika ovakvog trenda, 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 od 1,8% u razdoblju od 1990. do 2009. godine. Najveće poboljšanje energetske učinkovitosti je zabilježeno u kemijskoj industriji (smanjenje potrošne energije od 54%), industriji strojeva (40%) i industriji čelika (26%). Sve ovo jasno ukazuje da je trend investiranja u energentski učinkovite i ekološki prihvatljive tehnologije postao strateški pravac razvitka ekonomije i društva u cjelini, te da je organizirano korištenje savih relevantnih, stručnih i znanstveno-istraživačkih potencijala u EU, rezultiralo porastom pokazatelja održivoga razvoja u svim granama industrije.

Prateći smjernice održive energetske politike u EU, problem energetske učinkovitosti i zaštite okoliša u Republici Hrvatskoj je pravno i institucionalno reguliran Strategijom energetskog razvoja Republike Hrvatske [3]. Strategija je u međuvremenu dopunjena s dva popratna dokumenta [4], [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 (EEE) performansi postojećeg postrojenja kemijske industrije u RH. Objekt istraživanja u radu je pogon Atmosferske destilacije, dio industrijskog postrojenja za preradu nafte – Rafinerija nafte Sisak, 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

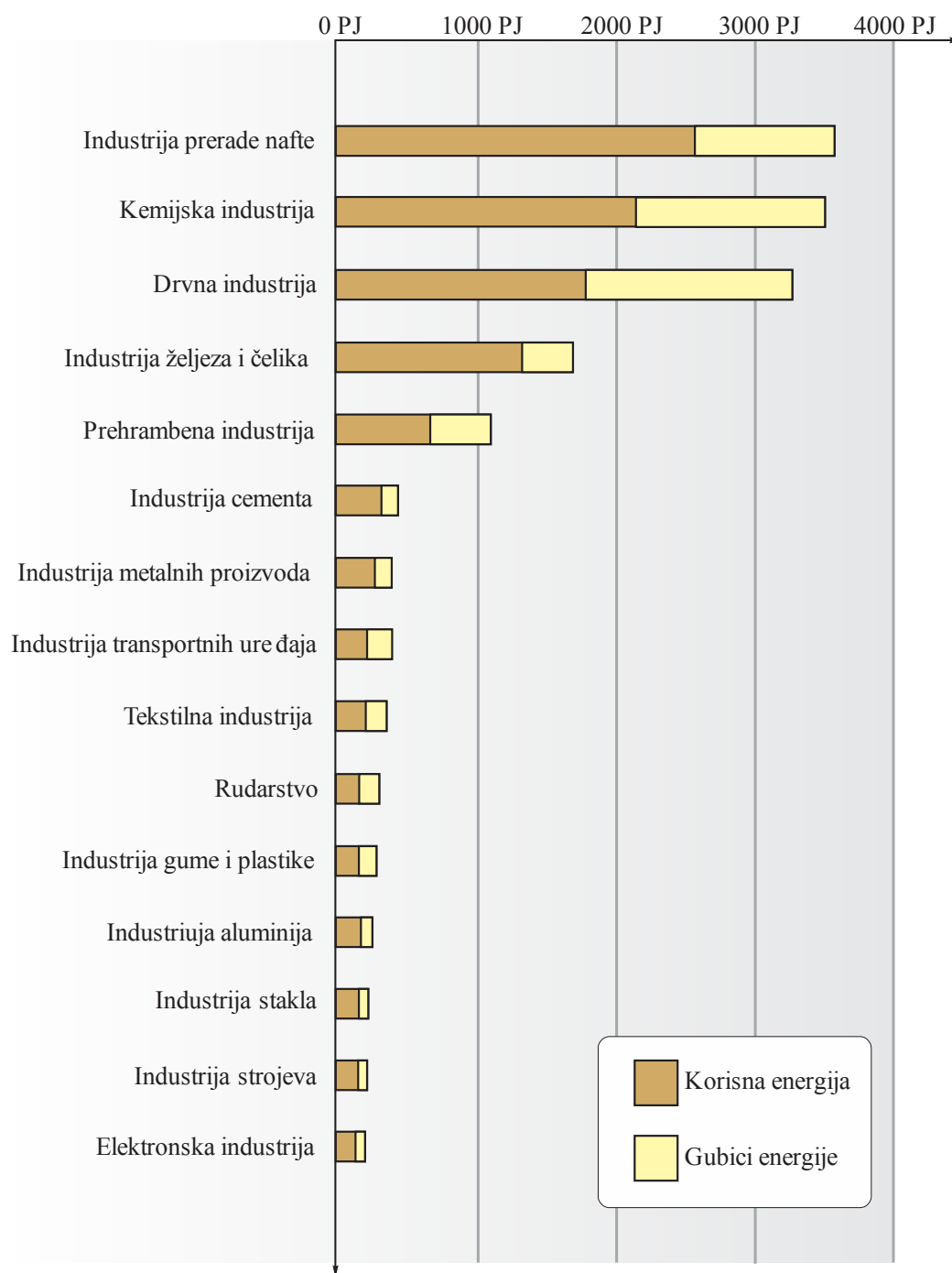
energetskog sustava, visoke potrebe za toplinskom energijom, kao i visok stupanj negativnog utjecaja na okoliš.

Pregledom aktualne svjetske i domaće literature, kao i analizom primjera dobre industrijske prakse, nameće se zaključak da se učinkovito korištenje otpadne topline 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 formi različitih izvora otpadne topline: otpadni plinovi i fluidi, rashladna voda, gubici topline u industrijskim postrojenjima i produktima, itd [6], [7]. Slika 1.1 (dobivena analizom različitih izvora iz IEA [8] i IETS [9] studija) daje pregled energetske potrošnje i energetske gubitaka u različitim sektorima industrije u SAD. Podaci ukazuju da sektori prerade nafte (rafinerije nafte), kemijske i drvene 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 i uzimajući u obzir kompleksnost energetskog sustava u RP, kao primjeren metodološki alat za realizaciju istraživanja, izabrane su suvremene, sustavno orijentirane metode projektiranja procesa. Sustavni pristup i interdisciplinarnost ove metode svrstavaju u znanstveno područje procesnog sistemskog inženjerstva (engl. Process systems engineering- PSE) [10], ili još bliže u područje računalno podržanog procesnog inženjerstva (engl. Computer aided process engineering - CAPE) [11], dok se u slijedu projektnih aktivnosti ona identificira 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 kao i metoda integracije toplinske energije (kasnije i integracije procesa) od kojih su u radu korištene termodinamičke metode: „pinch“ analiza [13], [14], [15], [16], [17] i eksergijska analiza [18], [19], [20],

[21]. Metodologija je 90-tih godina uspješno proširena i na integraciju obnovljivih izvora energije sukladno tendencijama smanjenja uporabe fosilnih goriva u industrijskim procesima.



Slika 1.1. Pregled potrošnje korisne energije i gubitaka energije u različitim sektorima industrije u SAD
Podaci za sliku preuzeti iz [6], [7]

Prethodno navedene činjenice formiraju 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 energetske, ekološke i ekonomske performansi.

U sadržajnom smislu (koji je detaljnije opisan u poglavlju 1.1), u uvodnom dijelu doktorskog rada istraživanje uključuje analizu energetske i ekološke indikatora u Republici Hrvatskoj, značaj ponovne upotrebe otpadne toplinske energije u industrijskim postrojenjima s naglaskom na rafinerije nafte i pregled osnovnih postulata, prethodno navedenih termodinamičkih metoda integracije procesa. Realizacija osnovne hipoteze istraživanja provedena je kroz niz sukcesivnih etapa istraživanja: Pregled osnovnih fizikalno-kemijskih karakteristika sirovina i produkata procesa u preradi nafte; Analiza materijalnih i energetske tokova u Rafineriji nafte Sisak i u postrojenju atmosferske destilacije; Izrada modela objekta istraživanja u računalnim programima za simulaciju energetske sustava uz prateću validaciju rezultata simulacije; Projektiranje alternativnih tehnoloških shema energetske sustava Atmosferske destilacije 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 autora na informacije nastale pregledom svjetske i domaće literature i primjera dobre industrijske prakse. U cilju preglednije analize velikog broja informacija iz dostupnih izvora, autor je odstupio 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 od polaznih postavki projektnog zadatka i primijenjene metodologije za njegovo rješavanje, pregled i diskusija rezultata u vidu usporedne analize energetske i ekonomske performansi projektnih rješenja, prati tematiku više poglavlja.

Sukladno prezentiranom činjeničnom stanju, unaprjeđenje performansi postojećih industrijskih objekata u kemijskoj industriji, s posebnim osvrtom na podizanje energetske, ekološke i ekonomske pokazatelja 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 energetske, ekološke i ekonomske (EEE) karakteristika rafinerijskog postrojenja (RP), primjenjiva i na druge vrste kemijskih postrojenja, kao i kod projektiranja novih postrojenja;
2. Kao osnova postavljene metodologije, razvijen originalni računalni program (softver) za analizu i simulaciju materijalnih i energetske tokova u složenim kemijskim postrojenjima, temeljen na suvremenim metodama integracije toplinske energije;
3. Spoznaje o mogućim rekonstrukcijama procesa RP kao i drugih vrsta kemijskih postrojenja, s ciljem poboljšanja EEE karakteristika (tj „unaprjeđenja indikatora održive proizvodnje“);
4. Trendovi (pravila) za projektiranje novih visokoučinkovitih kemijskih (i ostalih procesnih postrojenja) u kojima se u cilju maksimalnog korištenja otpadne toplinske energije koristi ORC tehnologija 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, jedinstven popis simbola/skraćenica, slika i tablica prethodi prvom poglavlju, dok su pregled korištene literature (klasificirane po poglavljima rada) i prilozi smješteni u zadnjem dijelu rada, po završetku posljednjeg poglavlja devet.

Poglavlje 2 (dva) obrađuje područja koja sačinjavaju znanstveno-istraživački okvir predložene hipoteze istraživanja, s ciljem sagledavanja šireg konteksta obrađene tematike u radu. Poglavlje započinje kratkim pregledom najvažnijih energetske i ekološke indikatora u Republici Hrvatskoj, kako na razini cijele države tako i u sektoru industrije, s osvrtom na regulatorni okvir neophodan za unaprjeđenje ukupne energetske učinkovitosti i podizanje ekološkog standarda u njoj. U nastavku ovog poglavlja su obrađeni i elementi neophodni za puno razumijevanje postupka reupotrebe otpadne toplinske energije u industriji, uz pregled relevantnih informacija iz dostupne literature.

U poglavlju 3 (tri) su predstavljeni osnovni elementi procesa prerade nafte. Poglavlje započinje sagledavanjem karakteristika sirove nafte, kroz analizu njenog kemijskog

sastava, fizikalnih svojstva, klasifikacije sa stanovišta njene pogodnosti za preradu i geografskog porijekla. U nastavku je prikazan povijesni razvoj procesa za preradu nafte, opisani su osnovni tehnološki procesi u modernim 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 rafinerijama nafte.

Poglavlje 4 definira projektiranje procesa kao aktivnost koja pripada znanstvenom području Procesnog sistemskog inženjeringa (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 toplinske energije i predstavljena su njena osnovna obilježja. U poglavlju je opisana „Pinch“ metoda, predstavljena su njena osnovna obilježja, te su definirane faze u postupku rješavanja mreže izmjenjivača toplinske energije 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.

Poglavlje 5 opisuje proces prerade nafte u Rafineriji nafte Sisak (RNS), sadrži pregled proizvoda i kratku analizu energetske potrošnje. Na kraju poglavlja detaljno je opisan proces prerade nafte u referentnom postrojenju, Atmosferskoj destilaciji nafte.

Poglavlje 6 započinje s definicijom zadatka u procesu modeliranja i analizom povijesnog razvoja odgovarajućih softvera koji se koriste pri modeliranju. Modeliranje u svrhu znanstvenih i inženjerskih aktivnosti je svrstano u znanstveno područje „Računalno podržano procesno inženjerstvo“ (CAPE). Zatim je napravljen pregled primjera u kojima je korištenje modeliranja i simulacija imalo značajan utjecaj na pozitivne rezultate poslovanja. U poglavlju je detaljno objašnjena uloga modeliranja procesa, te preduvjeti i zahtjevi za izradu odgovarajućeg modela. Zatim su prikazani i objašnjeni osnovni koraci pri izradi modela procesa. Poglavlje 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 periodima. Simulatori su zatim klasificirani u skupine, te je napravljen pregled osnovnih obilježja svake klasifikacijske skupine. Budući 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 atmosferske destilacije koji je pripremljen u programskom paketu PRO/II i prezentirani su rezultati simulacijskog modela.

U poglavlju 7 je prikazan proces Projektiranja sustava za povrat toplinske energije u postrojenju Atmosferske destilacije korištenjem „Pinch“ metode. Prikazan je proces izrade modela energetskeg sustava koji obuhvaća najvažnije tokove u pogonu atmosferske destilacije nafte, a pripremljen je u programskom paketu Aspen Energy Analyzer (AEA). Kroz poglavlje su prikazana osnovna energetska obilježja analiziranog procesa i alati koji se koriste za njihovo određivanje. Zatim su na temelju dobivenih rezultata postavljeni teoretski energetske ciljevi za analizirani sustav. Nakon izrade odgovarajuće teoretske mreže izmjenjivača, napravljena je analiza i definirani su procesni faktori koji utječu na njegovu (ne)primjenjivost. Na temelju tih zaključaka predloženo je rješenje koje zadovoljava sve procesne uvjete.

Poglavlje 8 obuhvaća korake koji imaju za cilj iskorištavanje raspoložive otpadne toplinske energije koja ne može biti iskorištena u procesu prerade. Poglavlje započinje s teoretskim opisom Rankineovog kružnog ciklusa pri čemu su definirana njegova osnovna obilježja. Nakon toga slijedi prikaz postupka integracije tri stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje. Budući dobiveno rješenje nije praktično primjenjivo u procesu prerade, zbog kompleksnosti i utjecaja na sam proces prerade, prikazan je 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 dobivenih rezultata prikazano je predloženo rješenje. Zatim je analizirana opcija nadogradnje projektiranog ORC-a sa sustavom za iskorištavanje solarne energije, ali pod uvjetom da nema utjecaja na normalno odvijanje procesa prerade. Pripremljen je matematički model te je na temelju rezultata analize predloženo odgovarajuće rješenje problema. Na kraju poglavlja, napravljena je ekonomska analiza koja je pokazala izrazitu opravdanost investicija u rješenja koja su rezultat primjene metoda Projektiranja procesa s ciljem poboljšanja energetskih ekoloških i ekonomskih performansi postrojenja za atmosfersku destilaciju nafte.

2. Stanje energetike u Republici Hrvatskoj i teoretski uvod o korištenju otpadne toplinske energije u industrijskim postrojenjima

U skladu s predmetom doktorskog rada, u ovom poglavlju su obrađena tematska područja koja sačinjavaju 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 Republici Hrvatskoj kroz pregled najvažnijih energetske i ekološke 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, obrađeni su elementi neophodni za puno razumijevanje postupka reupotrebe otpadne toplinske energije u industriji, uz literarni pregled relevantnih informacija o toj temi 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 Republici Hrvatskoj u 2014. g. je iznosila 2268 kg ekvivalentne nafte i po tom parametru ona predstavlja tek 72.7% prosječne potrošnje po stanovniku EU [22]. Od 1992. godine, kad je u Hrvatskoj ostvaren minimum potrošnje energije, ukupna potrošnja energije¹ do 2014. godine rasla je s prosječnom godišnjom stopom od 0,9%, ali se tijekom razdoblja od 2009. do 2014. godine ukupna potrošnja energije smanjivala s prosječnom godišnjom stopom od 2%. Pritom su samo gubici energetske transformacije² ostvarili trend porasta s prosječnom

¹ Ukupnom potrošnjom energije zadovoljavaju se 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 [22]

² U [22] gubici energetske transformacije predstavljaju razliku između ukupne energije za energetske transformacije i ukupne proizvodnje transformirane energije.

godišnjom stopom od 0,9%, dok su sve ostale potrebe u strukturi ukupne potrošnje ostvarile trend smanjenja.

U periodu od 2009. do 2014. 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 28,6 na 36,5%, ogrjevnog drva i ostale biomase s 20,7% na 23,7%; 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 Republici Hrvatskoj je na kraju 2015. godine bilo 1271 operativnih elektrana 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 Europske unije [23].

Trend smanjenja potrošnje fosilnih goriva uvjetovao je i pozitivan trend smanjenja emisija GHG plinova. U Hrvatskoj su 2012. godine emisije stakleničkih plinova bila 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 [24], [25]. Pad ukupnih emisija stakleničkih plinova zabilježen je od 1991. do 1994. 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. i 7,9% u 2010. u odnosu na 2008. godinu te su ukupne emisije u 2009. i 2010 godini bile ispod emisijskog cilja (emisijskih kvota) Kyoto protokola u kojem RH ima obavezu smanjenja stakleničkih plinova za 5% u razdoblju od 2008. do 2012. u odnosu na baznu 1990. g.

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 neenergetskih izvora, što iznosi za različite godine od 14 do 18% ukupnih emisija CO₂ u Hrvatskoj.

Ukupna neposredna potrošnja energije u Hrvatskoj u 2014. godini je iznosila 1597 kg ekvivalentne nafte po glavi stanovnika što je u odnosu na prosjek u Europskoj Uniji (EU 28) manje za 28,6%. Najveći udio u neposrednoj potrošnji energije u 2014. ostvarila je opća potrošnja 52%, (njen udio je u 2009. iznosio 52%), udio prometa iznosio je 32,4% (u 2009. 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., 39,9% u 2009. i 31,3% u 2014. g.), pa se prema podacima iz 2014. g. u Hrvatskoj 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 periodu od 1988. do 2014. (s 98 PJ u 1988. na 42 PJ u 2014.) [22], 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%. Najbrže se smanjivala potrošnja tekućih goriva (11%) i prirodnog plina (10,8%), pare i vrele vode (4,3%), ugljena i koksa (1%), električne energije (0,4%) dok je jedini pozitivan trend uočen u potrošnji ogrjevnog drva i ostale biomase čija je potrošnja rasla s prosječnom godišnjom stopom od 2,1%.

U periodu od 2009. do 2014. godine je došlo 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 [26] zaključuju da su u odnosu na 2008. godinu smanjene emisije zakiseljavajućih tvari (39,2%), stakleničkih plinova (18%) i prekursora prizemnog ozona (15,7%), dok su emisije čestica PM 2,5 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 (TOC) [26].

Prema podacima za Republiku Hrvatsku prikazanima kroz projekt „Pokazatelji energetske učinkovitosti u Europi“ [27], 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 (Energy Community Treaty) koji je potpisan 2005. g. i potvrđen u Hrvatskom saboru 2006. godine (NN 6/2006), čime se RH obvezala na postupno preuzimanje dijela pravne stečevine EU iz područja energetike [28]. Energetski ciljevi EU su razrađeni u tri faze, donošenjem energetske paketa. Prvi energetski 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 elektroenergetsko 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 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 energetski 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, Europska komisija 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 ovisnosti 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. g. 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 energetska učinkovitost zgrada, a u direktivi 2012/27/EU energetska učinkovitost.

Republika Hrvatska je prije dobivanja punopravnog članstva u EU (srpanj 2013. godine), provela preustroj energetske sektora i liberalizaciju tržišta [29]. Zakonodavni okvir za energetske sektor u RH je uređen s nekoliko zakona: Zakon o energiji (NN 120/12 i 14/14), Zakon o regulaciji energetske 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 energetske sektora RH uređeno je Strategijom energetske 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 [28]. Tri su temeljna energetske cilja Strategije energetske razvoja Republike Hrvatske: sigurnost opskrbe energijom, konkurentnost energetske sustava i održivost energetske razvoja [23]. Unaprjeđenje sigurnosti opskrbe energijom je postavljeno kao cilj zbog rasta ovisnosti 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 ovisnosti o uvozu. U energetske 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 hrvatskog energetskeg sustava. Kao glavni mehanizmi za podizanje konkurentnosti energetskeg sustava 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. Budući da 75% ukupnih emisija stakleničkih plinova 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.

Najveće pitanje za strategiju energetskeg razvoja RH je zadovoljenje energetske potreba uz istodobno ograničenje emisija stakleničkih plinova, te se poboljšanje energetske učinkovitosti 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 implementiranju 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 visokim stupnjem djelovanja (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 Republici Hrvatskoj 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. Zakon o

energetskoj učinkovitosti. U Zakonu o energetskoj 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 emisije stakleničkih plinova kroz poticanje mjera energetske učinkovitosti u sektoru industrije, prometa, uslužnih djelatnosti, poljoprivrede i u kućanstvima (svi sektori potrošnje energije) [30]. Donošenjem ovog zakona, u hrvatsko zakonodavstvo je prenesena direktiva 2012/27/EU o energetskoj 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 [29].

Učinkovita upotreba energije u sektoru neposredne potrošnje je od iznimne važnosti jer su mogući učinci najveći. Direktni rezultat poboljšanja energetske učinkovitosti i mjera kojima se to postiže, jeste smanjenje potrošnje energije, odnosno smanjenje porasta potrošnje u budućem periodu. U konačnici se smanjuje proizvodnja energije, smanjuje se uvoz energije, povećava sigurnost opskrbe, a smanjuju se i potrebe za gradnjom novih kapaciteta [23].

Program energetske učinkovitosti, u kojem je određena Strategija energetske učinkovitosti RH, obuhvatio je razdoblje od 2008. – 2016. g. 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 periodima do 2020. g. i do 2030. g., pripremljeni su uz pretpostavku da će najveći rezultati u energetskim uštedama biti postignuti do 2016. g., što se planiralo postići uglavnom poticajnom energetskom politikom.

Budući da 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 energetskeg tržišta i tržišno formiranje 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 Nacionalni akcijski plan energetske učinkovitosti (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 Republici Hrvatskoj. Republika Hrvatska je u Petom nacionalnom izvješću za Okvirnu konvenciju UN-a o promjeni klime (UNFCCC) iz 2010. g., izvijestila kako se u sljedećih nekoliko desetljeća očekuje porast srednjih temperatura okoliša 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 utjecaj imati i porast razine mora s posljedicama koje ga prate. 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. g. je donesen Nacionalni akcijski plan za obnovljive izvore energije (NAPOLIE). Iako RH

raspolaze sa znacajnim potencijalom u podrucju obnovljivih izvora energije, prisutne su određene prepreke koje ometaju povećanje udjela obnovljivih izvora energije od kojih su najveće složeni postupci dobivanja odobrenja, složenost postupaka za utvrđivanje politike, njenu provedbu i razvoj projekata, snažna pozicija HEP-a 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 znacajnog 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 [24].

2.2. Otpadna toplinska energija u industriji

Otpadna toplinska energija u industriji (engl. Industrial Waste Heat – IWH) predstavlja uobičajen naziv za toplinsku energiju koja se generira tijekom različitih konverzijskih procesa u pojedinim dijelovima industrijskih postrojenja, a koja nema utjecaja na proizvodni ciklus (u smislu da njeno generiranje ne prekida proizvodni proces) i koja se u pravilu (u slučaju nepostojanja sustava za njeno naknadno iskorištavanje, odnosno sustava za povrat otpadne topline) nepovratno oslobađa u okoliš. Pregledom literature s engleskog govornog područja može se uočiti nekonzistentna, često i nedovoljno jasna definicija ovog pojma. Nekonzistentnost se reflektira u upotrebi različitih sinonima za otpadnu toplinsku energiju: 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. Pritom se pojam minimiziranje [31] prvenstveno odnosi na poboljšanje učinkovitosti procesa/tehnologije u postrojenju³ dok se pojam povrata ili ponovne uporabe otpadne toplinske energije odnosi na njenu ponovnu uporabu, kako u postojećim procesnim jedinicama u postrojenju, tako i u drugim procesnim/energetskim sustavima u kojima je moguća (ali ne i nužna) njena transformacija u druge oblike energije (ovaj oblik uporabe otpadne topline autori u referencama [32] i [33] 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 zadatka njene reuporabe odnosno povrata.

U skladu s prethodno iznesem stavovima je i konstatacija Benedig-a [33], [34] da se u većini publikacija (autor navodi kao primjere reference [35] i [36]) 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-a i Johansson [37] kao “nusprodukt industrijskih procesa” (autori koriste sinonim *excess heat*) koji se trenutno ne koristi, ali koji može u budućnosti donijeti značajne benefite 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 konverzije i konverziju u druge oblike energije.

Sličan pristup ovom problemu uočava se i u seriji tehničkih izvješća US Department of Energy [38], [39], [40], 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

³U izvješću IEA iz 2008 [32] navodi da se primjenom najboljih raspoloživih tehnika i suvremenih tehnologija može uštedjeti od 18% do 36% primarne energije u industrijskim postrojenjima

gubitaka u različitim sektorima industrije SAD, obuhvatio je razvoj “Energy footprints”, koji je prikazan na slici 2.1 i objašnjen u nastavku ovog poglavlja.

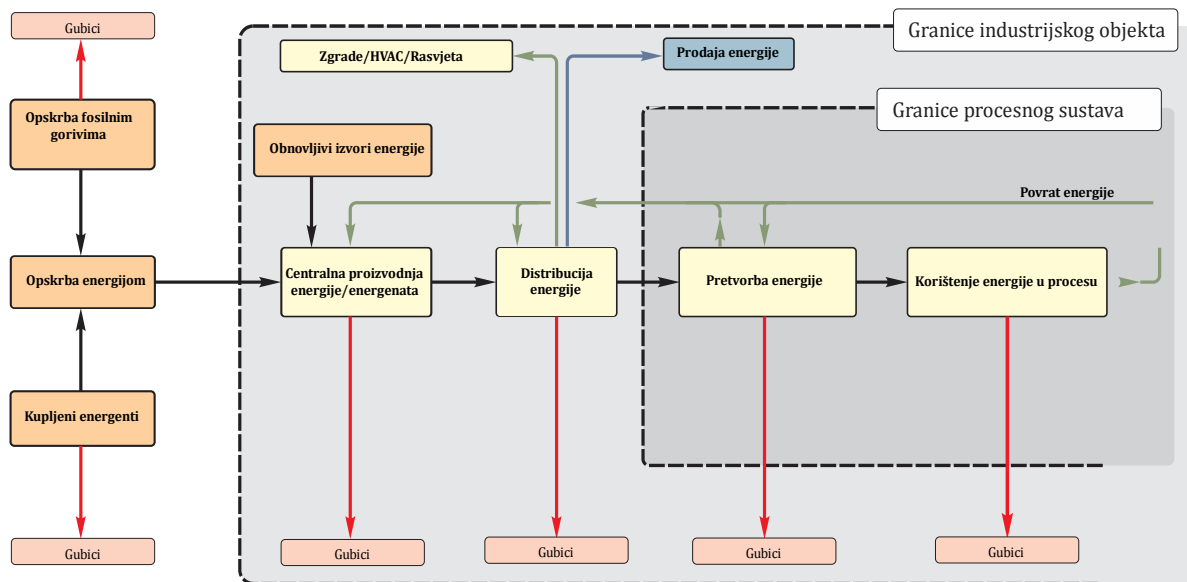
Na strani opskrbe (lijeva strana sheme), “the footprints” prikazuju detalje o energiji kupljenoj od vanjskih dobavljača, energiju proizvedenu u vlastitom proizvodnom pogonu (električnu i goriva koja su nusproizvodi procesa prerade) i višak električne energije koji se transportira u distribucijsku mrežu (prodaja energije). Na strani potreba (desna strana sheme unutar granica pogona), “the footprints” prikazuju gdje se i kako energija upotrebljava u tipičnom pogonu, od centralnih kotlova do procesnih peći i motora. Još važnije, “the footprints” identificiraju načine gubitka energije zbog niske energetske učinkovitosti opreme i distribucijskog sustava, unutar i izvan granica postrojenja. Gubici su kritični, budući predstavljaju neposredne mogućnosti za poboljšanje energetske učinkovitosti i smanjenje potrošnje energije kroz najbolje tehnike upravljanja energijom i poboljšanja energetskeg 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, u vlasništvu kompanija za distribuciju prirodnog plina i distributera goriva. Određene industrije proizvode nusprodukte i gorivo u svojim pogonima, to je također dio sustava opskrbe energijom (označene kao ponovna upotreba energije “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 (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 toplinske energije, procesne peći, pumpe, motori) gdje je energetska učinkovitost termodinamički i mehanički ograničena konstrukcijskim materijalima i dizajnom opreme. U određenim slučajevima, procesi za proizvodnju toplinske energije nisu locirani optimalno, blizu potrošača, te povrat viška energije može biti neekonomičan. Energija je ponekad izgubljena samo zato jer ne može biti spremljena. Energija je također izgubljena kada

otpadna toplinska energija iz procesa prerade nije ponovno upotrijebljena i kada otpadni nusproizvodi u obliku goriva nisu iskorišteni. “Energy footprint” u sektoru industrije za proizvodnju tekućih derivata prikazan je u poglavlju 3.



Slika 2.1. Mapiranje energetskegubitaka u generičkom industrijskom postrojenju, "Energy footprints" [38]

U nizu publikacija nastalih u periodu 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 [41]. 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, teoretskom 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 iskorištenja izvora otpadne toplinske energije, to jest onih koji zadovoljavaju teoretske kriterije s termodinamičkog aspekta (postojanje minimalnih temperaturnih razlika, razina toplinskih i strujnih gubitaka, *itd.*). Posljednji kriterij u hijerarhiji, odnosno ekonomski kriterij, daje krajnju ocjenu o ekonomskoj isplativosti iskorištenja otpadne toplinske energije uvodeći u razmatranje ekonomske kategorije kao što su cijena energije, period povrata investicija *itd.* Primjenom podataka iz široke ekspertske baze [42], [43], daju kvalitativnu gradaciju uzroka nedovoljnog iskorištenja potencijala kao i metoda za prikupljanje podataka, te potom 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 sljedećoj publikaciji [44] nalazi se pregled i ekonomska analiza najznačajnijih tehnologija za povrat otpadne toplinske energije. Prikazane tehnologije su klasificirane u grupu aktivnih i pasivnih tehnologija u ovisnosti o tome je li otpadna toplinska energija upotrijebljena izravno (na istoj ili nižoj temperaturi), odnosno je li transformirana 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 [45], autori geografski mapiraju potencijale za iskorištavanje otpadne toplinske energije u industriji, koristeći pritom podatke iz 33 države (6 pod-regija) i provode njihovu gradaciju putem dodatnih indikatora kao što su potrošnja energije u analiziranoj državi, udio industrijske potrošnje energije, udio energetske intenzivnih grana u industriji *itd.*

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 efikasniju reuporabu uključe i postulate II stavka termodinamike kao i metodu eksergijske analize.

U jednom od najcitiranijih radova [46], grupa autora toplinsku energiju generiranu u industrijskim procesima dijeli na visoko-kvalitetnu (engl. *high-grade heat*) i nisko-

kvalitetnu (engl. *low-grade heat*), u ovisnosti o tome dali 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 visoko-kvalitetnu i nisko-kvalitetnu toplinsku energiju autori uspostavljaju i hijerarhiju za poboljšanje energetske učinkovitosti postrojenja kroz zahvate recikliranja (*use*) visokokvalitetne toplinske energije u okviru procesa (smanjujući potrošnju energije reuporabom raspoložive visokokvalitetne toplinske energije), odnosno povrata (*recovery*) niskokvalitetne toplinske energije primjenom drugih energetske sustava, na primjer toplinske pumpe ili ORC sustava.

U radu [47] i [48] 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 neto eksergije izvora nakon provedene Integracije procesa (korištenjem pinch analize) pri čemu su definirani i termini resurs (engl. *resource*) otpadne toplinske energije, a koja predstavlja teoretski potencijal otpadne toplinske energije i pričuva (engl. *reserve*) otpadne toplinske energije koja je u funkciji izabrane tehnologije i ekonomskih ograničenja.

Autori u radu [47] naglašavaju opravdanost upotrebe metoda Integracije procesa u postupku reuporabe otpadne toplinske energije u prethodno navedana dva rada, ali također naglašavaju i nužnost proširenja "baze" potencijalnih izvora izvan granica tehnološko-procesnog sustava. Autori u razmatranje izvora uključuju i energetski sustav postrojenja i takozvani *Total Site Integration* pristup. Zaključak njihovog istraživanja je da izabrana metodologija predstavlja relativno jednostavan i jeftin način za ukupnu redukciju potrošnje primarne energije u sustavu.

Monney [31] i koautori koriste metodu Integracije procesa (pinch metoda) u kombinaciji s eksergijskom analizom, matematičkom optimizacijom i heurističkim

metodama za razvoj programa "Općeg pristupa u menadžmentu niskokvalitenom energijom" (engl. *General Approach to Low Grade Energy Management – GALGEM*). Arzbaecher i koautori u radu [47] 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 efikasno iskorištavanje otpadne toplinske energije u industriji.

U nedavno publiciranoj studiji [48], Zulfer Utlu predstavlja teoretsku analizu mogućnosti za povrat otpadne toplinske energije (primjenom energetske i ekssergijske analize procesa), kao i pregled praktičnih industrijskih aplikacija u Turskoj u periodu od 1990. do 2011. godine. Obradeni 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 [49] u nedavno objavljenom radu predlažu integrirani pristup, sastavljen od metoda statističke kalkulacije, simulacije i matematičke optimizacije za identifikaciju i kvantifikaciju potencijala otpadne toplinske energije. Teoretske postavke pristupa demonstrirane su na proučavanju slučaja, postrojenju automobilske industrije za strojnu obradu materijala. Sveobuhvatan pregled metodologija i tehnologija povezanih s problemom otpadne toplinske energije prezentiran je i u publikaciji Kumara i Karimi-a [50]. Njihov revijalni rad sadrži šest cjelina u kojima su sistematski kategorizirana relevantna istraživanja o specijaliziranim termodinamičkim ciklusima, izboru radnih fluida u ciklusima, termodinamičkim analizama baziranim 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 modernih optimizacijskih

metodologija (Artificial neural networks, Fuzzy Logic and Genetic Algorithms) i parametarskih optimizacijskih metoda (Taguchi's Method I Graph theory).

Huang i koautori u [51] definiraju koncept industrijske otpadne toplinske energije kao "održivost" potencijalnih izvora u smislu njihovog dugoročnog korištenja putem tehnologije za povrat identificiranih resursa („unutrašnja“ i „vanjska“ reupotreba "aktivnih" i „pasivnih“ izvora otpadne toplinske energije). Autori putem generičkog dijagrama vrše klasifikaciju tehnologija za povrat toplinske energije i detaljno prikazuju aspekte upotrebe toplinskih pumpi, izmjenjivača toplinske energije, 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 formata publiciran je i od strane Saha-e i Chakraborty-a [52] pri čemu autori usmjeravaju istraživanja na tehnologije povrata toplinske energije putem konverzije u električnu energiju u više sektora industrije u Indiji kao i u radovima [53] i [54].

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 benefitima zaštite okoliša i uštedama energije, korištenje izvora otpadne toplinske energije ovisi 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 (< 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, kao i prirodnog plina. Nafta ima značajan udio u svjetskoj potrošnji energije, i kreće se u rasponu od 32% u Europi i Aziji do visokih 53% na bliskom istoku [55].

Naftna industrija se uobičajeno dijeli na tri glavna sektora:

- Istraživanje i proizvodnja (eng. Upstream),
- Transport, spremnici i veleprodaja nafte i naftnih proizvoda (eng. Midstream)
- Prerada nafte (eng. Downstream), marketing i distribucija naftnih proizvoda

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 UNP. Rafinerijska industrija je kroz zadnjih nekoliko desetljeća doživjela značajne promjene u dinamici tržišta, dostupnim resursima i napretku tehnologije [56]. 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 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 kompanija i njihovoj strukturi, koje će biti nužne za konkurentnost na tržištu. Razvoj i upotreba novih tehnologija koje bi se trebale nositi s budućim izazovima je prema tome osnova za postizanje profitabilnog poslovanja.

3.1. Karakteristike naftne industrije u Republici Hrvatskoj

Prema klasifikaciji poduzetnika, proizvodnja rafiniranih naftnih proizvoda (i koksa) u Republici Hrvatskoj obuhvaća 18 trgovačkih društava, koja su tijekom 2012. godine ostvarila ukupan prihod od 1,6 milijardi kuna, uz dobit od oko 100 milijuna kuna [57].

INA – Industrija nafte d.d. Zagreb, hrvatska naftna kompanija sa sjedištem u Zagrebu, kao najveće trgovačko društvo u ovom sektoru, generira gotovo cijeli izvoz, uvoz i investicije sektora. INA je osnovana 1963. pod nazivom Kombinat za naftu i plin, nastala je spajanjem poduzeća za istraživanje i proizvodnju nafte i plina Naftaplina (osnovanog 1952), Rafinerije nafte u Rijeci (osnovana 1883) i Rafinerije nafte u Sisku (osnovana 1927). Tvrtka je 1964. g. promijenila ime u INA – industrija nafte [58]. 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 [59]. Nekoliko značajnih parametara o naftnoj industriji hrvatske [22] predstavljene su u Tablicama 3.1 i 3.2.

Tablica 3.1. Energetske bilance tekućih goriva u Republici Hrvatskoj, 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, [22]

Tablica 3.2. Energetske bilance tekućih goriva u Republici Hrvatskoj, 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				
Bruto 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, [22]

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

Osnovna sirovina u rafinerijama nafte, sirova nafta (kasnolat. naphtha < grč. $\nu\alpha\varphi\theta\alpha$ < perz. Naft, eng. *petroleum, crude oil*) [60] je tamno-zelena ili crno-smeđa fluorescentna supstanca tekuće do polukrute konzistencije [61] koja ovisno 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 [62].

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) [63], [64]. 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 [65]. 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 [66], [67]. Ovo pitanje je u posljednje vrijeme aktualizirano uzimajući u obzir rastući trend prerade nafte s visokim sadržajem neugljikovodičnih spojeva [56], [68]. Točan udio komponenti u smjesi nafte varira ovisno 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 [69], udio komponenti u njihovom elementarnom sastavu ne pokazuje veće varijacije: udio ugljika se uglavnom nalazi u rasponu 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 rasponu 15% ÷ 60%
- Ugljikovodici naftenskog karaktera, zasićeni, s jednim ili više prstena, čiji je sadržaj u rasponu 30% ÷ 60%,

- Ugljikovodici aromatskog karaktera, s jednim ili više aromatskih prstena, čiji je sadržaj u rasponu 3% ÷ 30%,
- Asfaltne komponente, čiji je sadržaj oko 6%,
a u produktima 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 [70]:

- Kemijskom sastavu frakcija koje isparavaju u opsegu 250 °C ÷ 300 °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 zasnovana 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 kg/m³) imala gustoću >34°API, srednje teška (854,1kg/m³ do 933,1 kg/m³) od 34°API do 20°API i teška nafta (gustoća veća od 933,1 kg/m³) < 20°API. Budući je gustoća nafte funkcija njezina sastava, ta klasifikacija razlikuje tri osnovne skupine: nafta parafinske baze (30°API do > 40°API), nafta miješane baze (20°API do 40°API) i nafta naftenske baze (33 do < 20°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 [56], [71], [72], [73], početak komercijalne proizvodnje naftnih proizvoda i izgradnju prvih rafinerijskih postrojenja smješta u period 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	Visbreaking	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	Hidrodosulfurizacija	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 dizela iz teških frakcija (ostataka)	Teški ostaci

Izvor podataka: [56]

Prvotna postrojenja su se bazirala na cikličkom procesu atmosferske destilacije, pri čemu su se procesi ponavljali na različitim temperaturama u cilju dobivanja različitih

frakcija (glavni proizvod je bio petrolej). Kao izuzetno važna karika u konsolidaciji i snažnom napretku naftne industrije tog perioda smatra se prijelaz na kontinuirani tip proizvodnog procesa [74], kao i osnivanje kompanije Standard Oil Co. od strane John D. Rockefeller-a koja i danas kontrolira 90% rafinerijskih kapaciteta u SAD [75]. Nakon postepenog razvoja u sljedećih 100 godina [76], kako je prikazano u Tablici 3.3 [56], proizvodni proces u rafinerijama nafte u zadnjih 20 godina postaje sve složeniji, budući da 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.

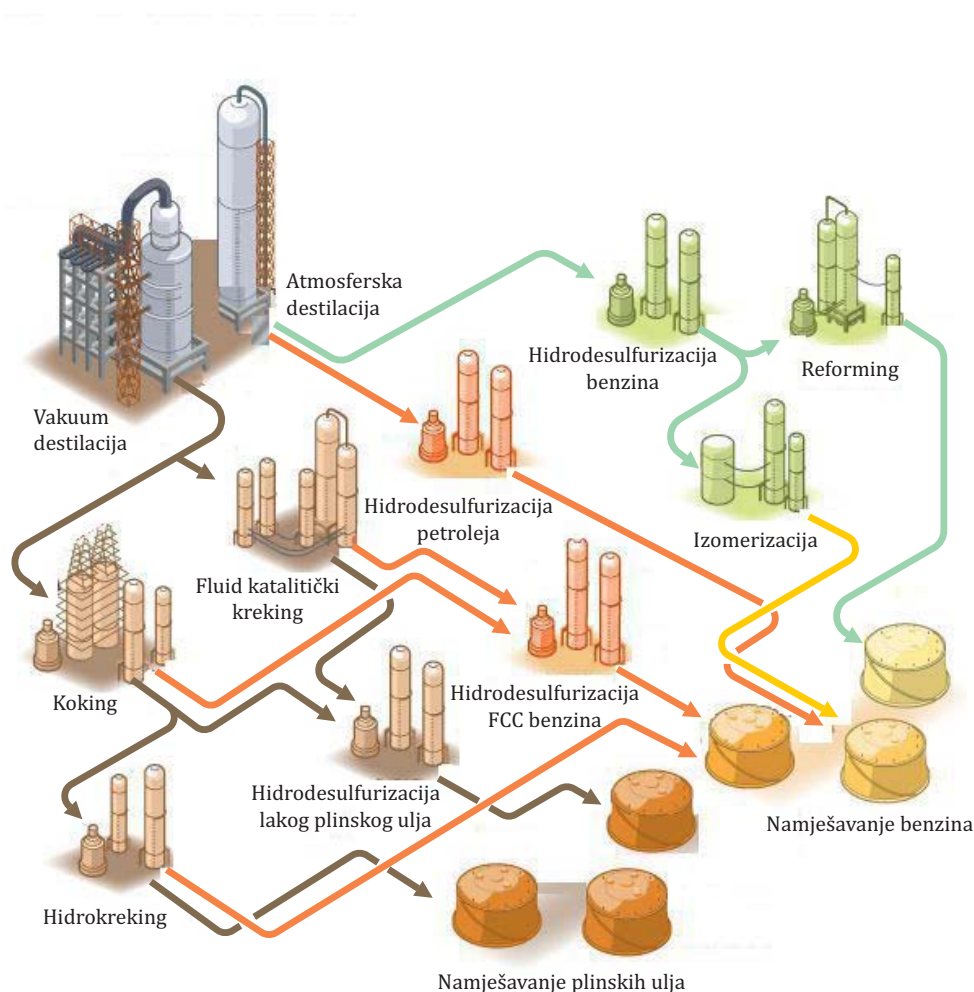
U daljem tekstu ovog poglavlja, definirani su osnovni procesi prerade nafte, a napravljen je i kratak pregled najznačajnijih proizvoda naftne industrije (od kojih se većina i proizvodi u objektu istraživanja, Rafineriji nafte Sisak). U nastavku su opisani najznačajniji tipovi rafinerija, a kao uvod u analizu objekta istraživanja, definirani su i najznačajniji energetske resursi modernih rafinerijskih postrojenja. U zadnjem dijelu poglavlja opisan je proizvodni ciklus u Rafineriji nafte Sisak i provedena analiza potrošnje energije s ciljem identificiranja dijela postrojenja u kojem se kroz redizajn može doprinijeti značajnom poboljšanju ukupnih performansi postrojenja.

3.3. Proces 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 efikasne proizvodnje široke palete poluproizvoda i gotovih proizvoda. U praksi se rafinerija konfigurira ovisno o karakteristikama dostupnih sirovina kao i planovima proizvodnje odnosno ciljanim proizvodima⁴. Osnovni procesi modernog rafinerijskog

⁴U zadnjih nekoliko desetljeća, Europske rafinerije su bile usmjerene na maksimiziranje proizvodnje dizelskog goriva, dok su američke bile usmjerene prema maksimalnoj proizvodnji motornih benzina.

postrojenja mogu se podijeliti u pet osnovnih cjelina [61], [62], od kojih su najznačajnije prikazane na slici 3.1.⁵



Slika 3.1. Osnovni procesi u rafineriji nafte

1. Separacijski procesi, putem kojih se vrši odvajanje frakcija nafte prema molekularnoj masi i rasponu 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 jediničnih operacija: atmosferske, vakuum, ekstrakcijske i azeotropne destilacije te destilacije vodenom parom, apsorpcije, adsorpcije, desorpcije, ekstrakcije, kristalizacije itd.

⁵Moderna 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.

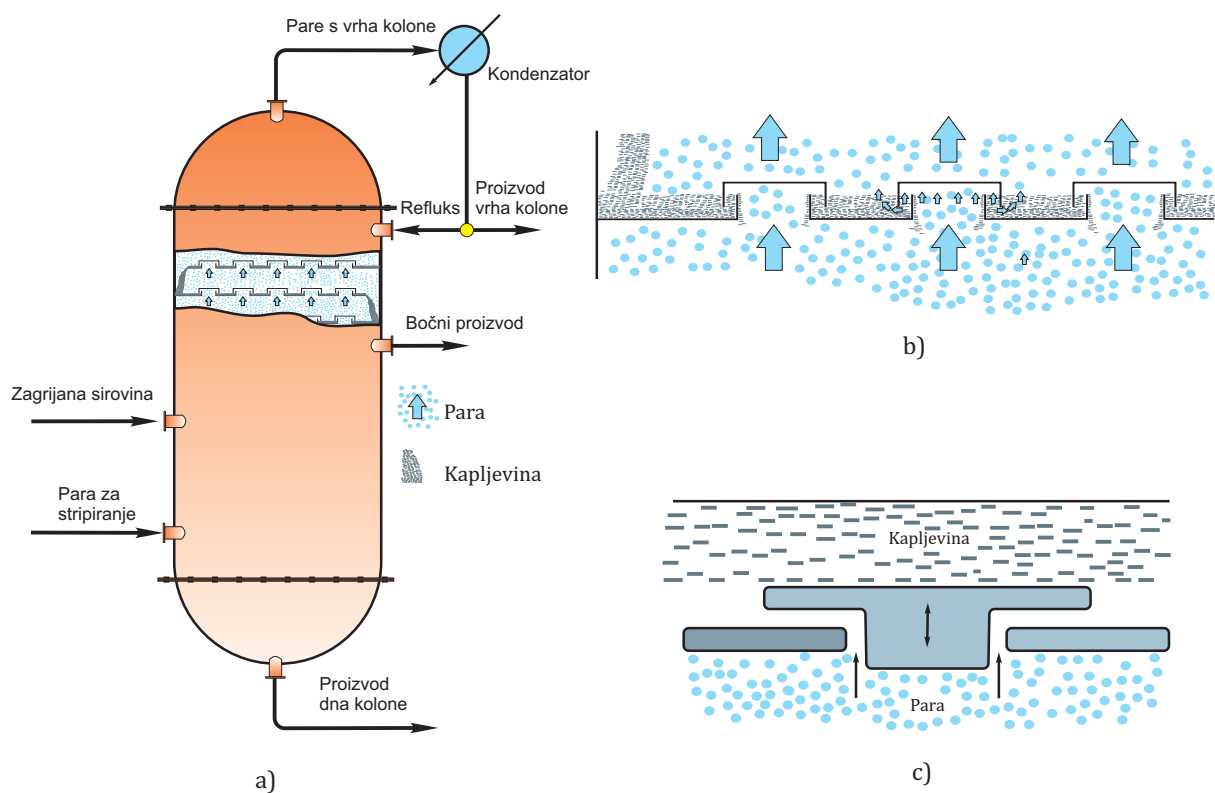
Odvajanje frakcija nafte se vrši u postrojenju za destilaciju i to u koloni za atmosfersku destilaciju⁶ (Atmosferska kolona, AK), a ostatak iz procesa atmosferske destilacije (najteže frakcije nafte) se uvodi u kolonu sa sniženim tlakom (Vakuum kolona, VK), u kojoj se snižavaju vrelišta preostalih težih sastavnica ostatka atmosferske destilacije. Sirova nafta se prije ulasku u postrojenje za destilaciju prvo predgrijava u izmjenjivačima toplinske energije, preuzimajući energiju od toplih frakcija nafte koje dolaze iz atmosferske kolone 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 procesnog toka⁷. Nafta pripremljena za preradu, cjevovodom se transportira do izmjenjivača toplinske energije (IT) u kojem se dalje predgrijava i zatim uvodi u procesnu peć u kojoj se zagrijava na temperaturu destilacije 340 °C do 360 °C.

Zagrijana nafta, pretežno u parovitom stanju, izlazi iz peći i ulazi u kolonu za atmosfersku destilaciju. 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 se kreću u smjeru prema gore, u koloni prolaze kroz kapljevitu fazu ugljikovodika na podovima (tavanima ili pliticama), a kapljevita faza se s jednog poda na drugi pod, kreće u smjeru prema dolje kroz kolonu, dakle suprotno kretanju para ugljikovodika (Slika 3.2a). Osnovni proces frakcionacije se odvija na podovima. Na slici 3.2b je prikazan pod s ventilima i raspored faza ugljikovodika. Ventili se otvaraju kad tlak parne faze koja se nalazi ispod poda, naraste na razinu iznad tlaka koji djeluje na

⁶Iako 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.

⁷Ovaj korak je iznimno bitan jer nečistoće i višak vode iz SN 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 energetske učinkovitost postrojenja.

ventil s gornje strane (Slika 3.2c). 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, te višak kapljevite faze preko preljeva odlazi na donji tavan. Kapljevita faza koja se kreće s bilo kojeg poda na niži pod, dolazi na višu temperaturu na kojoj isparavaju lakši ugljikovodici, čime se njihova koncentracija u kapljevitoj fazi (koja silazi na niži pod) smanjuje. S druge strane, pare ugljikovodika koje se s bilo kojeg poda kreću 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 efikasnijeg 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 povratni tok (refluks).



Slika 3.2 Pojednostavljeni prikaz procesa destilacije u atmosferskoj koloni:

a) Presjek kolone, b) Podovi (tavan ili plitica) s ventilima i c) Ventil na tavanu i raspored faza

S određenih podova kolone, odvode se bočne frakcije, a s dna kolone se odvodi ostatak atmosferske destilacije (teške frakcije nafte). Bočne frakcije iz kolone se odvode 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 [61]. Bočne frakcije se potom odvode preko izmjenjivača topline (gdje se hlade) u skladišta, otkud se transportiraju u postrojenja za sekundarnu preradu.

S vrha kolone za atmosfersku destilaciju 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, odvodi u apsorber. U apsorberu se kiseli loživi plin i kapljevita faza vršne frakcije kolone za atmosfersku destilaciju kreću 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, zagrijava se preuzimajući toplinsku energiju od produkata kolone za atmosfersku destilaciju nakon čega se odvodi u kolonu za odvajanje propana i butana (stabilizator benzina) čija se smjesa naziva ukapljeni naftni plin.

Stabilizirani benzin se zatim odvodi 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 $T > 380$ °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 nafte⁸, u kojima dolazi do mijenjanja veličine i/ili strukture molekula ugljikovodika kemijskim putem. Konverzija se vrši putem:

- Dekompozicije, razbijanjem većih molekula u manje s nižim temperaturama isparavanja (parno i katalitičko kreiranje, hidrokreiranje te koking i lom viskoznosti kao posljedice termičkog kreiranja),
- Unifikacije, izgradnjom većih molekula iz manjih u procesima alkilacije, polimerizacije i drugim procesima (alkilacija, oligomerizacija, polimerizacija) i
- Reformiranjem, promjenom geometrijske strukture molekula ugljikovodika, u procesima izomerizacije, katalitičkog reforminga i drugim procesima.

Termičko kreiranje se zasniva na termičkoj nestabilnosti ugljikovodika pri zagrijavanju na temperature veće 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 kreiranja utječu tlak i vrijeme. Kao sirovina za termički krekning, koriste se laki ostaci parafinskih nafti koji sadrže najmanje smole od kojih nastaje koks, dok su produkti: plin, benzin, plinsko ulje i koks. Najznačajniji procesi termičkog kreiranja su: lom viskoznosti (visbrejking) putem kojeg se smanjuju viskoznost i točka tečenja destilacijskih ostataka u cilju poboljšanja kvalitete loživih ulja, i koking, proces za dobivanje vrjednijih proizvoda iz destilacijskih ostataka, uz proizvodnju koksa.

Katalitičko kreiranje spada u suvremenije postupke kreiranja i zastupljenije je od termičkog kreiranja. 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

⁸Sekundarnim procesima se povećava iscrpak na kvalitetnijim proizvodima, poboljšava se kvaliteta primarnih destilata (povećanje oktanskoga broja benzina, cetanskoga broja dizelskoga goriva i toplinske postojanosti, 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).

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 kreiranja mogu biti vakuum plinska ulja, teško plinsko ulje iz atmosferske destilacije, plinska ulja dobivena procesima termičkog kreiranja, a dodaju se i manji udjeli ostataka destilacije. Proizvodi procesa katalitičkog kreiranja su frakcije benzina, ukapljenog naftnog plina i cikličkog ulja, a uglavnom se koriste kao komponente za namješavanje gotovih proizvoda. Najzastupljeniji proces katalitičkog kreiranja je proces u fluidiziranom katalitičkom sloju (eng. Fluidized Catalytic Cracking, FCC).

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 konverzije 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 opsegu 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. Naime, pored zasićenih ugljikovodika, kao produkti kreiranja i reformiranja, nastaju i nezasićeni ugljikovodici i to: 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, hidrogenitrifikacija, hidrodeoksigenacija, 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 ovisno 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. Najvažnije svojstva motornog benzina su oktanski broj, isparljivost i tlak para. Često se koriste aditivi s ciljem poboljšanja performansi i osiguravanja zaštite protiv oksidacije i formiranja 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 namještava 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, temperatura tečenja, poželjno je čisto gorenje bez formacije 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, 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

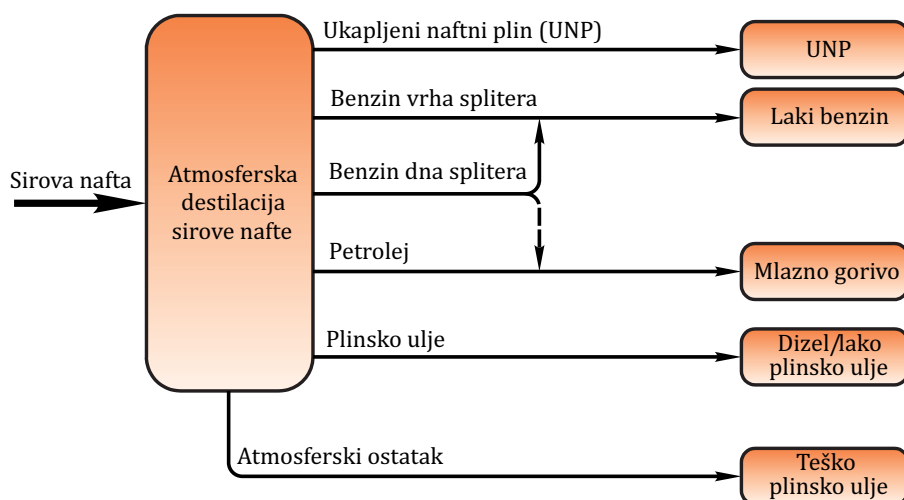
petrokemijsku industriju, gdje se upotrebljavaju u proizvodnji plastike, sintetičkih vlakana i drugih proizvoda.

- **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

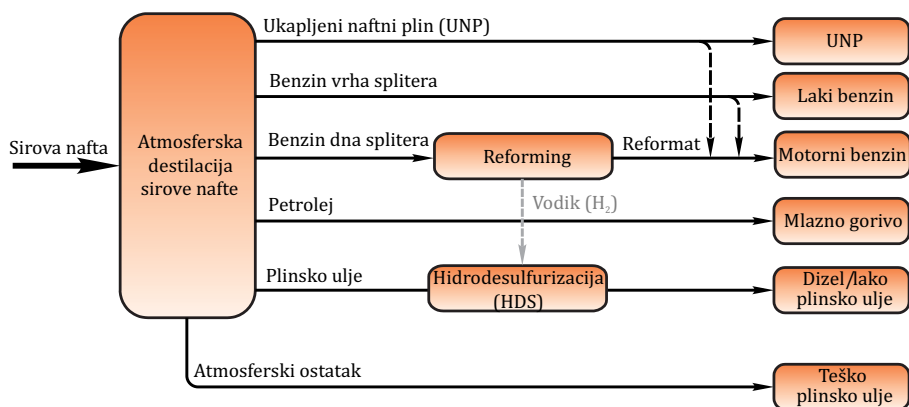
U suvremenim postrojenjima za preradu nafte ne postoji jedinstvena shema proizvodnog procesa i kapaciteta procesnih jedinica, već se on uglavnom usklađuje shodno mnogobrojnim utjecajnim faktorima. Tako, u rafinerijama orijentiranim na maksimiziranu proizvodnju motornih benzina postoji potreba za velikim 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 [56], [77], 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, u praksi su široko bile 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 Atmosferskoj koloni, 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 energetske medija, dok se u nešto kompleksnijoj „Hydroskimming“ rafineriji, proizvodnom ciklusu 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).



Slika 3.4 „Hydroskimming“ rafinerija

Porast cijena nafte početkom 70-tih godina prošlog stoljeća, uvjetovao je preraspodjelu cijena derivata i porast iscrpaka visokovrijednih „bijelih“ derivata (Motorni benzini i dizelska goriva), koji su ujedno i poskupjeli dok su tzv. „crni“ derivati tj. ulja za loženje pojeftinili. To sve je uvjetovalo razvoj Kompleksnih rafinerija, koje su u svom sastavu zadržale sve procese jednostavnih rafinerija, uz uključivanje procesa za

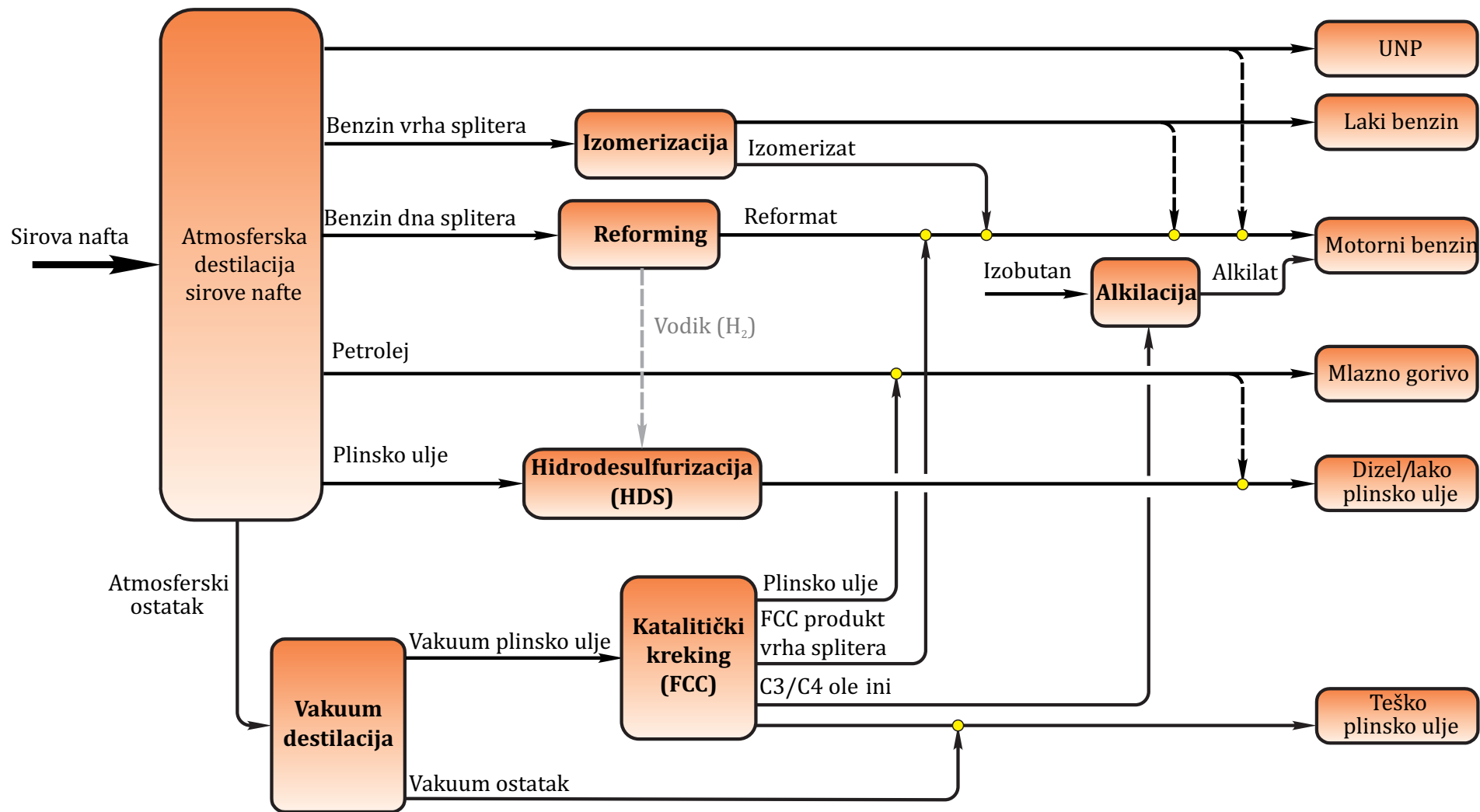
konverziju atmosferskog ostatka: Vakuum destilaciju, hidrodeshulfurizaciju vakuum plinskih ulja, katalitički kreking (FCC) s alkilacijom, Visbrejking.

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 hidrodeshulfurizacije iz vakuum plinskih ulja dobiva sirovina za proces katalitičkog krekinga, što je preduvjet za proizvodnju motornih benzina bez sumpora.

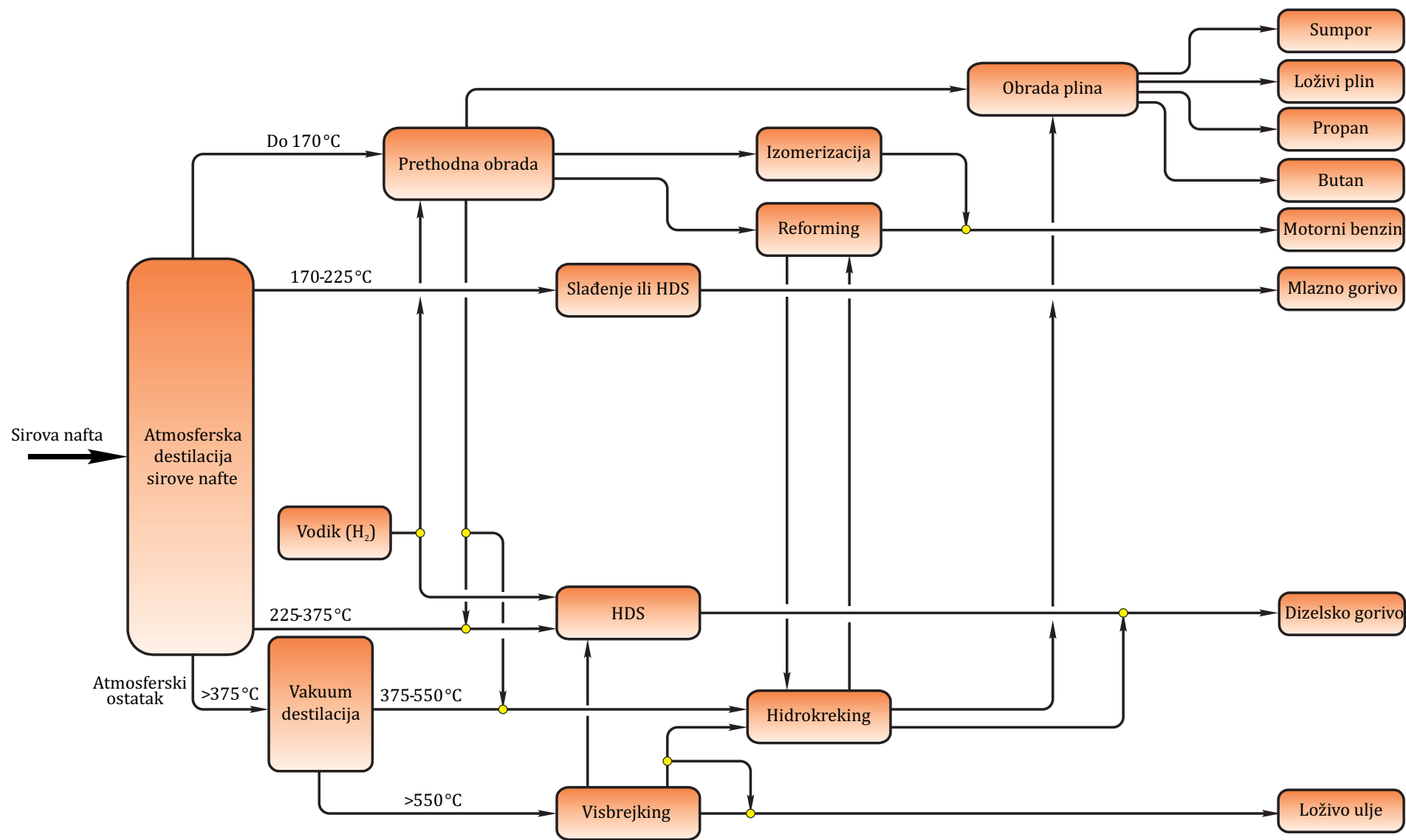
Kompleksne rafinerije koje u svom sastavu umjesto procesa katalitičkog krekinga s alkilacijom, imaju procese hidrokrekinga i izomerizacije, orijentirane su na proizvodnju većih količina plinskog ulja. Proces izomerizacije je nužan zbog povećanja oktanske vrijednosti lakog benzina, koji bi inače završio 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 konverziju 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.

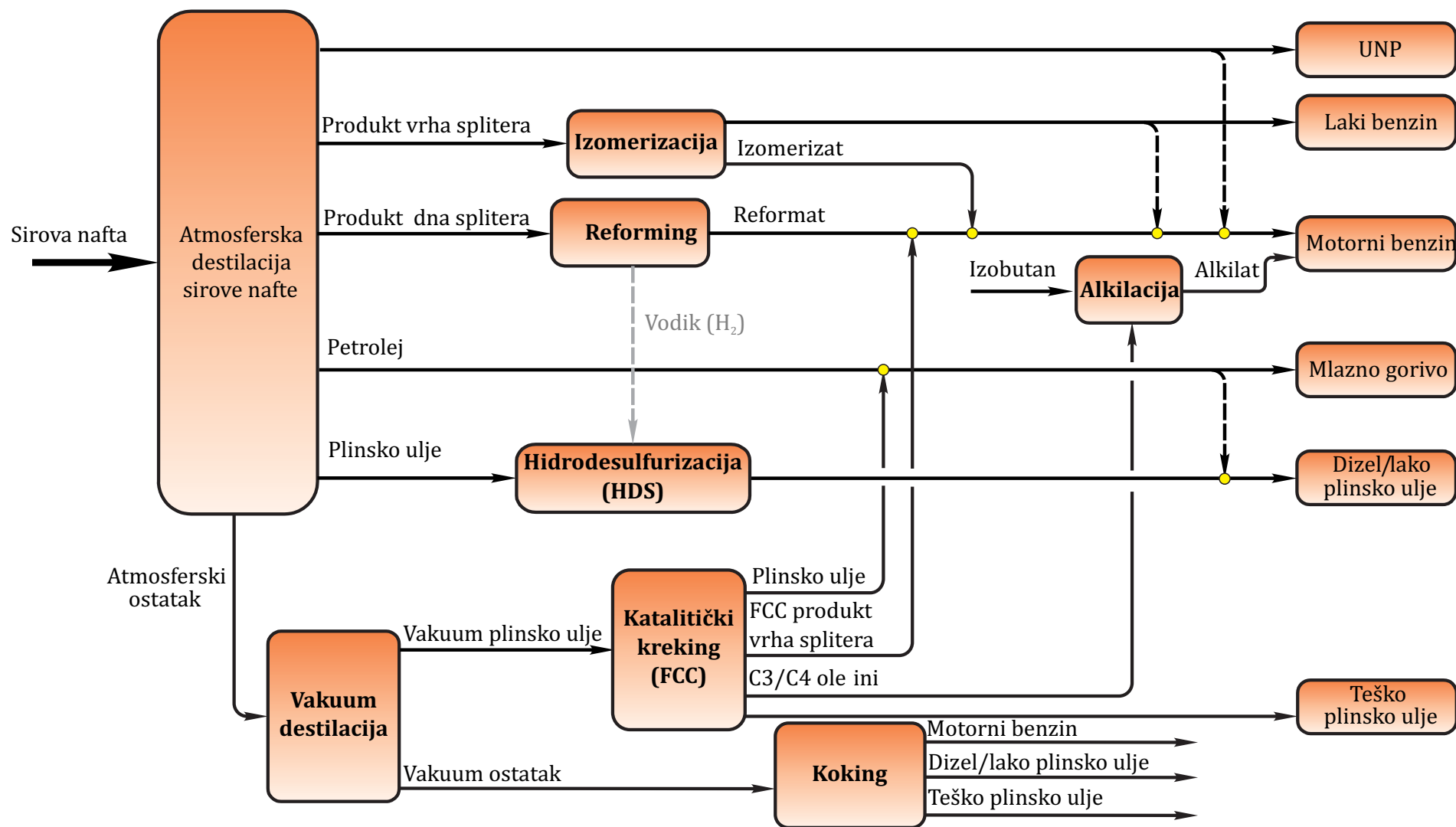
Početak 2000.g. počinju se u Europi primjenjivati stroge norme glede kvalitete naftnih proizvoda (sadržaj sumpora) kao i emisija štetnih spojeva vezano za zaštitu okoliša (sumporni, dušikov i ugljikovi spojevi). Te norme uvjetuju uvođenje novih procesa u tehnološke sheme rafinerije te smanjenje proizvodnje 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 IGCC. Rafinerija duboke konverzije, koja u svom sastavu ima proces hidrokrekinga vakuum ostatka prikazana je na slici 3.8.



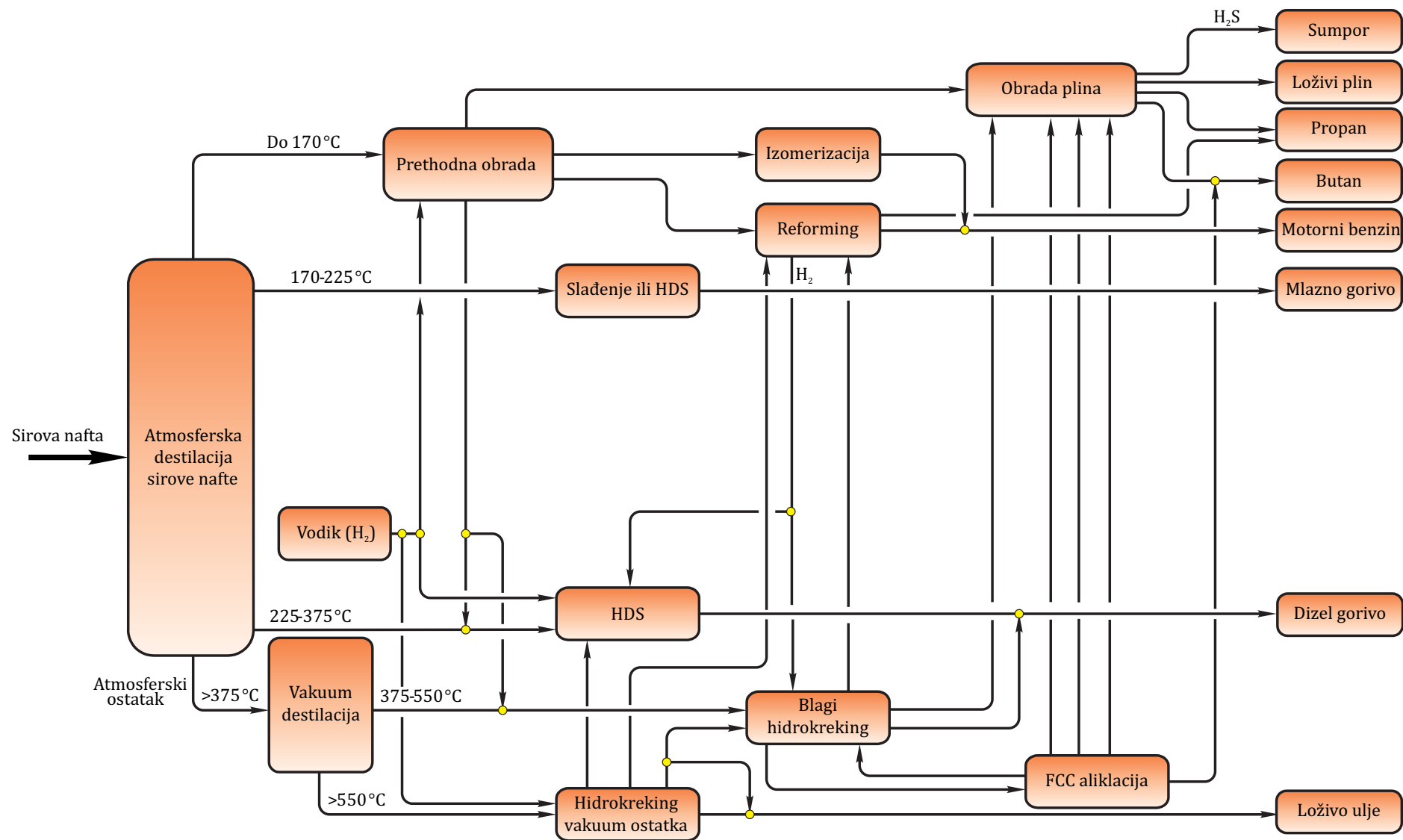
Slika 3.5. Rafinerija s katalitičkim krekingom i alkilacijom



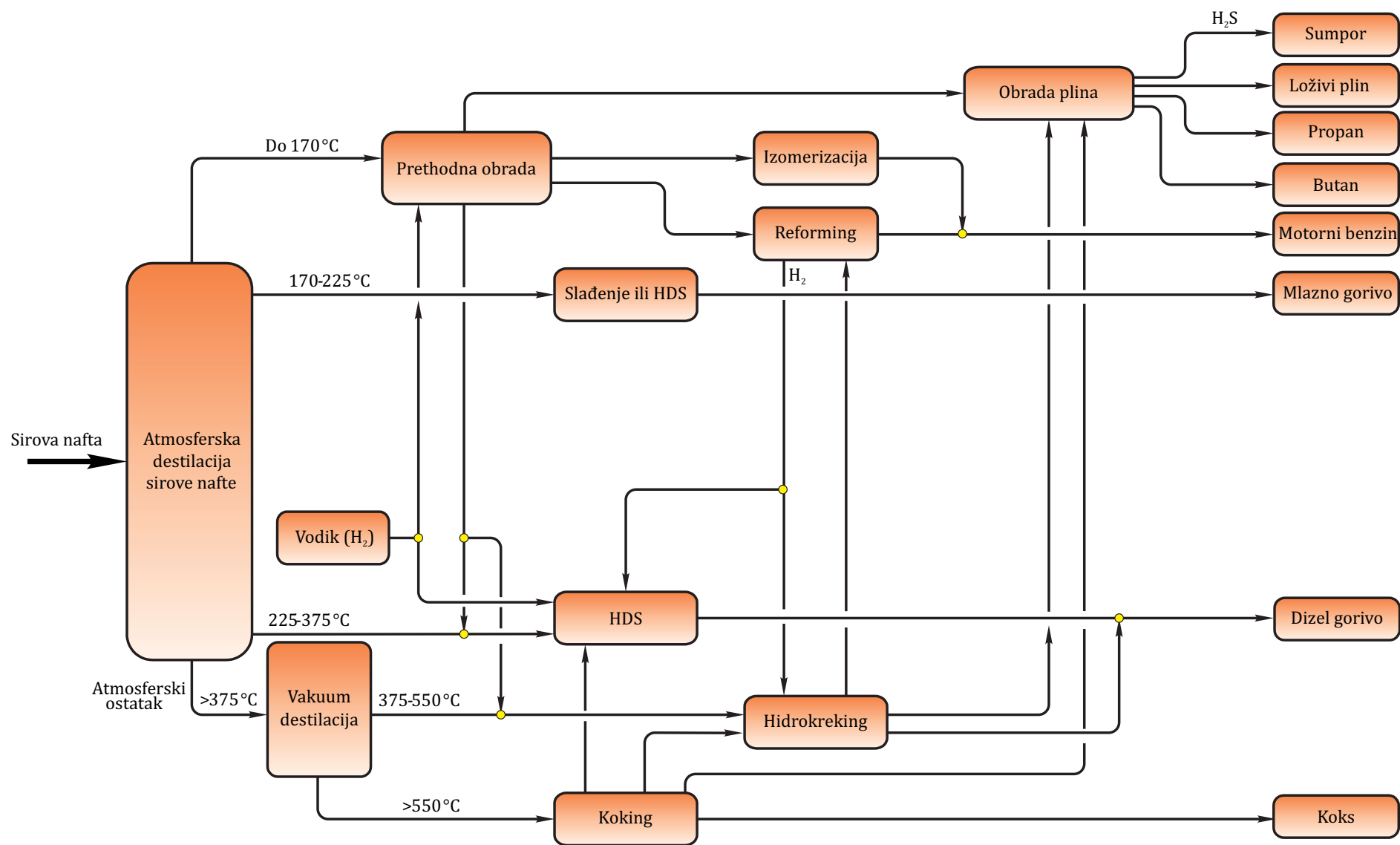
Slika 3.6 Rafinerija s Hidrokrekingom i Izomerizacijom



Slika 3.7. Rafinerija s kokingom



Slika 3.8. Rafinerija s hidrokrekingom vakuum ostatka



Slika 3.9. Rafinerija s kokingom vakuum ostatka

Ovakva rafinerija proizvodi minimalne količine ulja za loženje (oko 5,0%) sa sadržajem sumpora ispod 1,0% m/m 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 prikazano 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 vakuum destilaciju, pa se jedan dio vakuum ostatka koristi za proizvodnju bitumena, ovisno 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 (EIA) iz 2010. godine iznosi se podatak da potrošnja energije predstavlja 43% ukupnih operativnih troškova rafinerije nafte [78], dok se u izvješću CONCAWE [79] 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 energetske intenzivnih postrojenja, potrebe za energijom u modernim rafinerijama nafte (uglavnom toplinskom i značajno manje električnom

energijom) uglavnom se podmiruju iz vlastitih energetske izvora u postrojenju, a samo djelomično se pokrivaju nabavom od lokalnih distributera energije [80]. Osnovni energenti za podmirivanje potreba, su goriva, tj. poluproizvodi i proizvodi procesa prerade nafte (po nekim autorima više od 80% [81]), 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 [82]⁹, u modernim rafinerijama nafte nije moguće kreirati univerzalni algoritam potrošnje energije za vlastite potrebe, već se on uglavnom bazira na individualnim procjenama. Neke od tih procjena predstavljene su u nastavku ovog poglavlja.

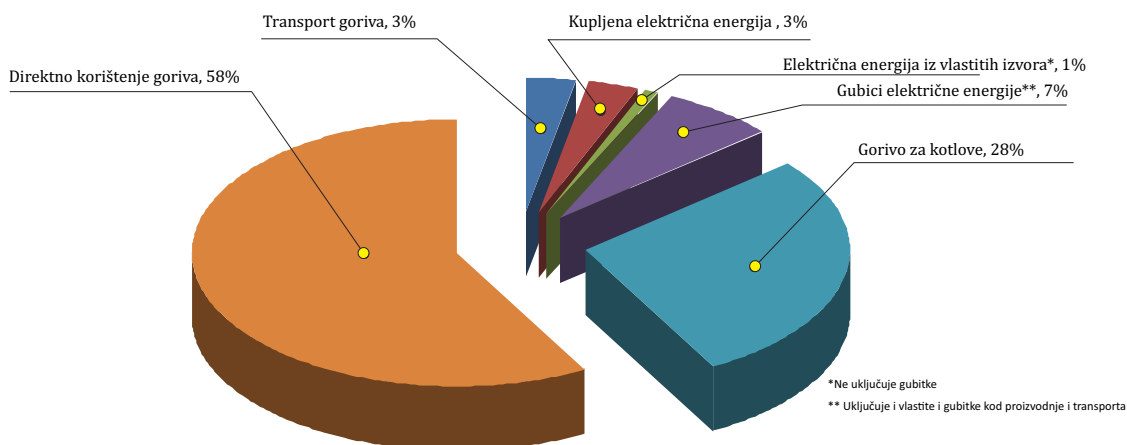
U studiji [83], autori procjenjuju da sveukupni troškovi zbog vlastite potrošnje energije u tipičnoj rafineriji predstavljaju oko 40% ukupnih operativnih troškova potrebnih za funkcioniranje proizvodnog ciklusa. Po njihovim proračunima proizvodnja i upotreba najzastupljenijeg energenta, toplinske energije, 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 [84], analiziraju udjele najznačajnijih energenata u pokrivanju vlastite potrošnje energije u rafinerijama nafte u SAD. Po njima rafinerijski plin (sa 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 [85] procjenjuju da je količina te dodatne nafte u rasponu od 7% do 15% od ukupne prerade nafte u rafinerijskim procesima.

Detaljniji presjek ukupne vlastite potrošnje goriva u rafinerijama nafte (istraživanja ograničena na rafinerije nafte u SAD) predstavljen je u studiji [38]. 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

⁹Petrick i Pellegrino u [82] 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.

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.



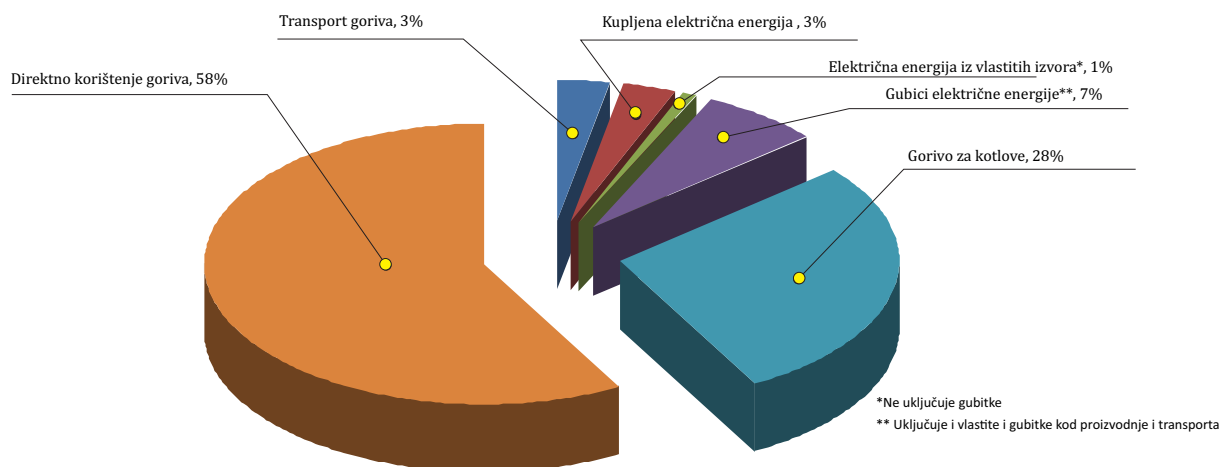
Slika 3.10 Korištenje primarnih izvora energije u rafinerijama nafte u SAD: 4000 PJ

Izvor podataka [38]

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 događaju 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 putem kogeneracijskih postrojenja u kojima proizvode gotovo 30% svojih potreba. Razlog za to je da se pri proizvodnji i potrošnji toplinske energije u rafinerijskim procesima 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.

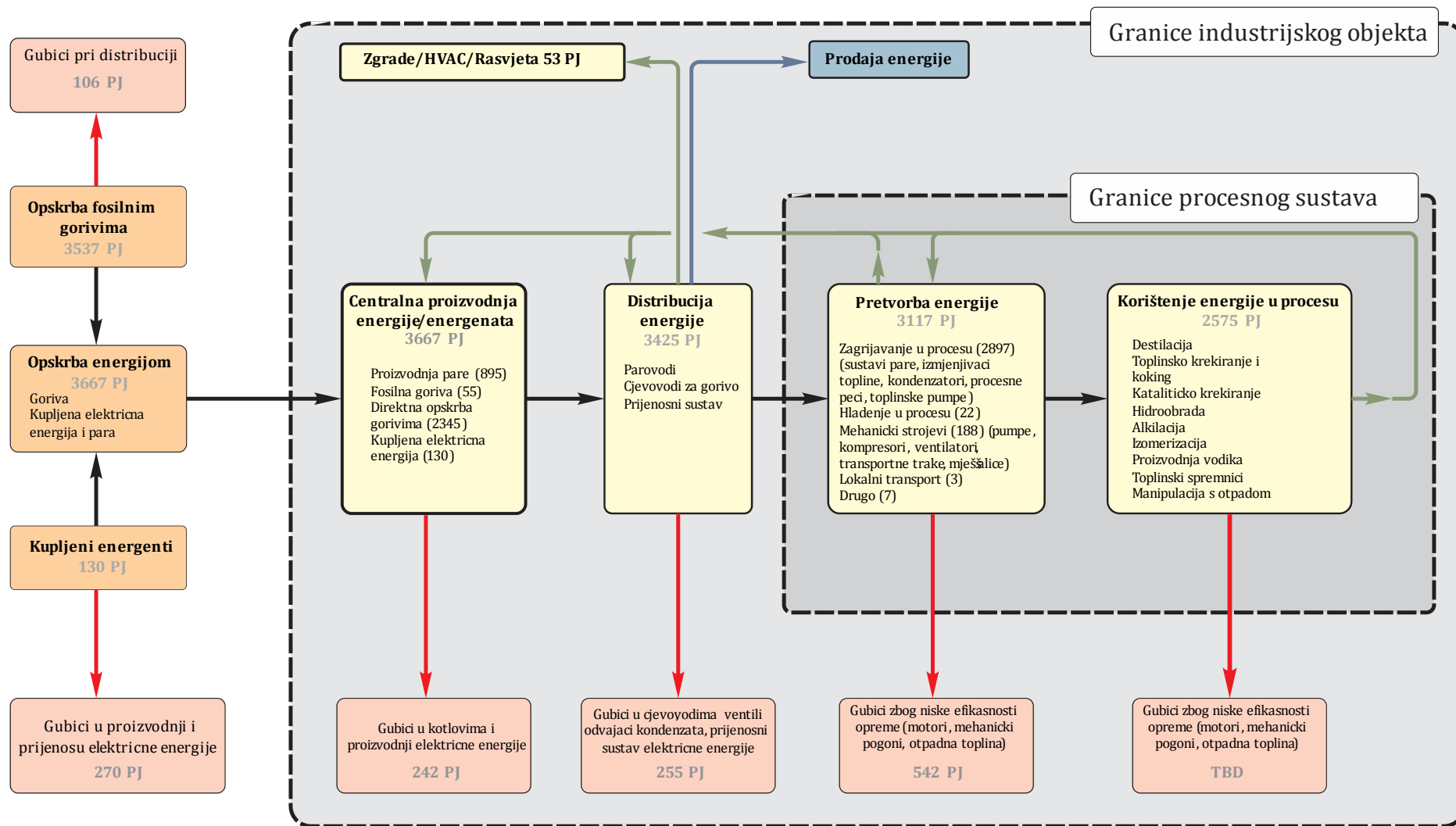


Slika 3.11. Struktura potrošnje energije u rafinerijama nafte: Ukupna potrošnja goriva i el.en. $3,7 \times 10^6$ TJ
Izvor podataka [38]

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

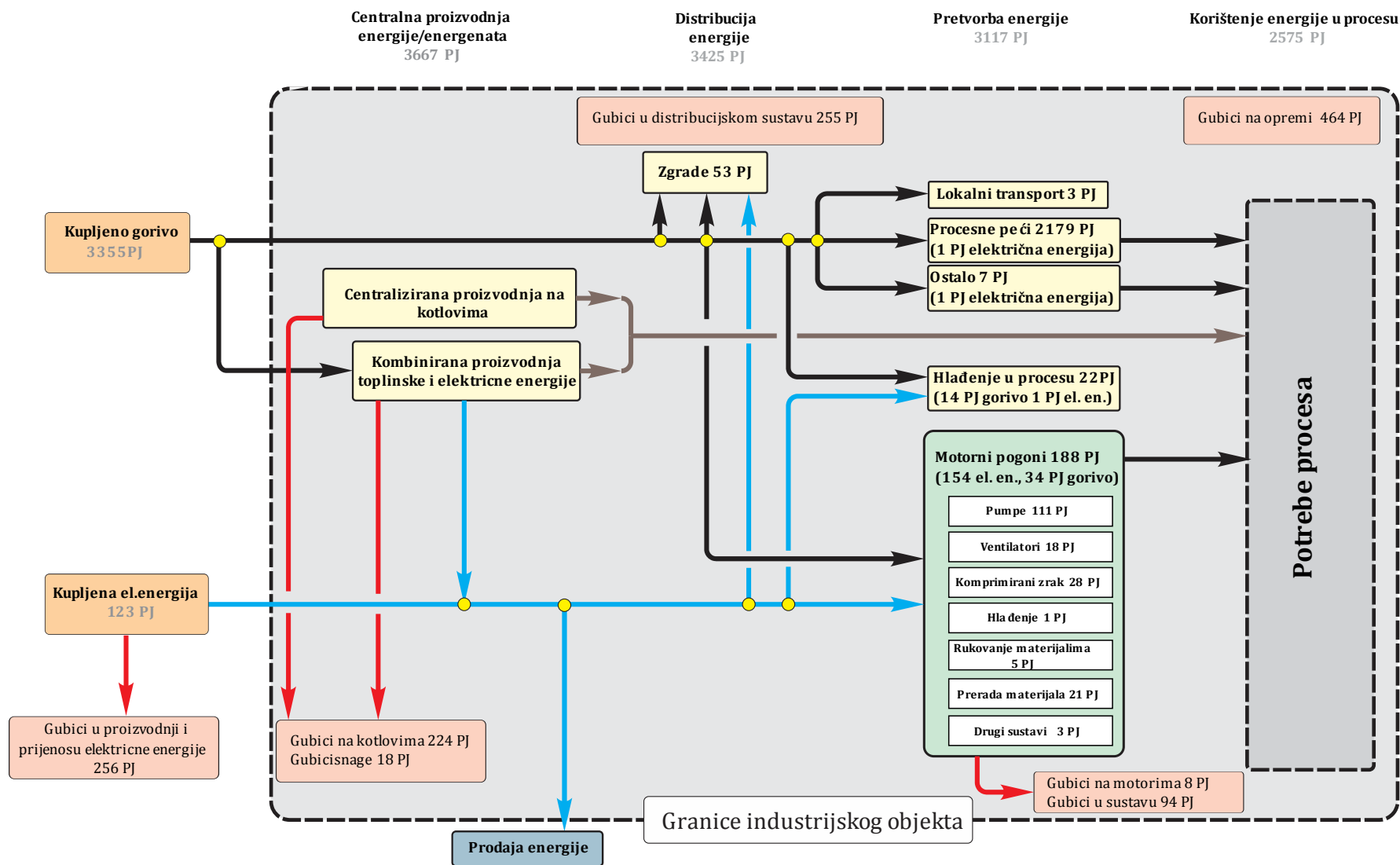
Općenita analiza tokova energije i gubitaka u prosječnoj rafineriji nafte prikazani su na slici 3.14. Gotovo 28% energije koja ulazi kroz granice industrijskog pogona je izgubljeno prije korištenja u procesnim jedinicama. Do tih gubitaka dolazi u opremi i distribucijskom sustavu, pri konverziji u rad 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.

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 [86] autori daju pregled indikatora potrošnje energije u karakterističnim pogonima u rafinerijama u SAD, koji su predstavljeni u Tablici 3.4.



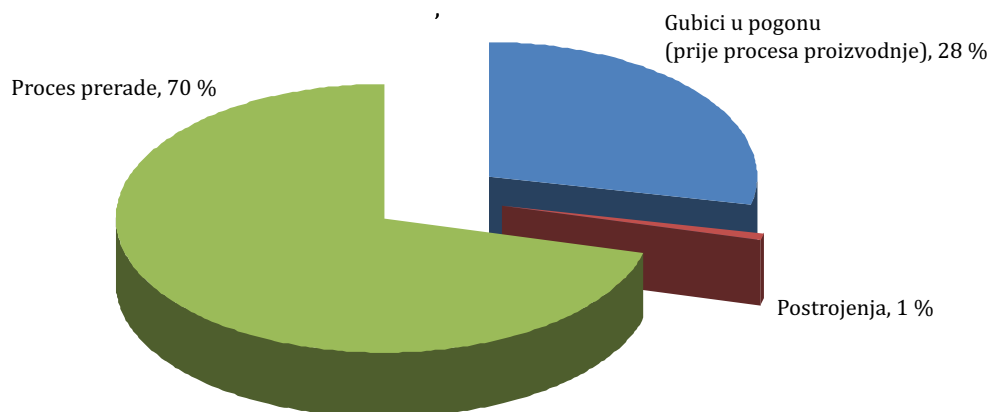
Slika 3.12 Tokovi energije u rafineriji nafte

Izvor podataka [38]



Slika 3.13 Gubici energije u rafineriji nafte

Izvor podataka [38]



Slika 3.14. Profil gubitaka u rafineriji nafte: Ukupni gubici u pogonu bez procesa proizvodnje 1010 PJ
Izvor podataka [38]

Tablica 3.4. Indikatori potrošnje u rafinerijama u SAD

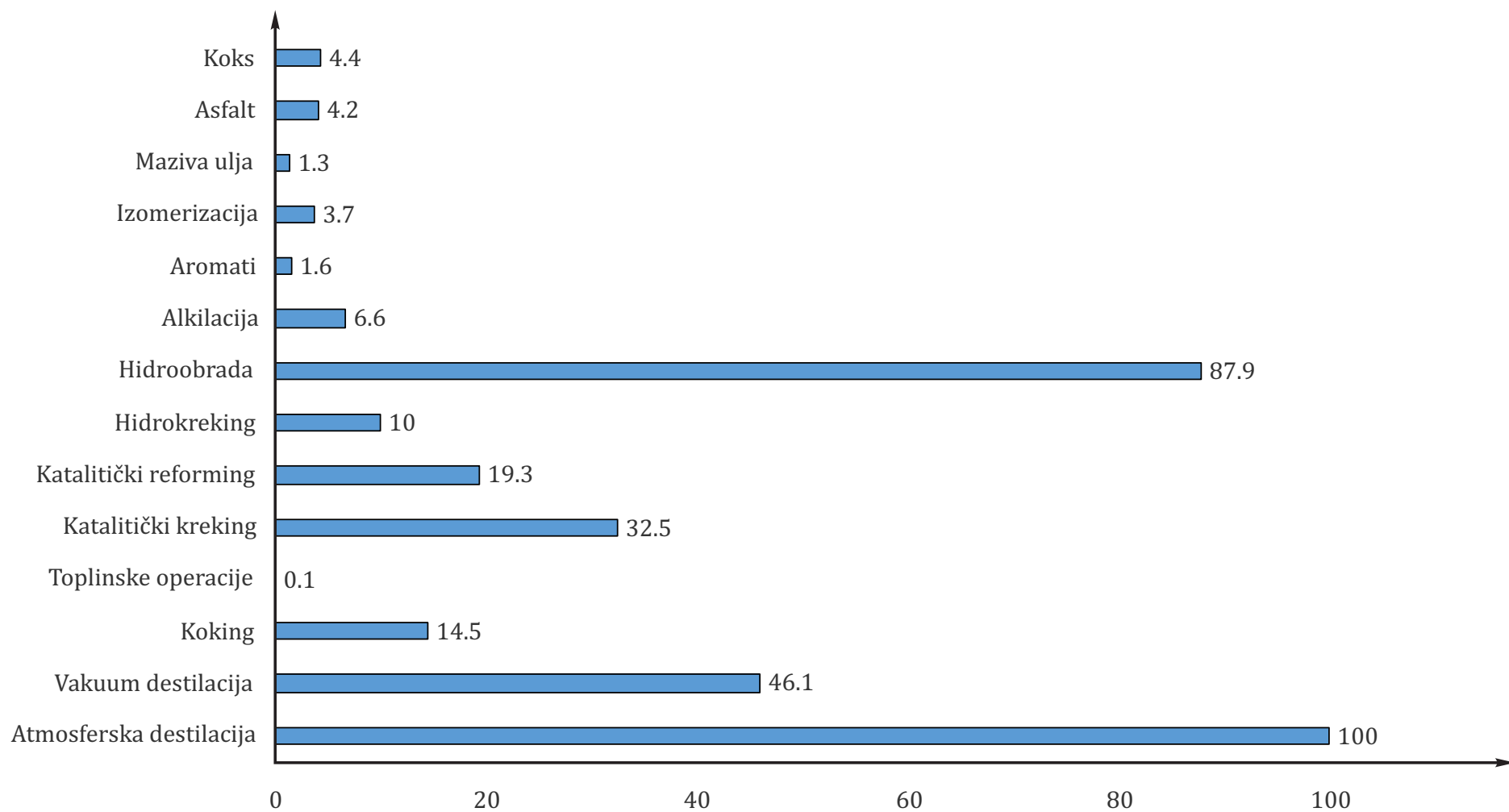
Proces		Specifična potrošnja energije (GJ/t)	Prosječna specifična potrošnja energije (GJ/t)	Udio u energetskej potrošnji rafinerije (%)
Atmosferska destilacija		0,62 – 1,40	0,86	25,79
Vakuum destilacija		0,39 – 0,85	0,69	9,60
Visbreaking	Tipa peći	1,02	1,03	0,04
	Tipa reaktor	0,19 – 0,71	0,48	0,04
Delayed 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 hidrosulfurizacija		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

Podaci preuzeti iz [86]

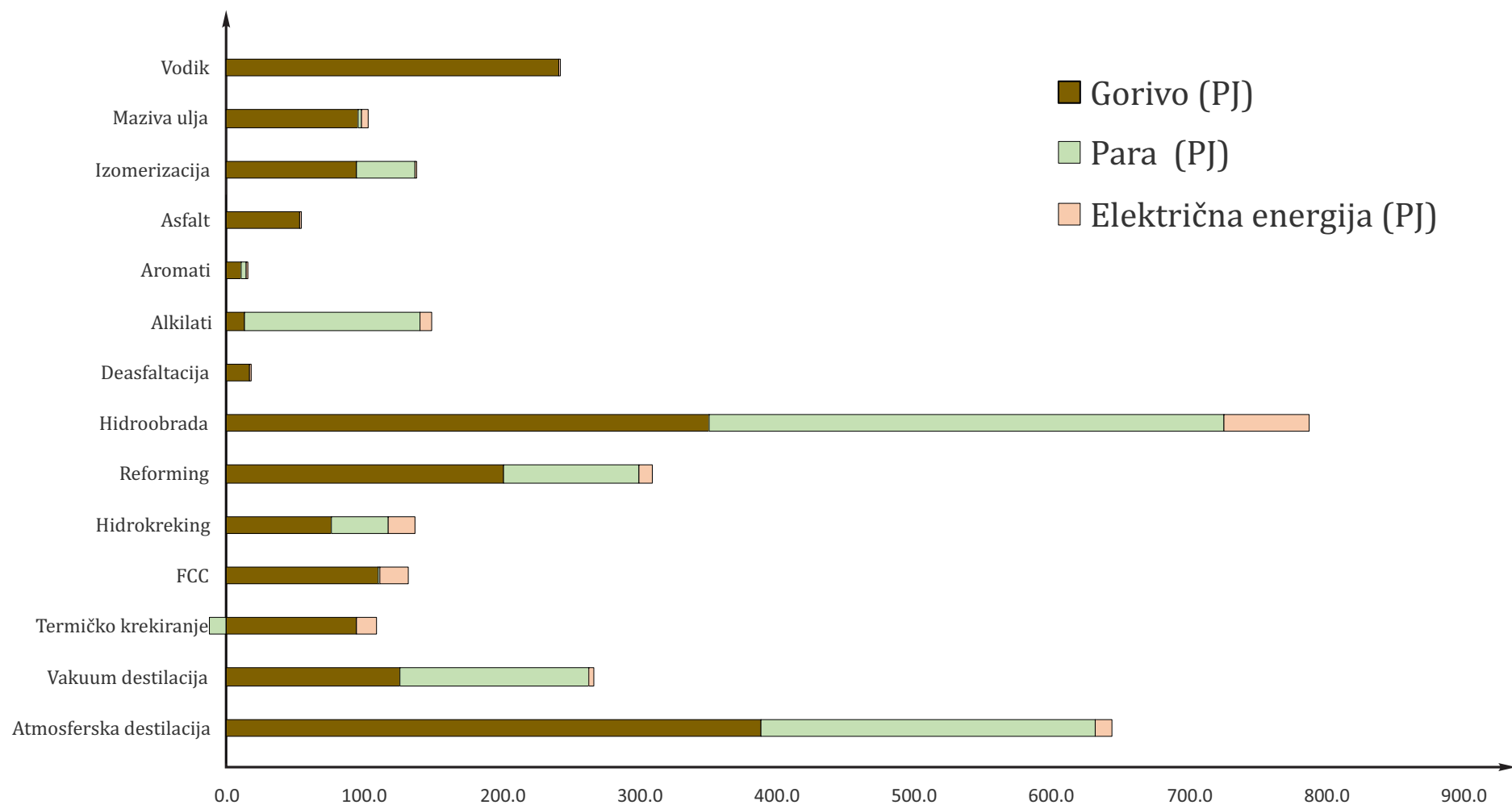
Prema tim podacima najveću specifičnu energetska potrošnju ima proces za proizvodnju mazivih ulja (11,35 GJ/t), iako u ukupnoj energetska potrošnji rafinerije taj pogon sudjeluje s 5%, budući da ima mali kapacitet. U analizi potrošnje energije modernih rafinerija [85] autori konstatiraju da su gotovo svi procesi u rafinerijama nafte generalno energetska intenzivni (u smislu potrošnje energije po jedinici proizvoda), uz naznaku da energetska 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, Atmosferska i Vakuum destilacija imaju velike kapacitete i udio u ukupnoj energetska potrošnji rafinerije oko 35%, iako one nemaju najveću specifičnu energetska 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 Atmosfersku destilaciju prolazi cjelokupna količina sirove nafte). U modernim rafinerijama, u kojima je fokus na proizvodnji goriva s niskim sadržajem nečistoća i povećanju kapaciteta konverzije, jedinica za hidrodesulfurizaciju je velik potrošač energije. Hidrodesulfurizacija, 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 energetska potrošnji od 15% je proces Reforming-a.

Sličnu analizu nalazimo i u studiji [87], [88] u kojoj su prikazane energetske bilance rafinerija u SAD za 2001 godinu (slika 3.16) bazirane na javno objavljenim podacima o ukupnoj potrošnji energije u rafinerijama [89], [90] i specifičnoj potrošnji energije u pojedinim pogonima rafinerija [86], [88], [91]. 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%).



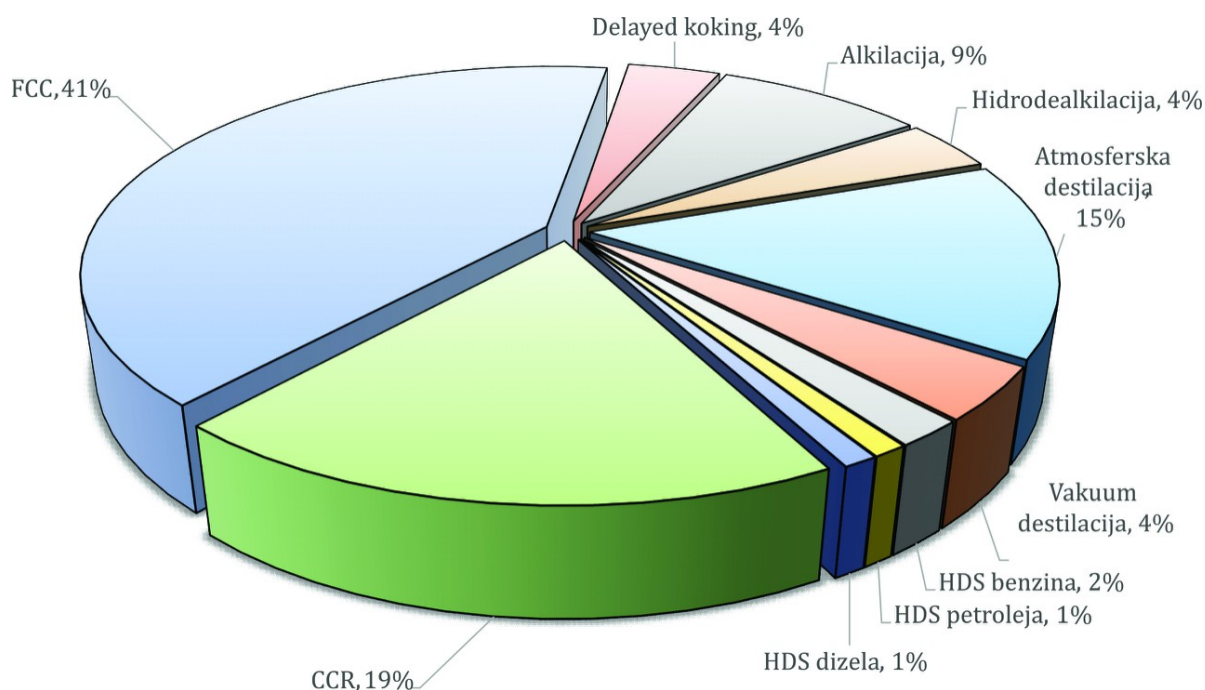
Slika 3.15 Prikaz kapaciteta različitih pogona rafinerije nafte,
Izvor podataka [86]



Slika 3.16 Energetske bilance rafinerija u SAD za 2001 godinu

Izvor podataka: [86], [87], [88], [89], [90], [91]

Iako se većina emisija stakleničkih plinova (GHG) povezuje s finalnom 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).



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

Izvor podataka [92]

Ovisno o faktorima koji utječu na potrošnju energije, emisije CO₂ iz rafinerijskih procesa mogu varirati. U svom radu Habibullah i koautori [92] mapiraju osnovne izvore CO₂ u postrojenju kapaciteta 29000 t/dan (Slika 3.17.), baziranu na potrošnji toplinske energije. Autori zaključuju da je ukupno smanjenje emisija CO₂ u postrojenju najdjelotvornije ostvariti smanjenjem emisija u pogonima FCC-a, reforming-a i atmosferske destilacije 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 [93] prikazuju da je ukupna emisija takvog postrojenja u rasponu 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 [74]. Zajedno s tim pomakom prema jeftinijim kiselim naftama, restriktivnija regulativa vezano za specifikacije proizvoda (čišća goriva) imala je značajan utjecaj na energetske potrošnje 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 [82], [85].

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 [94] ovo pitanje obrazlažu nizom literarnih izvora i ukazivanjem na podatak da su rafinerije nafte u EU, po procjeni baziranoj na pokazatelju Energy Intensity Index (Solomon EII®), u posljednjih 18 godina postigle značajno poboljšanje energetske učinkovitosti (autori navode vrijednost od 10%) [79]. Drumm i koautori u [95], u periodu naglog porasta cijena nafte u svijetu, zaključuju da je smanjenje troškova za vlastitu potrošnju energije "ključna poluga" za smanjenje ukupnih troškova rafinerija kao i najučinkovitiji pravac za poboljšanje profitabilnosti. Chai i Yeo u [96] ukazuju na sve veću važnost energetske učinkovitosti kako zbog visokih troškova zaštite okoliša tako i zbog niskih rafinerijskih marži, i zaključuju da je poboljšanje energetske učinkovitosti postrojenja ekonomski najučinkovitiji pristup u pravcu povećanja konkurentnosti naftnih kompanija i prevenciji od negativnih utjecaja na globalne klimatske promjene. Autori su utvrdili značajna dostignuća u ovoj oblasti, ali kao i drugi istraživači [84], identificiraju veliki potencijal za daljnje poboljšanje energetske učinkovitosti u postojećim rafinerijskim postrojenjima. Sola i Xavier [97], razmatraju energetske 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 BAT tehnologija za smanjenje vlastite potrošnje energije u rafinerijama uz istovremeno povećanje produktivnosti postojećih postrojenja. Globalna procjena kompanija i renomiranih energetske agencija ukazuje da rafinerije nafte posjeduju potencijal za 30%-tno poboljšanje energetske učinkovitosti [94], [98]. Prema studiji UNIDO-a iz 2010 godine [99], rafinerije nafte u industrijaliziranim državama imaju potencijal za unaprjeđenje energetske učinkovitosti u rasponu od 10% do 25%, dok je taj potencijal, kod rafinerija koje se nalaze u zemljama u razvoju u rasponu od 40% do 45%. Kao zanimljivu procjenu treba izdvojiti i studiju kompanije McKinsey and Company [100], 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.

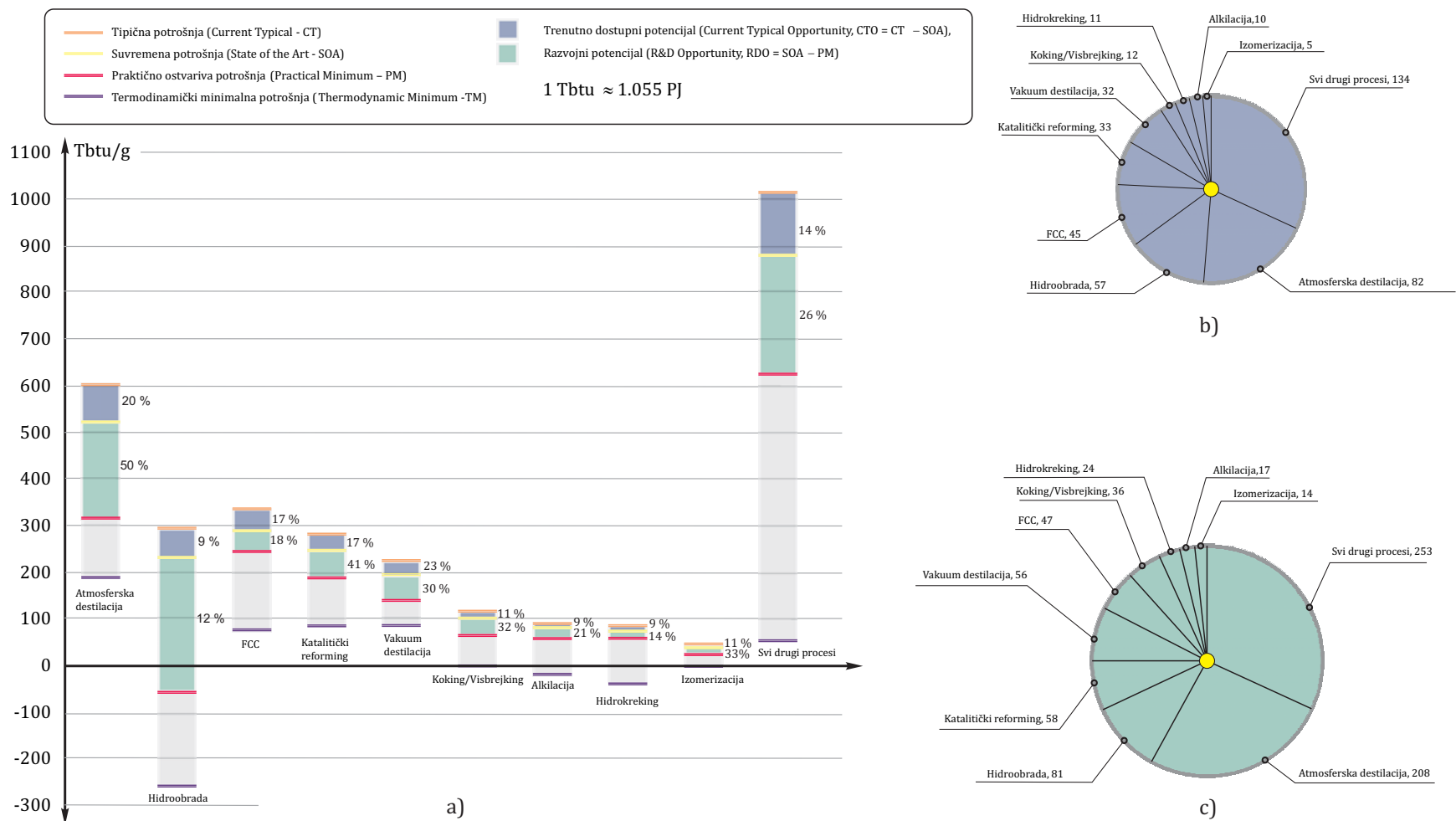
Milošević i Cowart u [101] definiraju niz faktora koji utječu na smanjenje energetske učinkovitosti rafinerija. Po njima osnovni razlog ovakvog stanja predstavlja činjenica da je većina rafinerija projektirana i izgrađena u vrijeme niskih cijena energije na globalnom svjetskom tržištu. Posljedica toga 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 sustava za proizvodnju energije uslijed promjena te strukture i da je u većini rafinerija nafte poslovna politika bazirana na minimiziranju investicijskih troškova (što na duži rok negativno utječe na energetske učinkovitost postrojenja).

Većina autora [74], [94], [98], zaključuje da se najveći potencijali za poboljšanje energetske učinkovitosti nalaze u postrojenjima za proizvodnju toplinske i mehaničke energije (engl. Utilities¹⁰) gdje je korištenjem tehnologije kogeneracije moguće pokriti gotovo 50% svih potencijala. Nešto skromniji ali itekako značajan potencijal krije se u mogućnostima za rekonstrukciju i dogradnju postojećih postrojenja koji uključuje

¹⁰ Proizvodnja i distribucija vodene pare, proizvodnja mehaničkog rada i električne energije, pogon kompresora, itd.

modifikacije proizvodnih ruta i integraciju procesa, koja podrazumijeva dodavanje novih i poboljšanje postojećih izmjenjivača toplinske energije (30%), dok se preostali dio potencijala može realizirati kroz investiranje u nove procesne tehnologije kao i unaprjeđenjem sustava upravljanja energijom u kompaniji. 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 [102]. Potrošnja energije u rafineriji podijeljena je u četiri grupe: Tipična potrošnja (Current Typical - CT), Suvremena potrošnja (State of the Art - SOA) koja predstavlja potrošnju energije u rafinerijama u kojima su implementirane trenutno dostupne tehnologije za uštedu energije, Praktično ostvariva potrošnja (Practical Minimum – PM) koja predstavlja potrošnju energije u rafinerijama u kojima su osim trenutno dostupnih implementirane i tehnologije u razvoju, te Termodinamički minimalna potrošnja (Thermodynamic Minimum -TM) koja se opisuje kao teoretska 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 (Current Typical Opportunity, CTO = CT – SOA) koji je moguće postići implementiranjem postojećih tehnologija u postojeći proces proizvodnje, Razvojni potencijal (R&D Opportunity, RDO = SOA – PM) koji je moguće dostići implementiranjem tehnologija u razvoju i koji podrazumijeva proizvodne procese koji još uvijek nisu dostupni na globalnom tržištu (još uvijek su izvan komercijalne upotrebe) i posljednji koji autori imenuju kao Neizvodiv uzimajući u obzir trenutni razvoj i status znanstvenih istraživanja u području energetske učinkovitosti rafinerijskih postrojenja (Neizvodivi potencijal predstavlja razliku između PM i TM). U svojoj analizi autori su detaljno istraživali devet najznačajnijih procesa prisutnih u modernim rafinerijama nafte, a rezultate predstavili putem dijagrama ukupne potrošnje energije (ukupno mogućeg potencijala), odnosno putem dijagrama udjela odgovarajućih potencijala pojedinih procesa u postrojenju.



Slika 3.18. a) Dijagram ukupne potrošnje energije (ukupno mogućeg potencijala) za rafinerije nafte u SAD, b) Dijagram udjela CTO potencijala; c) Dijagrama udjela RDO potencijala, Izvor podataka: [102]

Tablica 3.5 Matrica potencijala energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte

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

☺ - pozicije na kojima je potencijal moguće implementirati

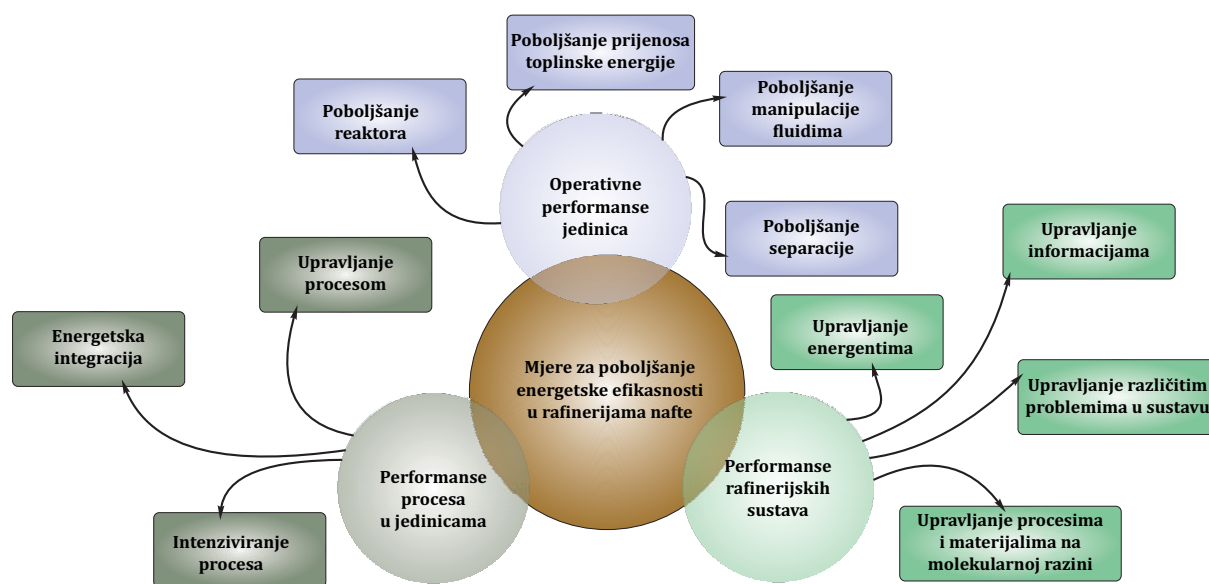
CDU-Atmosferska destilacija, VDU- Vakuum destilacija, PNP- Prerada najlakših proizvoda,

KR- Katalitički reforming, FCC – fluid katalitički kreking

Izvor podataka [88]

Rezultati su prikazani na slici 3.18 i ukazuju da je po 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 [88] 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“ (eng. „Aggregated national refinery model“), Morrow i koautori u [103] i [104] analiziraju mogućnosti poboljšanja energetske učinkovitosti u rafinerijama u SAD, s ciljem smanjenja emisija stakleničkih plinova. Korištenjem matematičkih formulacija baziranih 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 emisija stakleničkih plinova 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.



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

Izvor podataka: [103]

Autori naglašavaju da zbog visoke međuovisnosti 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 budući 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 učinkovitosti). 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 nusprodukta u proizvodnji električne energije. Kombinirana proizvodnja toplinske i električne energije je preporuka za poboljšanje energetske učinkovitosti u rafinerijama nafte.

4. Termodinamičke metode Projektiranja procesa – Pinch metoda i Metoda eksergijske analize

4.1. Projektiranje procesa u kemijskim i energetskim postrojenjima

Projektiranje procesa (process design) u kemijskim i energetskim postrojenjima je znanstvena aktivnost koja pripada području Procesnog sistemskog inženjeringa (Process System Engineering) – PSE. Termin PSE [105] je relativno novijeg datuma a osnovni istraživački alati u njemu su bazirani su na principima sistemskog inženjeringa. Pritom se ispitivani industrijski sustavi promatraju kao cjeline sastavljene od komponenti sustava (procesne jedinice ili dijelovi sustava) koje putem međusobnih interakcija 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 [106].

U inženjerskoj praksi se projektiranje procesa definira kao postupak "izbora i konekcije procesnih jedinica (reaktori, pumpe, spremnici, kolone, izmjenjivači toplinske energije, 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 periodu 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 (Process Integration). Desetak godina nakon prvih otkrića dolazi se i do prvih revijalnih radova iz ovog područja, a 1993. godine IEA (International Energy Agency) 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 efikasnu 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 redizajniranje 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 (eng. Life Cycle Analysis, u slobodnom prijevodu analize životnog ciklusa) i metodologije IPD-a (Integrated Process Design).

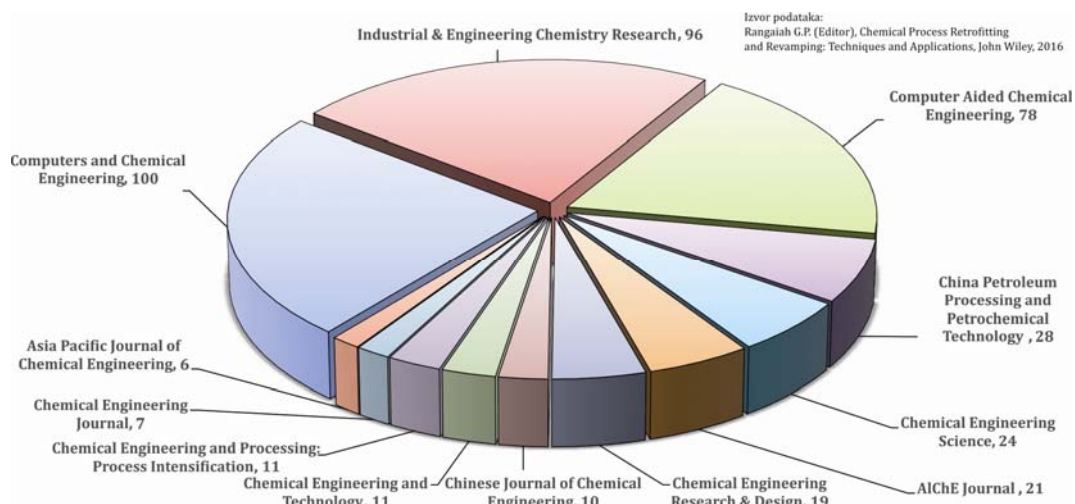
Projektiranje procesa korištenjem metoda Integracije Procesa se koristi pri konceptijskom projektiranju novih (u izgradnji) sustava (engleski naziv za projektiranje novog sustava je grassroot design) i pri redizajniranju (unaprjeđenje) postojećih sustava (engl. retrofit design). U svojoj nedavno objavljenoj 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 dizajniranju pojedinih dijelova opreme. Pritom

postupak projektiranja ima sekvencijski karakter, kojim se reducira kompleksnost zadatka i velik broj stupnjeva slobode u svakom proceduralnom koraku.

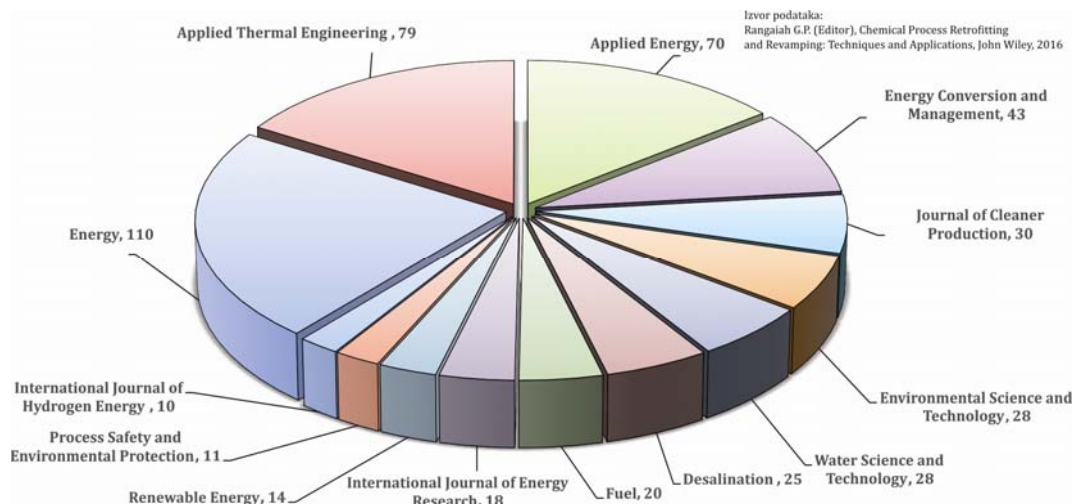
S druge strane, konceptijski projekt u procesu redizajniranja (unaprjeđenje) postojećih sustava podrazumijeva izradu unaprjeđene tehnološke sheme korištenjem podataka o postojećoj opremi i najnovijim tehnologijama. Ovaj tip formulacije, značajno povećava kompleksnost izrade konceptijskog projekta, budući da se osim operativnih uvjeta¹¹ razmatraju i promjene konfiguracije procesa i opreme. Dakle, postizanje postavljenih ciljeva preinakama i rekonstrukcijama, te implementacija dobivenih rješenja je kompleksniji i izazovniji zadatak nego provođenje optimizacije operacija.

U istoj knjizi [110] posebna pažnja je posvećena terminima koji se u Integraciji procesa često koriste kao sinonimi za redizajniranje postojećeg postrojenja: preinake (eng. retrofit) i rekonstrukcije (eng. revamp). Vodeći se formulacijama s oxforddictionaries.com, prema autoru rekonstrukcije rezultiraju novim i poboljšanim oblikom, strukturom ili izgledom (nečega), a preinake omogućuju (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, efikasna prerada nove sirovine, iskorištavanje novih tehnologija u proizvodnji, smanjivanje štetnog utjecaja na okoliš i smanjenje operativnih troškova.

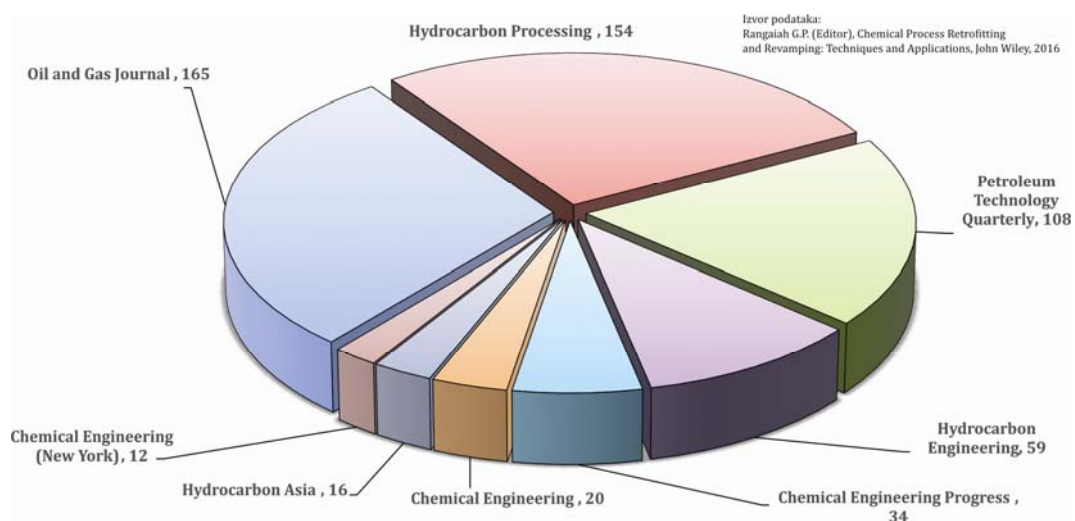
¹¹ Prema autoru u [110] najjednostavniji process redizajniranja postojećeg postrojenja može se postići podešavanjem i optimizacijom radnih parametara postrojenja (kao što su temperatura, tlak i protok), bez promjena proizvodnog ciklusa i performansi opreme, a u skladu s odabranim ciljevima (na primjer 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

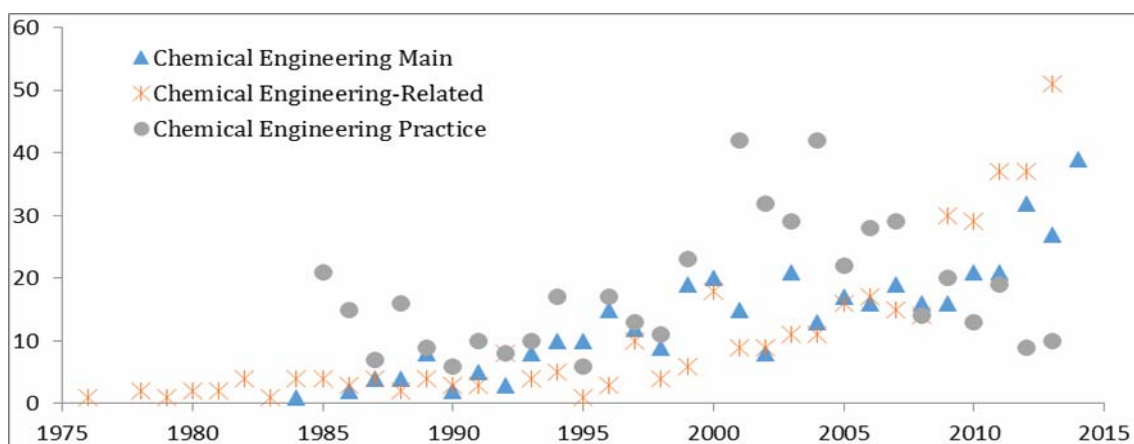


Slika 4.3. Analiza publikacija o preinakama/rekonstrukcijama u časopisima kem. inženjerstvo u praksi

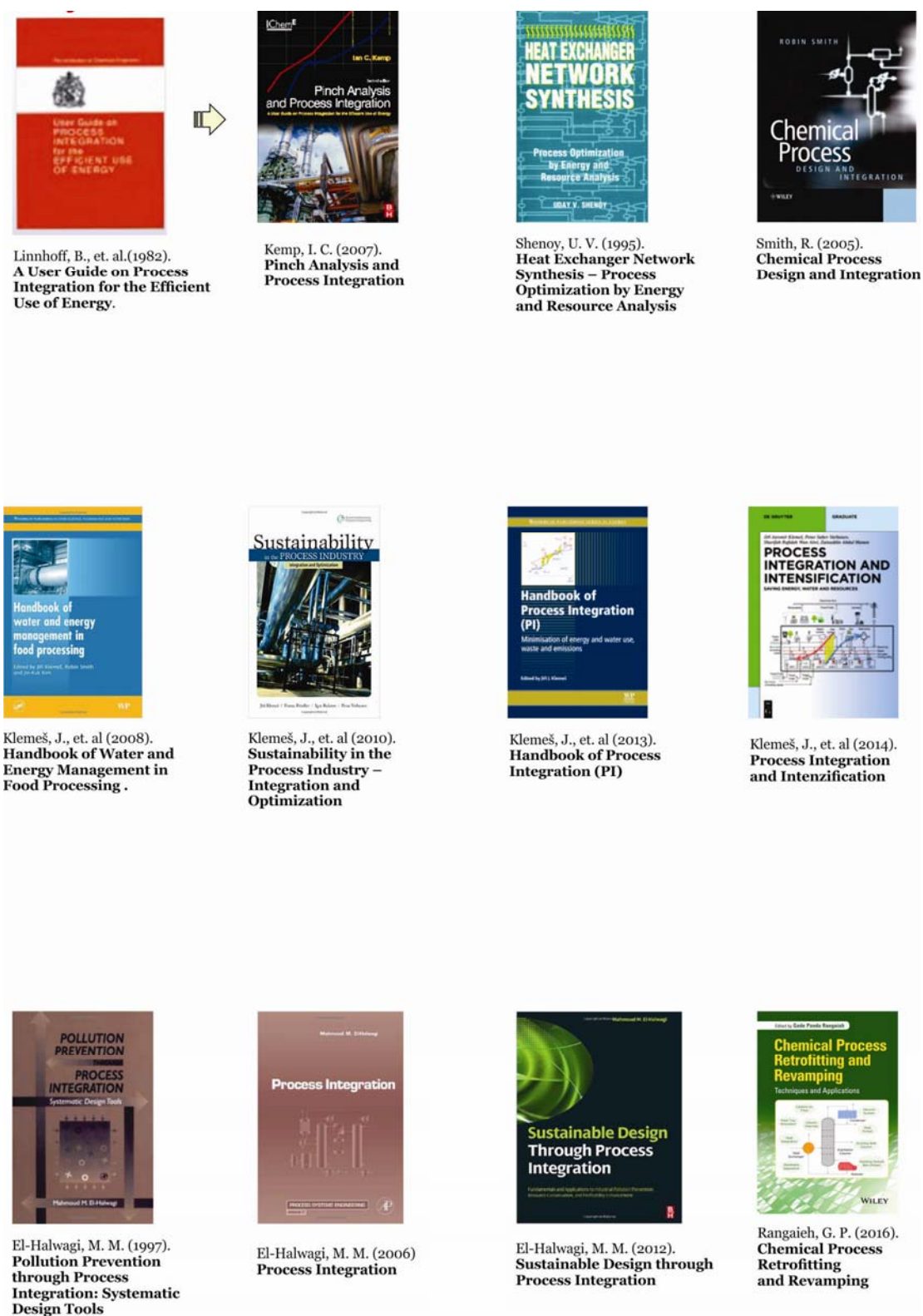
Prema Smithu [112], motivacija za preinake ili rekonstrukcije postojećih procesnih pogona može biti povećanje kapaciteta, omogućavanje korištenja druge sirovine, postizanje određene specifikacije proizvoda, smanjenje operativnih troškova, poboljšanje sigurnosti i smanjenje emisija u okoliš. Kemp [16]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

S ciljem praćenja studija koje obrađuju metode i primjenu preinaka/rekonstrukcija, autor u [110] provodi israživanje 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 detekcije i uklanjanja ograničenja za povećanje kapaciteta procesa. Istraživanje je provedeno u tri grupe časopisa (slika 4.1 do 4.3) za vremenski period 1976. – 2014.

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
Izvor podataka: [110]



Slika 4.5. Grafička ilustracija najznačajnijih knjiga s Tematikom Integracije Procesa

Gundersen [108] i Rašković [109] klasifikaciju metoda Integracije Procesa baziraju na setu pitanja:

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

i kreiraju dvodimenzionalni dijagram u kome identificiraju:

- Metode Hijerarhijske analize (Hierarchical Analysis),
- Heurističke metode (engl. Heuristic Rules),
- Ekspertne sisteme - Sistemi zasnovani na znanju (engl. Knowledge Based Systems),
- Matematičke metode i
- Termodinamičke metode,

s naznakom da se u teoretskim razmatranjima, pa i u praktičnoj primjeni, najviše pažnje posvećuje Matematičkim (ili Optimizacijskim) i Termodinamičkim metodama od kojih su dvije najvažnije Pinch metoda i metoda eksergijske analize 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 toplinske energije i osobito otkriće Pinch točke u procesu povrata otpadne toplinske energije, kamen temeljac u razvoju metodologija Integracije Procesa [114], [115], [116], [117]. Rašković u [106] navodi dva razloga za takav zaključak: prvi, da je u ukupnim energetske bilancama tipičnih procesnih postrojenja udio toplinske energije daleko najveći u odnosu na ostale oblike energije, pa je shodno tome potrošnja ovog oblika energije najutjecajnija 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 Toplinske energije i Sinteza Mreže Izmjenjivača Topline, 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 Ljuskastog dijagrama (engl. Onion diagram u originalnom prijevodu dijagram luka)¹², čija se osnovna forma s četiri sloja može pronaći u više literarnih izvora [106], [112], [117], [118], [119].

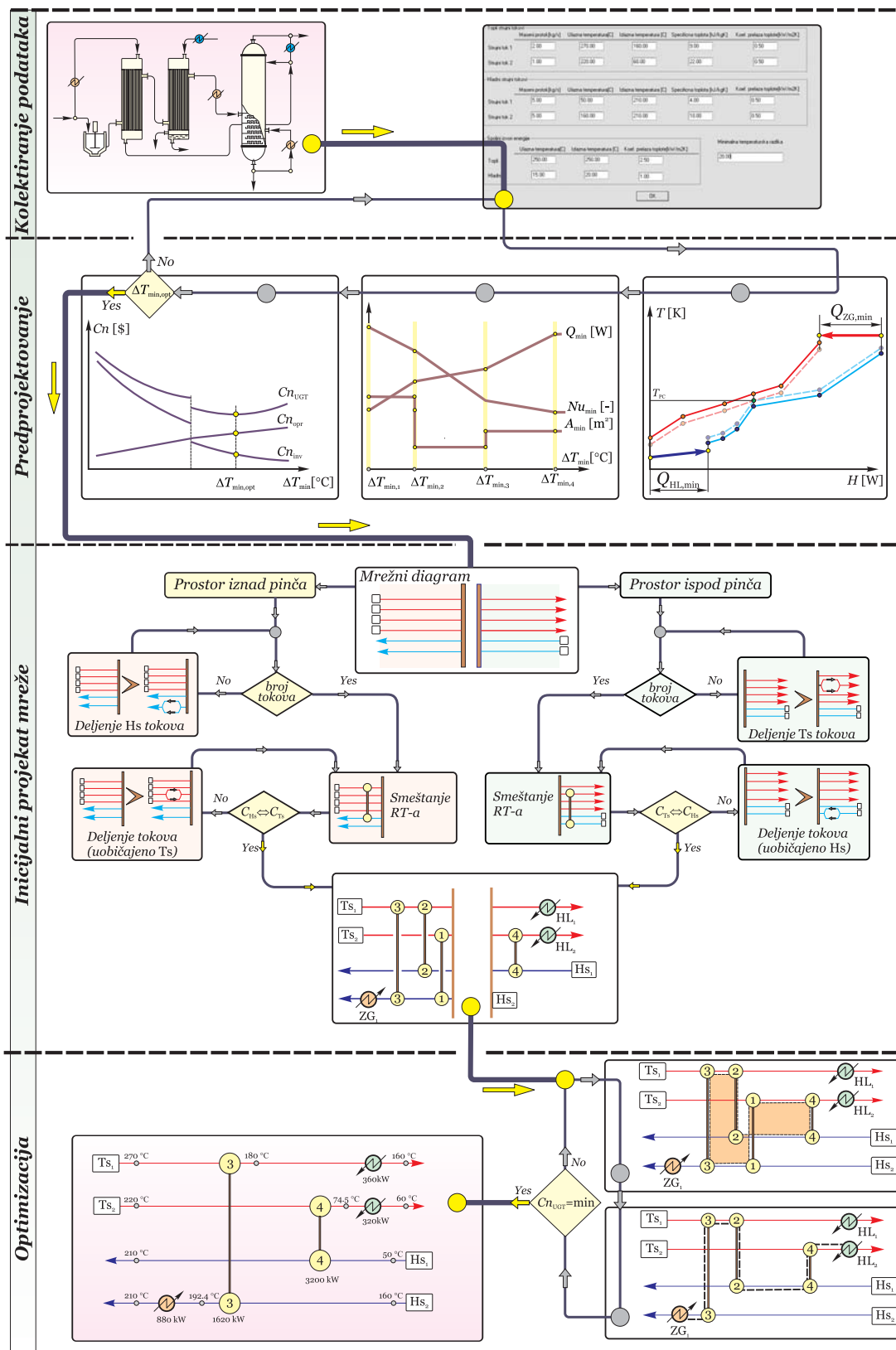
Nakon formiranja ukupne materijalne bilance u procesnom postrojenju rješavanjem prva dva sloja Onion diagrama (po Dimianu [120] zadatak Sinteze procesa), kao sljedeći zadatak razmatra se pitanje Integracije Toplinske energije, tj. optimalne raspodjele toplinske energije u sustavu s ciljem smanjenja upotrebe energenata. U prvom redu, to je mogućnost međusobne razmjene toplinske energije između procesnih tokova, kako bi oni dostigli tražene termodinamičke parametre (entalpije, odnosno temperature) koji su im neophodni za realizaciju procesa u odgovarajućoj procesnoj jedinici. Kako se izmjena toplinske energije najefikasnije provodi korištenjem izmjenjivača toplinske energije, uz sagledavanje ekonomske dimenzije problema dolazi se do jasnog definiranja zadatka koji predstavlja treći sloj Ljuskastog dijagrama [106], [112]:

Sinteza Mreže Izmjenjivača Topline – HENS, predstavlja zadatak projektiranja ekonomski optimalne Mreže Izmjenjivača Topline (MIT), 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 bazirani su na I i II zakonu termodinamike, s naznakom da se određena rješenja dobivaju putem heurističkih smjernica;

¹² 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 Procesu se često deklarira kao Sinteza Procesu.



Slika 4.6. Grafički prikaz faza projektiranja u Pinch metodi

Slika preuzeta iz [106] uz dozvolu autora

- Pinch metoda je sekvencijalna metoda, budući se konačno projektno rješenje, energetske efikasne i ekonomski optimalne mreže izmjenjivača topline, dobiva faznim rješavanjem više potproblema;
- Pinch metoda je interaktivna metoda, što ukazuje na neophodnost 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 redizajniranju postojeće MIT. Postupak rješavanja konvencionalnog HENS zadatka putem Pinch metode (grassroot design), generalno se provodi kroz četiri faze (ili etape):

1. Faza prikupljanja podataka (engl. Data extraction) u kojoj se vrši prikupljanje podataka o procesnim tokovima i energentima, s ciljem formiranja pravilnog ulaznog zadatka. Definira se opseg minimalne temperaturne razlike – $\Delta T_{\min}$ [°C], tj. HRAT veličina, pri kojoj je dozvoljena izmjena topline između toplih i hladnih tokova u MIT.

2. Faza postavljanja ciljeva (u engleskom jeziku Targeting), pri čemu se vrši analiza energetske i ekonomske indikatore buduće MIT. Minimalna temperaturna razlika je pri analizi promjenjiva – $\Delta T_{\min}$ [°C], a cilj analize je određivanje one vrijednosti $\Delta T_{\min}$ (iz opsega koji se definira u fazi prikupljanja podataka) pri kojoj je cijena izgradnje i funkcioniranja mreže minimalna. Algoritam određivanja optimalne $\Delta T_{\min}$ uključuje:

- Određivanje minimalne količine energenata za funkcioniranje mreže, odnosno minimalne količine dodatne toplinske energije (uključujući i rashladne medije) koju je procesnim tokovima neophodno predati u eksternim izmjenjivačima topline. Naziv ovog zadatka je „Ciljanje Energetskih Potreba MIT“ (engl. Utility Targeting). Minimalna količina energenata se izračunava za individualnu vrijednost $\Delta T_{\min}$ (po pravilu to je prva vrijednost iz temperaturnog opsega definiranog 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 MIT“ – engl. Area Targeting.

- Određivanje minimalnog broja procesnih i eksternih izmjenjivača topline u budućoj MIT, zadatak „Ciljanje Broja IT“ – engl. Number Targeting. Kao i u slučaju površine MIT ovdje se radi o ukupnom broju izmjenjivača topline, a minimalni broj je u funkciji podataka dobivenih rješavanjem zadatka Ciljanja Energetskih Potreba MIT (drugim riječima minimalan broj izmjenjivača topline je neovisan od površine mreže).
- Na osnovi dobivenih vrijednosti, proračunava se cijena buduće mreže, Uspostavljanje jednoznačne veze između $\Delta T_{\min}$ i cijene MIT u engleskom jeziku se deklarira kao postupak Targeting-a, prema kojem je ova faza pinch metode dobila naziv.

Algoritam rješavanja se potom ponavlja ali s novom ulaznom vrijednošću $\Delta T_{\min}$ iz definiranog opsega (podaci o procesnim i energetskim tokovima ostaju isti kao u prethodnom krugu rješavanja). Uspostavljanje pune funkcionalne ovisnosti između različitih vrijednosti $\Delta T_{\min}$ i njima odgovarajućih cijena MIT, predstavlja postupak Supertargeting-a. Tim postupkom se omogućava i određivanje one vrijednosti $\Delta T_{\min}$ pri kojoj je cijena mreže minimalna. Naziv ovog zadatka je „Ciljanje Cijene MIT“ (engl. Cost Targeting). Optimalna vrijednost $\Delta T_{\min}$ je ključan parametar u sljedećoj fazi Pinch metode.

3. Faza projektiranja inicijalnog rješenja (u engleskom jeziku Initial Design), u kojoj se kreira Mreža Izmjenjivača Topline koja će ispunjavati radne parametre definirane fazom postavljanja ciljeva (Targeting-a ili Supertargeting-a).

4. Faza unaprjeđenja mreže (u engleskoj literaturi ova faza se uglavnom naziva Optimization) gdje se vrši pojednostavljivanje i unaprjeđenje inicijalne mreže izmjenjivača topline u funkciji smanjenja njezine cijene.

Grafički algoritam svih faza Pinch metode za problem projektiranja nove Mreže Izmjenjivača Topline – grassroot design prikazan je na Slici 4.6.

4.3. Eksergijska analiza

Eksergijska analiza je sistemski orijentirana metoda bazirana na kombiniranoj primjeni prvog i drugog zakona termodinamike u svrhu analize i projektiranja složenih energetskih sustava. Metodološki postupci i pravila eksergijske analize omogućuju detektiranje i kvantitativnu ocjenu termodinamičke nesavršenosti transformacija

različitih oblika energije i omogućuju efikasan pristup pri projektiranju sustava s unaprijeđenim energetske, ekonomskim i ekološkim performansama [20], [21], [122], [123], [124].

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

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

koju je moguće dobiti putem reverzibilnog procesa iz materije sastavljene od komponenti mase m_1 do m_n , koja posjeduje energiju $-\varepsilon$, entropiju $-\eta$ 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 uvjeti¹³. Njegova istraživanja nastavljaju Gouy i Stodola [127] objavljivanjem pravila za analizu energetskih sustava (odnosno eksergijsku analizu), koja generira minoran interes u krugovima tadašnje znanstvene zajednice. Sredinom 20. stoljeća, počevši od rada Bošnjaković-a [18], Keenan-a [128], koji uvodi pojam raspoloživa energija "available energy" i Ranta [129] koji povezuje pojam eksergije¹⁴ i tehničkog rada, započinje i moderno razdoblje eksergijske analize.

U periodu koji je uslijedio, interes za korištenje eksergijske analize u industrijskim procesima značajno je porastao, a od 90-tih godina prošloga stoljeća intenzivna je i

¹³ Jednadžba (4.1), izvedena iz Gibbs-ovog rada je u direktnoj vezi s današnjom definicijom eksergije, budući da prema termodinamičkom postulatima mogućnost vršenja rada postoji kad god se dva sustava različitog stanja dovedu u vezu i rad se vrši 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 osobina ispitivanog sustava i okoliša zajedno. U slučaju specificiranja parametara okoline, eksergiji ispitivanog sustava može biti dodijeljena određena vrijednost, pa se na nju može gledati i kao na ekstenzivno svojstvo sustava.

¹⁴ 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, exergy, dobiva na popularnosti i sve češće zamjenjuje termine poput availability, available energy, essergy, utilisable energy, work potential, available work i convertible energy

upotreba koncepta eksergije u područjima analize nacionalnih ekonomija i održivog razvoja [130]. Karakteristika tog perioda je i nagli razvoj metoda baziranih na konceptu eksergije s integriranim alatima ekonomske analize: eksergoekonomija, termoeekonomija, eksergo-ekonomska optimizacija, cijena prema drugom zakonu termodinamike i eksergijsko-ekonomski izračun [131], [132], [133], [134], [135], [136].

Značajna primjena eksergijske analize [122], posljednjih godina je evidentna u problemima 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 baziranim na konceptu eksergije, čiji je krajnji cilj razvoj efektivnog alata za detaljne eksergoekonomske i eksergoekološke studije naftnih postrojenja. Drugi pravac istraživanja usmjeren je na razvoj postupaka i tehnologija (dijabatska destilacija, apsorpcijske toplinske pumpe, gorive ćelije, trigeneracijski procesi) čija je učinkovita upotreba u direktnoj vezi s konceptom eksergije, tj. kapacitetom da se istovremeno razmatra energetske, ekonomske i ekološke 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 (atmosferska i vakuum destilacija) oko 8.6%.

Sredinom 90 godina prošlog stoljeća, značajnu pažnju je privukao rad Cornelissen-a [151] koji je korištenjem programskog paketa Aspen Plus simulirao procese u postrojenjima atmosferske i vakuum destilacije. Rezultati istraživanja pokazali su da je ukupna eksergijska učinkovitost analiziranog sustava 5.2%, pri čemu je učinkovitost atmosferske destilacije 27%, vakuum destilacije 37.3%, a mreže izmjenjivača toplinske energije 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 atmosferske destilacije, čijim bi se racionalnom 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 rasponu od 19% do 60%.

Prethodno navedeni Al-Muslim i Dincer su početkom ovog stoljeća izdali nekoliko zajedničkih radova s tematikom termodinamičke analize destilacijskih sustava u rafinerijama nafte i mogućih unaprjeđenja baziranih 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 energetske i eksergijske učinkovitosti objekta analize i njegovih komponenti [152]. Prema njihovim rezultatima, energetske gubitke u objektu kao rezultat ireverzibilnosti procesa, u najvećoj mjeri su koncentrirani u postrojenju atmosferske destilacije (56%) dok je razina tih gubitaka znatno manja u postrojenju vakuum destilacije (26%) odnosno u mreži izmjenjivača toplinske energije 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 implementirali su energetske i eksergijske analize višestupanjskih destilacijskih kolona i zaključili da dvostupanjska destilacijska kolona ima 17.5% veću energetske učinkovitosti od jednostupanjske [156]. Slična istraživanja su nešto kasnije proveli Errico [157] i Benali [158], analizirajući trostupanjsku destilacijsku kolonu uz

zaključak da se smanjenje potrošnje energije i eksergijskih gubitaka u koloni može ostvariti instalacijom posude za razdvajanje parne i kapljevite faze (flash drum) nafte.

Rekonstrukciju i modernizaciju (Retrofit design) destilacijskog sustava u rafineriji nafte obrađuju i Wang i koautori [159], analizirajući energetske i ekonomske parametre četiri scenarija u postrojenju Atmosferske i Vakuum destilacije s ugrađenom kolonom za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte (preflash column), uz korištenje programskog paketa Aspen Plus, Aspen Energy Analyzer i Aspen Capital Cost Estimator. Usporedbom rezultata autori zaključuju da je redizajn (retrofit design) baziran 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 implementacija posude za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte ima značajan ekonomski utjecaj na potrošnju energije u mreži izmjenjivača toplinske energije u destilacijskom sustavu, Ji and Bagajewicz [161], Yahyaabadi [162].

U svom drugom radu Wang i koautori [163] predlažu devet shema za preradu teške nafte s predestilacijskom jedinicom i 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 atmosfersku i vakuum destilaciju, jedinicu za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte, splitter, stabilizator i mrežu izmjenjivača toplinske energije s ciljem identifikacije energetske i eksergijske gubitaka, te sagledavanja mogućnosti za unaprjeđenje cjelokupnog energetskog sustava. Korištenjem realnih parametara rada postrojenja u simulaciji pripremljenoj u programskom paketu Aspen Hysys, autori su proveli detaljnu termoekonomske i eksergoekološku analizu. Autori u zaključku predlažu rekonstrukciju i modernizaciju u tri komponente sustava: jedinici za prethodno razdvajanje parne i kapljevite faze nafte, atmosferskoj destilaciji i mreži izmjenjivača toplinske energije budući da je u tim jedinicama koncentrirano 90% svih eksergijskih gubitaka i 60,3% emisija CO₂. Odejobi [167] u svom radu daje detaljnu eksergijsku analizu postrojenja za atmosfersku destilaciju nafte, 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 atmosferska kolona 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 Gu-a i koautora [169], u komparativnoj analizi i ocjeni tri različite konfiguracije destilacijskih procesa u rafinerijama nafte, zatim u radovima Izyan-a i Shuhaimi-ja [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 mreže izmjenjivača toplinske energije), zatim u radovima Tarighaleslami-ja i koautora [172], koji analiziraju profil eksergijskih gubitaka u rafineriji Tabriz (Iran) i proučavaju opcije rekonstrukcije i modernizacije analiziranog postrojenja, te u radovima Silva-e i koautora [173] koji vrše komparaciju pet načina na koje je moguće koristiti eksergijsku analizu u separacijskim procesima za preradu nafte. Konceptu primjene eksergijske analize na procese prerade nafte, posebna pažnja je posvećena u zasebnim poglavljima u dvije knjige [174], [175].

4.3.1. Definicija Eksergije

Rašković i koautori u [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 u [176] definiciju Tsatsaronis-a [179] prema kojoj je "Eksergija termodinamičkog sustava maksimalni teoretski 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.

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 unutrašnja 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 ($\mu_{i,0}$) 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 unutrašnju energiju:

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

jednadžbu (4.2) je moguće je izraziti u obliku:

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

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). Pritom je okolina veliki ravnotežni sustav s nultom eksergijom u kojem ekstenzivne varijable ostaju konstantne tijekom interakcije s nekim termodinamičkim sustavom [122]¹⁵.

4.3.2. Bilanca eksergije otvorenih termodinamičkih sustava

Metodologija eksergijske analize otvorenih termodinamičkih sustava bazira se na bilanci eksergije koja se može 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 je:

¹⁵ 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

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

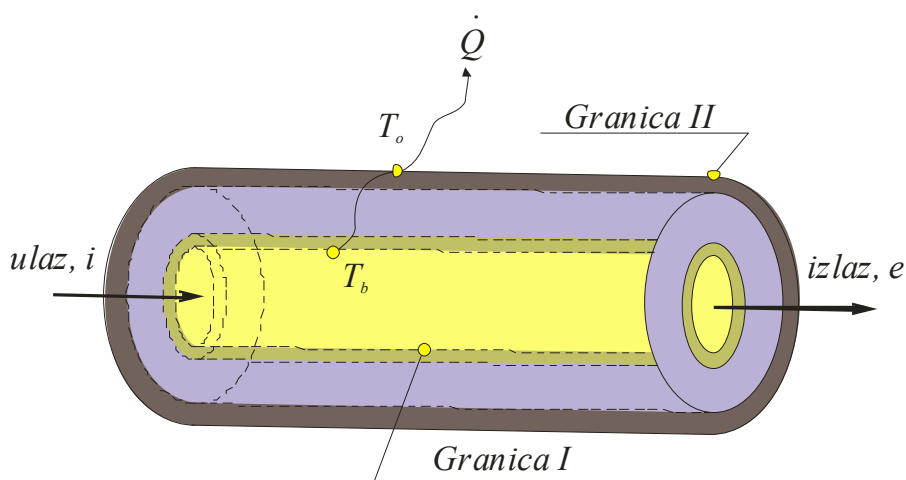
$\sum_{in} E_{tot,in} - \sum_{out} E_{tot,out}$ - Protočna eksergija, eksergija povezana s protokom mase ulaznih/izlaznih tokova kroz granice kontrolnog volumena (CV).

$\sum_i E_{Q,i}$ - Eksergija koja nastaje uslijed prijenosa topline kroz granicu sustava i rezultat je postojanja razlike temperature na granici sustava i okoliša. Određuje se matematičkim izrazom:

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

$\sum_j E_{W,j}$ - Eksergija jednaka radu prenesenom kroz granicu sustava.

Pri eksergijskoj analizi se termodinamička nesavršenost u promatranom sustavu dijeli na destrukciju eksergije (E_D) uslijed nepovrativosti procesa koji se odvijaju u sustavu i gubitke eksergije (E_L) zbog njenog prijenosa na okoliš. Uzrok nesavršenosti (koja može biti povezana s destrukcijom ili s gubitkom eksergije) u velikoj mjeri ovisi i od definiranja granica analiziranog sustava (CV) što je prikazano na slici 4.7 [164]. Na slici je analizirano stacionarno protjecanje fluida kroz cijev, pri čemu količina toplinske energije koju fluid tijekom protjecanja predaje u okoliš ima pozitivnu vrijednost Q .



Slika 4.7. Stacionarno protjecanje fluida kroz cijev [180]

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 CV je E_i , a na izlazu E_e , umanjena za E_D i E_L , pa je bilanca eksergije:

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

Iz jednadžbe (4.7) je očigledno da suma destrukcije i gubitka eksergije predstavlja konstantu, neovisno od izbora granice (I ili II). S druge strane, pojedinačne vrijednosti za E_D i E_L , ovise eksplicitno o izboru granice sustava. U slučaju da je granica sustava I, gubitak eksergije E_L postaje jednak eksergiji nastaloj putem transfera toplinske energije kroz granicu sustava:

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

gdje je q^* prijenos toplinske energije po jedinici dužine L . Eksergija također biva uništena unutar kontrolnog volumena uslijed unutarnjih nepovratnosti izazvanih trenjem.

Izborom granice II, prijenos toplinske energije se javlja na temperaturi T_0 , pa u ovom slučaju nema prijenosa eksergije: $E_Q = 0$, pa samim tim iz jednadžbe (4.8) nestaje član koji se odnosi na gubitak eksergije E_L . Ipak u ovom slučaju član koji se odnosi na destrukciju eksergije računa kako destrukciju eksergije zbog trenja tako i ireverzibilnosti nastale prijenosom toplinske energije unutar sustava.

Treba istaknuti da određivanje prijenosa eksergije korištenjem jednadžbe (4.8) zahtijeva poznavanje količine izmijenjene toplinske energije po jedinici dužine cijevi q^* kroz granicu sustava, kao i temperaturu T_b na granici kroz koju se odvija transfer toplinske energije. U mnogim praktičnim slučajevima q^* je ili nepoznanica ili je njen matematički oblik vrlo složen. U ovakvim slučajevima upotreba granice II nudi alternativni pristup koji često daje zadovoljavajuće rezultate. U specijalnim slučajevima, određivanje prijenosa eksergije može biti izvršeno korištenjem srednje termodinamičke temperature.

Komponenta protočne eksergije materijalnog toka može se izraziti u obliku:

$$E_{\text{tot}} = E_{\text{PT}} + E_{\text{KN}} + E_{\text{F}} + E_{\text{K}} = \dot{m} \cdot (e_{\text{PT}} + e_{\text{KN}} + e_{\text{F}} + e_{\text{K}}) \quad (4.9)$$

gdje je:

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

E_{KN} - Kinetička eksergija jednaka je kinetičkoj energiji sustava.

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

E_{F} - 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:

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

Pri tom je protočna fizikalna eksergija plinova:

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

a protočna fizikalna eksergija čvrstih tijela i kapljevina:

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

pri čemu se drugi član ove jednadžbe (4.12) obično zanemaruje budući da se čvrsta tijela i kapljevina nalaze na tlaku okoline ($p=p_0$).

E_{K} - Kemijska eksergija, koja nastaje uslijed razlike u sastavu između analizirane materije i njenog okoliša, pri čemu 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 je 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 koja nije u kemijskoj ravnoteži s okolišem moguće je iz-raziti 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, 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 se na izračunavanje eksergije u procesima gdje nema kemijske reakcije kao što su: ekspanzija, kompresija, miješanje i separacija. Izračunavanje kemijske eksergije u inženjerskim aplikacijama se može olakšati upotrebom parametara standardnog okoliša i odgovarajuće tablice standardnih kemijskih eksergija. Standardne kemijske eksergije su bazirane na standardnim vrijednostima temperature T_0 i tlaka p_0 okoliša (na primjer, 298,15 K i 1 atm) pri čemu se smatra da je standardni okoliš sastavljen od sume kemijskih komponenti s koncentracijama koje odražavaju kemijski sastav okoline. Referentne komponente se obično dijele u tri grupe:

- plinske komponente atmosfere,

- čvrste komponente iz litosfere i
- ionske i neionske komponente iz oceana.

Iako upotreba standardne kemijske eksergije značajno olakšava postupak izračuna kemijske eksergije, termin standardna treba shvatiti uvjetno budući da ne postoji univerzalna specifikacija okoliša. Za široki raspon 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. Budući da je razvoj eksergijske analize evidentan posljednjih godina, 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 ovisi 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:

$$\eta_{\text{tot}} = \frac{\sum_{\text{out}} E_{\text{out}}}{\sum_{\text{in}} E_{\text{in}}} \quad (4.17)$$

Ovaj pristup je univerzalan ali ne daje kvalitetnu informaciju za sve probleme. Za protočne sustave se boljim pokazao pristup gorivo – produkt [21], [132], [133], [179], pri čemu se koristi matematički izraz koji predstavlja omjer iskorištene i unesene eksergije u sustav.

Tablica 4.1. Simboli za eksergiju i eksergijsku učinkovitost korišteni u udžbenicima (Noam Lior) [19], [180]

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

OTS –otvoreni termodinamički sustav, ZTS –zatvoreni termodinamički sustav

U skladu s ovim pristupom, bilanca eksergije na razini sustava izražava se relacijom:

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

U ovom izrazu eksergija produkta ($E_{P,tot}$), ili korisna eksergija, predstavlja željeni rezultat djelovanja sustava, te njegovo određivanje mora biti konzistentno sa svrhom njegovog postojanja i korištenja. Eksergija goriva ($E_{F,tot}$) ili resursa predstavlja utrošak eksergijskih resursa s ciljem generiranja produkta, pri čemu resurs predstavlja sve ulazne tokove utrošene za generiranje produkta i ne ograničava se samo na gorivo u užem smislu. Količina gubitka eksergije ($E_{L,tot}$) predstavlja količinu eksergije koja se putem 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].

Jednadžba 4.17 prema ovom pristupu definira ε kao:

$$\varepsilon_{tot} = \frac{E_{P,tot}}{E_{F,tot}} = 1 - \frac{E_{D,tot} + E_{L,tot}}{E_{F,tot}} \quad (4.18)$$

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 odnos 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 odnos ukupne destrukcije i eksergije goriva za analizirani sustav:

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

Usporedba destrukcije eksergije pojedinih komponenti s ukupnom destrukcijom eksergije u sustavu formira koeficijent ukupne destrukcije eksergije (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, suma koeficijenata ukupne destrukcije eksergije svih komponenti uvijek iznosi 1.

Koeficijent gubitka eksergije sustava predstavlja odnos 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 suma ovih koeficijenata za sve jedinice sustava jednaka je 1.

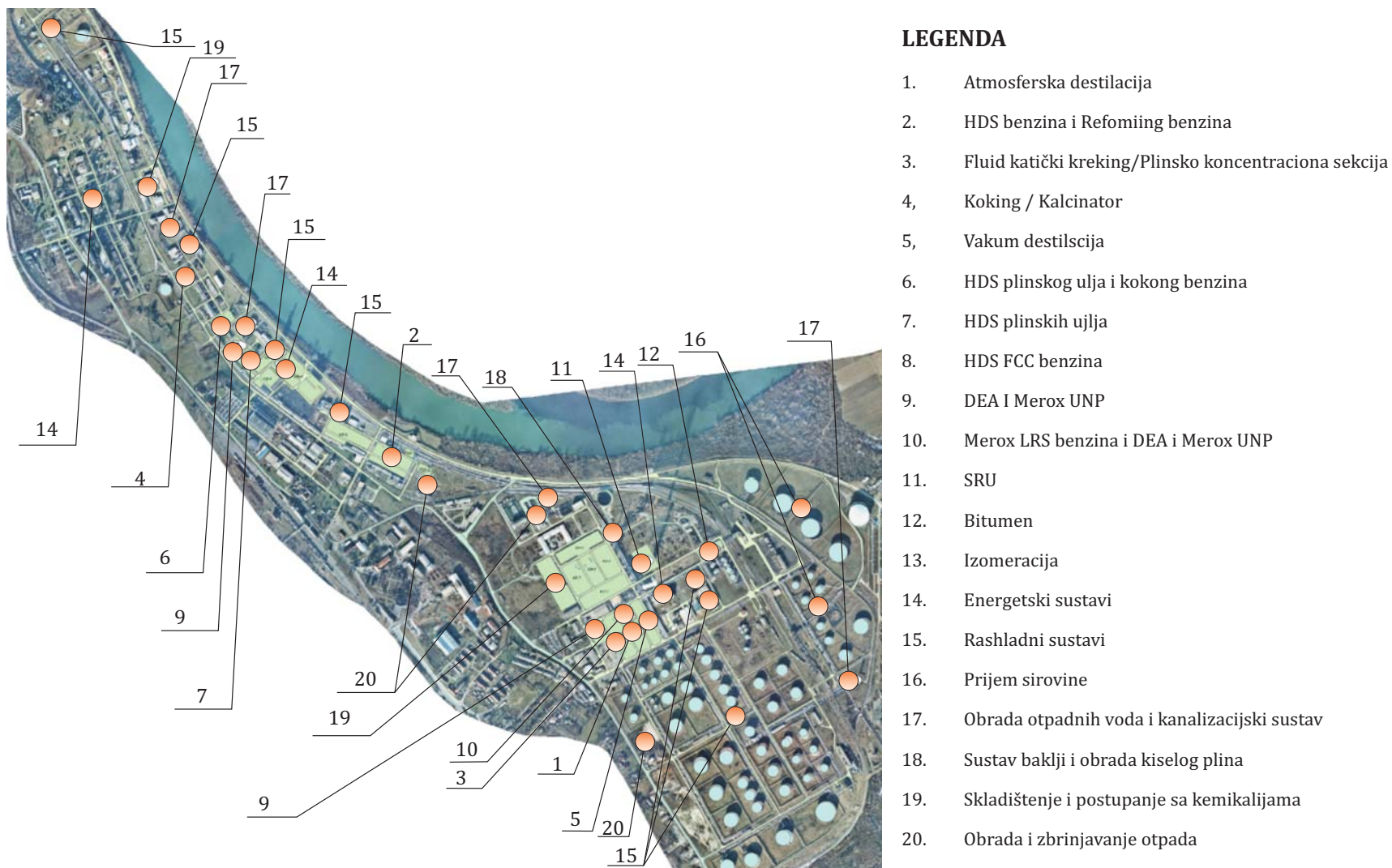
$$y_{L,k} = \frac{E_{L,k}}{E_{F,tot}} \quad (4.27)$$

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

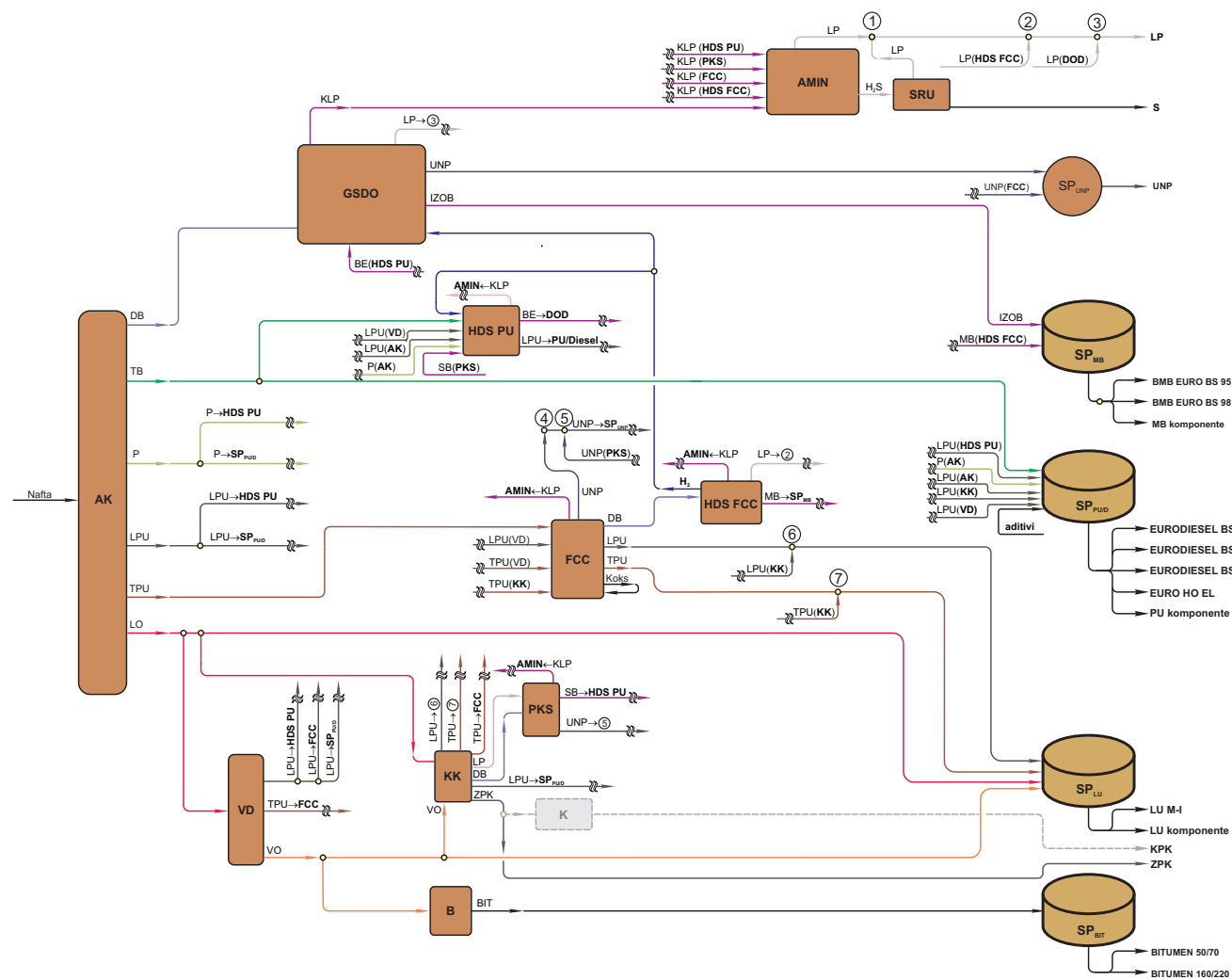
5. Karakteristike, opis proizvodnog procesa i fizički model pogona atmosferske destilacije u Rafineriji nafte Sisak

Objekt istraživanja u doktorskoj disertaciji je pogon atmosfreske destilacije u Rafineriji nafte Sisak [59] (RNS). Po svojoj konfiguraciji, RNS se svrstava u kompleksne rafinerije nafte s pogonom za komorno koksiranje u kojem se prerađuju najteže frakcije nafte nakon procesa destilacije, a koje su sadržane u toku vakuum ostatka, koji je proizvod procesa u Vakuum destilaciji. Osim pogona za destilaciju nafte i kokinga, u RNS se nalaze i pogoni za fluid katalitičko krekiranje (FCC), Reforming, Izomerizacija, pogoni za hidrodesulfurizaciju koji su nužni za postizanje kvalitete proizvoda koja zadovoljava zahtjeve za zaštitu okoliša, Bitumen i ostali.

Na lokaciji današnje RNS, Shell je 1923. g. sagradio skladište, a tek 1927. g. je sagrađen pogon za destilaciju nafte kapaciteta 60.000 t/g. Sirovina i proizvodi su se transportirali željezničkim cisternama i teglenicama, jer je lokacija RNS na ušću rijeke Kupe u Savu. Razvoj je tekao postepeno, te je proizvodnja do 1940. g. povećana na 90.000 t/g. U tom periodu se počela prerađivati i domaća nafta. Nakon oštećenja postrojenja u drugom svjetskom ratu i obnove, već 1950. g. je proizvodnja dostigla 100.000 t/g. Rafinerija nafte Sisak je već 1956. g. ušla u grupu kompleksnih rafinerija, jer je izgrađeno kombinirano postrojenje KP-1 s prvim pogonom za sekundarnu preradu nafte u republici Hrvatskoj, pogonom za katalitičko krekiranje (FCC). Konfiguracija RNS u tom periodu najbolje prikazuje slika 3.5 bez katalitičkog reforminga i Izomerizacije. Nakon izgradnje KP-1 proizvodnja je povećana na preko 300.000 t/g, postignut je veći prinos motornih benzina. Paralelno s razvojem rafinerije, razvijala se i infrastruktura potrebna za transport nafte, te je 1960. g. izgrađen naftovod Stružec – Sisak. Izgradnjom pogona KP-2 1964. g., RNS je dobila katalitički reforming, a 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 te godine osnovana je INA – Industrija nafte te je RNS ušla u njen sastav.



Slika 5.1. Karta Rafinerije nafte Sisak [181]



Legenda	
Procesne jedinice	
AK	- Kolona atmosfertske destilacije
AMIN	- Sekcija za apsorbciju H ₂ S
B	- Sekcija za puhanje bitumena
FCC	- Sekcija za Fluid katalitički krekng
HDS FCC	- Sekcija za Hidrodesulfurizaciju benzina
HDS PU	- Sekcija za hidrodesulfurizaciju snjese plinskih ulja i benzina
K	- Peć za kalcinaciju
KK	- Peć 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

Daljnji intenzivan razvoj nastavio se u periodu do 1971. g. te je rafinerija dobila pogone za hidroobradu i komorno koksiranje. Razvoj se nastavio izgradnjom kombiniranog postrojenja KP-6 pri čemu su izgrađeni novi pogoni za atmosfersku i vakuum destilaciju i FCC. Maksimalan kapacitet prerade je u osamdesetim godinama dosegao 6,7 milijuna tona godišnje. U domovinskom ratu (1990. – 1995.) RNS je oštećena ali je radila bez prestanka. Daljnji razvoj nastavljen je izgradnjom pogona za odsumporavanje (Claus) 2007., pogona za hidrodeshulfurizaciju FCC benzina 2008. g. i Izomerizaciju 2011. g. Nakon izgradnje ovih pogona, RNS je dobila punu konfiguraciju prikazanu na slici 2.7. U sadašnjoj konfiguraciji, projektni kapacitet RNS je 4 milijuna tona godišnje, ali je stvarni kapacitet prerade u 2010. g. bio 1,72 milijuna tona, da bi se već 2011. g. spustio na 1,06 milijuna tona, a 2015. g. je prerađeno 655.000 t nafte [22]

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/g prerađuje se u RNS. Budući 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 d.d. – Industrija nafte Zagreb, je uvela sustav upravljanja zaštitom okoliša (ISO 14001) i sustav upravljanja energijom (ISO 50001) koji se primjenjuju i u RNS.

Karta s lokacijom najvažnijih procesnih i pomoćnih jedinica predstavljena je na slici 5.1 [181] dok je na slici 5.2. predstavljena pojednostavljena tehnološka shema s materijalnim tokovima na proizvodnim rutama.

5.1. Opis proizvodnog procesa u Rafineriji nafte Sisak

Primarni proces [61], [66], [77] prerade sirove nafte (SN)¹⁶ (Tehnološka shema na slici 5.3.) započinje u pogonu Atmosferske destilacije (**AD**). Pogon **AD** predstavlja i referentno postrojenje istraživanja, pa je njegov detaljniji opis prezentiran u poglavlju 2.5, dok su u nastavku ovog poglavlja opisane samo pojedine procesne jedinice u funkciji jasnijeg prikaza najznačajnijih materijalno-energetskih tokova u cjelokupnom proizvodnom procesu Rafinerije nafte Sisak.

Centralna procesna jedinica pogona **AD** je Atmosferska kolona (**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 (AOAD) s dna kolone, koja se potom transportira u pogon vakuum destilacije (**VDU**) na daljnju obradu. U slučaju nepredviđenih poremećaja u proizvodnom procesu, AOAD je moguće dodatno obraditi u pogonu za komorno koksiranje (**KK**), ili se skladišti u spremnik loživog ulja (**SPLU**). Uskladišteni AOAD 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 dizel-a (DI).
- srednje frakcije:
 - Teški benzin (TBAD), koji se transportira u pogon Hidrodesulfurizacija smjese plinskih ulja i benzina (HDSPU). Alternativno, TBAD se skladišti u spremnik motornog benzina (SPMB) s ciljem njegove naknadne prerade u HDSPU.

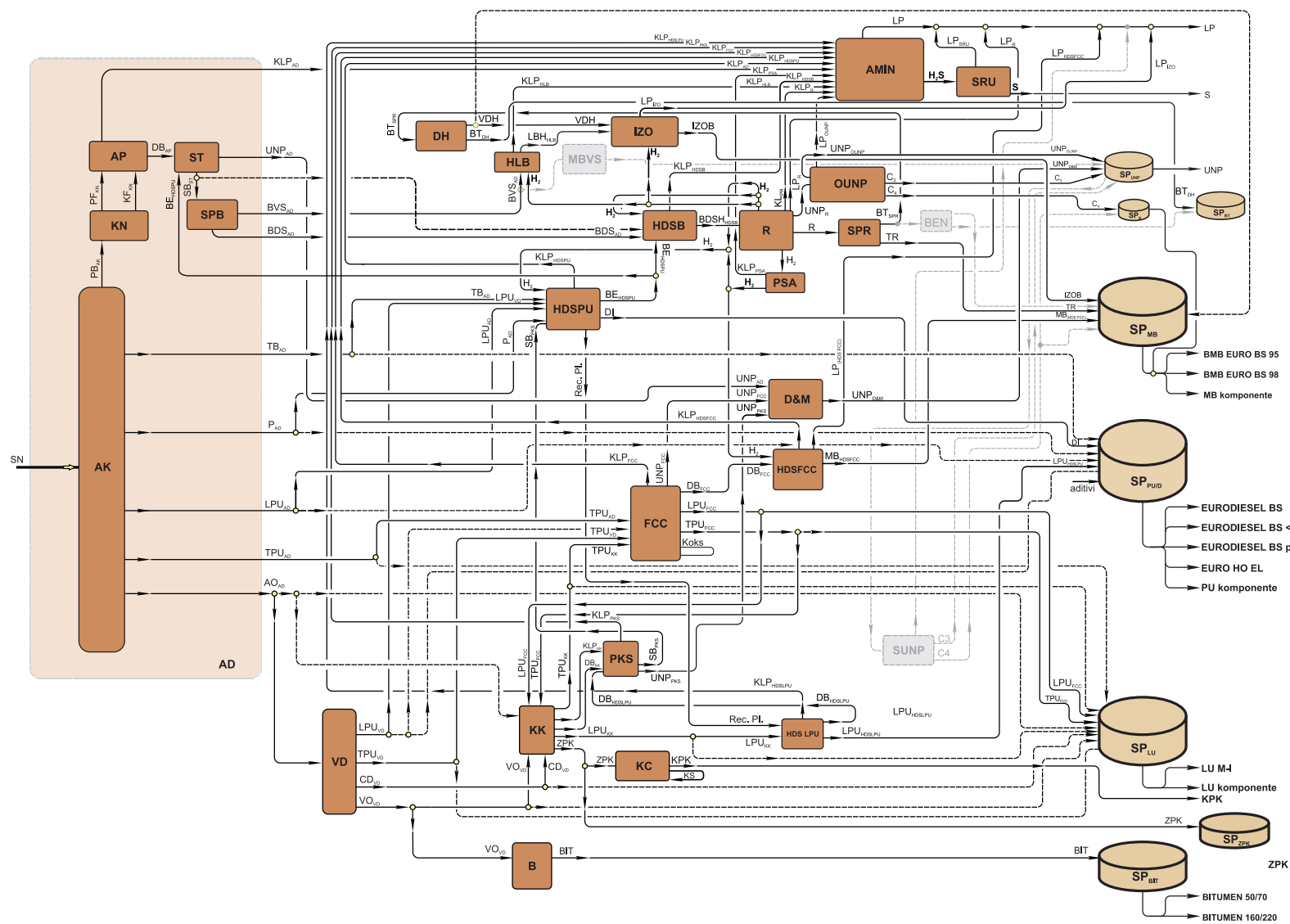
¹⁶Pri formiranju skraćenica u tekstu opisa rada postrojenja usvojena su sljedeća tipografska pravila:

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

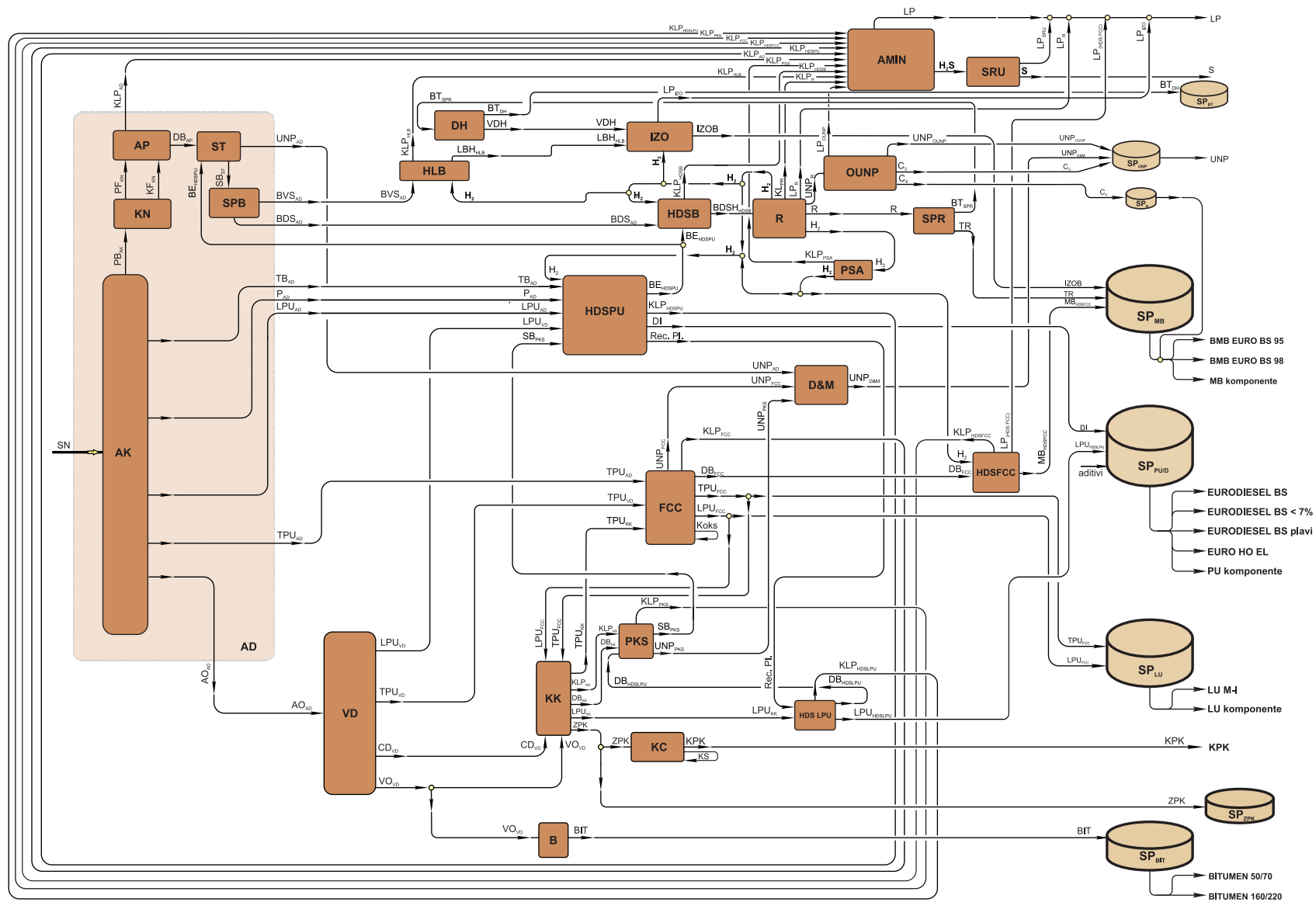
YY_{xx} skraćenica za procesnu jedinicu YY koja se nalazi u pogonu XX (velika slova, podebljani font)

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)



Slika 5.3. Shematski prikaz Rafinerije nafte Sisak (RNS)- projektirane proizvodne rute



Slika 5.4. Shematski prikaz Rafinerije nafte Sisak (RNS)- postojeće proizvodne rute

Legenda, Slike 5.3 i 5.4

AD – Atmosferska destilacija	RkR – Reaktor u pogonu R	DIE - Dietanolamin
AK – Atmosferska kolona	RBSPBAD – Rebojler na spliteru benzina u pog. AD	H2 – Vodik
AMIN – Sekcija za izdvajanje sumporovodika	RBSTAD – Rebojler na stabilizatoru u pogonu AD	H2O - Voda
APPKS – Apsorber u pogonu PKS	SKZPK – Skladište ZPK	H2S - Sumporovodik
B – Bitumen	SPBAD – Spliter benzina u pogonu AD	IZOB – Izomerizat - benzi
DBTPKS – Debutanizer u pogonu PKS	SPBT – Spremnik toka bogatog C2H6	KLP – Kiseli loživi plin
DEA – Sekcija za uklanjanje H2S iz UNP-a	SPDI – Spremnik plinskih ulja/dizela	KS – Koks
DEAREG – DEA regeneratorski	SPMB – Spremnik motornog benzina	LBH – Hidroobrađeni lak
FCC – Fluid katalitičko kreiranje	SPUNP – Spremnik UNP-a	LP – Loživi plin
GP – Generator pare	SPR – Spliter reformata	LPU – Lako plinsko ulje
HDSB – Hidrodesulfurizacija benzina	SRU – Pogon za izdvajanje sumpora	LU - Lužina
HDSFCC – Hidrodesulfurizacija FCC benzina	STAD – Stabilizator u pogonu AD	Mr – Meraptani
HDSLPU – Hidrodesulfurizacija lakog plinskog ulja	SU – Sušionik	MB – Motorni benzin
HDSPU – Hidrodesulf. smjese plinskih ulja i benzina	VDU – Vakuum destilacija	P – Petrolej
HLB – Hidroobrada lakog benzina	Popis tokova	Re - Reformat
IZO –Izomerizacija	AO – Atmosferski ostatak	S – Elementarni sumpor
KDEA – Kolona na sekciji DEA	BN - Benzen	SB – Stabilizirani benzin
KK – komorno koksiranje	BDS – Benzin dna splitera	SN – Sirova nafta
M – Sekcija za uklanjanje merkaptana iz UNP-a (Merox)	BDSH- Hidrodesulfurizirani benzin dna splitera	TB – Teški benzin
ODS – Odsoljivač	BE – Benzin	TLU – Teško loživo ulje
OUNP – Pogon za obradu UNP-a	BVS – Benzin vrha splittera	TPU – Teško plinsko ulje
PKS – Plinsko-koncentracijska sekcija	BIT – Bitumen	TR – Teški reformat
PP – Procesna peć	BT – Bok bogat benzenom	UNP – Ukapljeni naftni pl
PSA – Pogon za pročišćavanje H2	BT – Tok bogat benzenom	VDH – Produkt iz vrha de
R – Reforming	C3 – propan (C3H8)	VO – Vakuum ostatak
RBDH – Rebojler deheptanizera	C4 – butan (C4H10)	ZPK – Zeleni petrol koks
RgKFCC - Regenerator katalizatora u pog. FCC	CD – Crni destilat	
RkB – Reaktor u pogonu B	DB – Destabilizirani benzin	
RkFCC – Reaktor u pogonu FCC	DI – Dizel	

- Petrolej (PAD), koje ide na daljnju obradu u HDSPU, ili se po potrebi skladišti u spremnik plinskih ulja/dizela (SPDI) s namjerom njegove naknadne prerade u HDSPU
- Lako plinsko ulje (LPUAD) koje ide na daljnju obradu u HDSPU, ili se po potrebi skladišti u spremnik plinskih ulja/dizela (SPDI), koje se naknadno podvrgava preradi u HDSPU
- Teško plinsko ulje (TPUAD) koje ide na daljnju obradu u pogon Fluid katalitičko kreiranje (FCC). Ukoliko prerada toka TPUAD u pogonu FCC nije moguća, on se skladišti u spremnik loživog ulja (SPLU) i naknadno prerađuje u KK;
- Najlakša frakcija s vrha Atmosferske kolone, primarni benzin¹⁷ (PBAK), hladi se i djelomično kondenzira u kondenzatoru (**KNAK**), te se razdvaja na dvije frakcije:
 - Plinovita faza (PFKN) koja odlazi na daljnju obradu u apsorber (AP).
 - Kapljevita faza (KFKN) iz koje se prvo izdvaja voda, a potom se transportira u apsorber (AP).

U **AP** se odvija proces difuzije u kojem se dodatno izdvajaju lakše komponente iz kapljevite faze i teže komponente iz plinovite faze. Proizvodi procesa koji se odvija u apsorberu su kiseli loživi plin¹⁸ (KLP_{AD}) i destabilizirani benzin¹⁹ (DB_{AP}^I). Kiseli loživi plin se koristi za pokrivanje dijela vlastitih energetske potrebe ili se, kod poremećaja u preradi, spaljuje na baklji. Destabilizirani benzin (DB_{AP}^I) iz **AP** u sebi sadrži ukapljeni naftni plin (propan C_3H_8 i butan C_4H_{10}) koji je potrebno izdvojiti, te se stoga ovaj procesni tok najprije zagrijava, a zatim dobavlja u **ST**. Za dodatno zagrijavanje DB_{AK}^I u **ST**, koristi se otpadna toplina toka AO, te se zbog razlike u temperaturi vrenja izdvaja ukapljeni naftni plin (UNP_{AD}) i odvodi na daljnju preradu u pogon **D&M**. Ostatak ovog procesa, stabilizirani benzin (SB_{ST}^I), potrebno je prije daljnje obrade razdvojiti na

¹⁷Najlakša frakcija nafte sadrži ugljikovodike do uključivo heksan (C_6H_{14})

¹⁸Glavne 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).

¹⁹Destabilizirani benzin sadrži ugljikovodike C3 – C6.

pojedine frakcije s različitom temperaturom vrelišta. Shodno tome tok SB^{IST} se transportira u sekciju za razdvajanje benzina (*splitter* benzina **SPB**), koji se zagrijava pomoću rebojlera na splitter-u 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 splitter-a (BDS_{AD}) čije je vrelište u temperaturnom rasponu iznad 85 °C (do 180 °C). Nakon toga, tok BVS_{AD} se odvodi u pogon za hidroobradu lakog benzina (**HLB**) i kao hidroobrađeni laki benzin (LBH_{HLB}) na preradu u pogon Izomerizacije (**IZO**).

Tok BDS_{AD} se najprije obrađuje u pogonu za hidrodesulfurizaciju benzina (**HDSB**), a zatim se kao hidrodesulfurizirani benzin ($BDSH_{HDSB}$) odvodi na preradu u pogon Reforming (**R**). Atmosferski ostatak se naknadno preraduje u pogonu **VDU**, 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 **VDU** su:

- Lako vakuum plinsko ulje ($LPUVDU$), koje se odvodi u pogon **HDSPU**. Ukoliko nije moguća obrada $LPUVDU$ u pogonu **HDSPU**, procesni tok se, ili upućuje na obradu **FCC**, ili skladišti u **SPDI** s namjerom naknadne prerade u **HDSPU**;
- Teško vakuum plinsko ulje ($TPUVDU$), šalje se u pogon **FCC**, odnosno proizvod se skladišti u **SPLU** i naknadno preraduje u **KK**;
- Crni destilat ($CDVD$) koji ide na daljnju obradu u pogon za komorno koksiranje (**KK**), a ako ta opcija nije na raspolaganju, skladišti se u **SPLU** i naknadno preraduje u pogonu **KK**;
- Vakuum ostatak ($VOVD$) koji se dalje obrađuje u pogonu **KK** ili u pogonu za proizvodnju bitumena (**B**). Ukoliko prerada u pogonima **KK** ili **B** trenutno nije moguća, $VOVD$ se skladišti u **SPLU** i naknadno preraduje u pogonu **KK**.

Tokovi $VOVD$ i $CDVD$, kao i tok AO_{AD} koji zbog poremećaja u proizvodnji nije prerađen u **VDU**, obrađuju se u pogonu **KK**, a 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 vrijednijih proizvoda. Prethodno navedena tri toka 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 visokovrijedne proizvode. Proizvodi procesa koji se provodi u pogonu **KK** su:

- Lako plinsko ulje (LPUKK), koje se odvodi u pogon za Hidrodesulfurizaciju lakog plinskog ulja (**HDSLPU**) ili se, prije obrade u tom pogonu, skladišti u **SPLU**;
- Teško plinsko ulje (TPUKK), koje se odvodi u pogon **FCC**, ili se prije obrade u tom pogonu skladišti u **SPLU**;
- Zeleni petrol koks (ZPK), koji se skladišti u skladištu **ZPK** ili se odvodi na daljnju obradu u pogon za kalcinaciju (**K**);
- Kiseli loživi plin (KLPPK), koji odlazi u Plinsko koncentracijsku sekciju (**PKS**);
- Destabilizirani benzin (DBKK), koji se također transportira 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.

Tokovi TPU_{AD} , TPU_{VD} i TPU_{KK} naknadno se prerađuju u pogonu **FCC**. U situacijama kada postoji poremećaj u normalnoj preradi toka LPU_{VDU} u pogonu **HDSPU**, ovaj procesni tok se može prerađivati u pogonu **FCC**. Pri takvoj promjeni proizvodne rute, dolazi do smanjenja prinosa dizelskog goriva i povećavanja prinosa motornog benzina (MB), jer se proizvodi **FCC**-a koriste u proizvodnji MB.

U pogonu **FCC** se odvija sekundarni proces prerade nafte, tj. konverzija 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, te uz formiranje fluidiziranog sloja čestica katalizatora. U pogonu **FCC** je smješten i regenerator katalizatora 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 regeneratora katalizatora. Pare ugljikovodika se, nakon procesa krekiranja, u frakcionatoru²⁰ razdvajaju na:

²⁰Jedinica za razdvajanje frakcija ugljikovodika

- Lako katalitičko ulje (LPUFCC), koje odlazi na preradu u pogon **KK**. U slučaju potrebe, LPUFCC se može skladištiti u **SPLU** te naknadno prerađivati u **KK**;
- Dekantirano ulje (TPUFCC), koje odlazi na preradu u pogon **KK**. Tok TPUFCC se može skladištiti u **SPLU** i naknadno preraditi u **KK**;
- Destabilizirani benzin (DBFCC) koji se odvodi na preradu u pogon za hidrodesulfurizaciju kreiranog benzina (**HDSFCC**);
- Kiseli loživi plin (KLPFCC) koji se odvodi na obradu u sekciju **AMIN**;
- Ukapljeni naftni plin (UNPFCC) koji se odvodi u pogon za izdvajanje sumpora iz ukapljenog naftnog plina (Dea i Merox UNP-a (**D&M**));

Proces kalcinacije u pogonu **K** odvija se u rotacionoj peći pri protustrujnom kretanju dimnih plinova (dobivenih izgaranjem lož ulja) i ZPK²¹ 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), iz peći se uklanja strujom dimnih plinova i koristi kao dodatni energent u ovom pogonu.

Tokovi kiselog loživog plina (KLPPK), destabiliziranog benzina iz pogona **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, ova dva toka se vode u apsorber stacioniran u ovom pogonu, pri čemu benzin apsorbira sve teže komponente iz plina. Tok 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 (KLPPKS) koji se iz apsorbera odvodi na daljnju obradu u sekciju **AMIN**,

²¹Prije ulaska u rotacionu 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

- Ukapljeni naftni plin (UNPPKS) koji se iz debutanizera odvodi na obradu u pogon **D&M**

- Stabilizirani benzin (SBPKS) koji iz debutanizera ulazi u pogon **HDSPU**.

Zbog zahtjeva za zaštitu 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}), **VDU** (LPU_{VDU}), **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 onečišćenja (nečistoće) u procesnim tokovima. 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}), **VDU** (LPU_{VDU}) i **PKS-a** (SB_{PKS}) miješaju s vodikom (H_2), zatim zagrijavaju, a prisutnost katalizatora ubrzava reakcije H_2 s nečistoćama u tretiranim tokovima. Krajnji proizvodi **HDSPU** su:
 - Dizel (DI) koji se skladišti u spremnik plinskih ulja i dizela (SPDI)
 - Benzin (BEHDSPU) koji odlazi na daljnju obradu u pogon HDSB
 - Kiseli loživi plin (KLPHDSPU) koji odlazi na daljnju obradu u sekciju AMIN
- Hidrodesulfurizaciju **FCC** benzina (pogon **HDSFCC**), u kojem se tok 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 (MBHDSFCC) koji se transportira u spremnik SPMB
 - Kiseli loživi plin (KLPHDSFCC) koji se odvodi na daljnju obradu u sekciju AMIN
- Hidrodesulfurizaciju benzina (pogon **HDSB**) pri čemu se tokovi BDS_{AD} i BEHDSPU 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 (BDS_{HHDSB}) koji se odvodi na obradu u pogon R
 - Kiseli loživi plin (KLPHDSB) koji se odvodi na daljnju obradu u sekciju AMIN
- Hidroobradu lakog benzina (pogon **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 (LB_{HHLB}) koji se odvodi na daljnju obradu u pogon IZO
 - Kiseli loživi plin (KLPHLB) koji se odvodi na daljnju obradu u sekciju AMIN

- Hidrodesulfurizaciju lakog plinskog ulja (pogon **HDSLPU**) gdje se lako plinsko ulje LPUKK miješa s H_2 , te zagrijava u prisutnosti katalizatora čime se ubrzava reakcija H_2 s nečistoćama. Proizvodi procesa su:
 - Lako plinsko ulje (LPUHDSLPU) koje se odvodi u spremnik SPDI
 - Destabilizirani benzin (DBHDS LPU) koji se odvodi na preradu u pogon PKS
 - Kiseli loživi plin (KLPHDSLPU) koji se odvodi 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 zato obrađuje u pogonu **AMIN** ispiranjem u metildietanolamin (MDEA) otopini koja apsorbira H_2S . Sumporovodik otopljen u MDEA, upućuje se u jedinicu za izdvajanje sumpora (**SRU**) gdje se u prisutnosti katalizatora kroz niz kemijsko-fizikalnih²² procesnih reakcija proizvodi elementarni sumpor (S), koji je 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, ovi tokovi se odvođe na preradu u pogon **D&M** koji se sastoji od dvije sekcije:

- U prvoj sekciji ovog pogona tokovi se ispiru u otopina dietanolamina u cilju uklanjanja prethodno navedenih spojeva. Regeneracija otopine vrši se postupkom stripiranja²³.
- 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 ($UNPD\&M$) odvodi se u spremnik UNP-a (**SPUNP**).

²²U 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).

²³Uklanjanje lako hlapivih spojeva pomoću vodene pare, inertnog plina ili samo zagrijavanjem

Hidroobrađeni benzin iz pogona **HDSB** ($BDSH_{HDSB}$), obrađuje se u pogonu **R**, gdje se u katalitičkoj reakciji prevodi u visokooktansko gorivo Reformat (Re)²⁴, 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, ovisno o postavljenim fizikalnim uvjetima. Vodik je neophodna komponenta u procesima hidrodesulfurizacije, 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), koji se odvodi na daljnju obradu u splitter reformata (**SPR**)
- Vodik (H_2), koji se koristi u procesima za hidrodesulfurizaciju (**HDSPU, HDSFCC, HDS B, HLB i HDSLPU**)
- Ukapljeni naftni plin (UNPR) koji odlazi na daljnju obradu u pogon za obradu ukapljenog naftnog plina (**OUNP**)
- Kiseli loživi plin (KLPR) koji odlazi 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 koji se odvodi u sustav za distribuciju vodika i koristi u procesima hidrodesulfurizacije (**HDSPU, HDSFCC, HDSB, HLB i HDSLPU**)
- Kiseli loživi plin (KLPPSA) koji se odvodi na daljnju obradu u sekciju **AMIN**.

²⁴Reformat 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.

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

- Tok bogat benzenom (BTSPR) koji odlazi na daljnju obradu u deheptanizer (**DH**).
- Teški reformat (TR) koji sadrži do 1% C_2H_6 i ima visok oktanski broj te se koristi kao komponenta za proizvodnju benzina. Odvodi se u spremnik **SPMB**.

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

- Tok s vrha deheptanizera (VDH) koji sadrži ugljikovodike C_5H_{12} i C_6H_{14} uz udio C_6H_6 do 1,5% koji se šalje na daljnju obradu u pogon **IZO** ili odvodi u spremnik **SPMB** i koristi kao komponenta u proizvodnji benzina.
- Tok bogat benzenom (BTDH) koji sadrži oko 60% C_6H_6 , skladišti se u spremnik toka bogatog benzenom (**SPBT**) i prodaje kao zaseban proizvod.

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

- Izomerizat-benzin (IZOB) koji se skladišti u **SPMB** pri čemu se koristi kao komponenta u proizvodnji benzina
- Loživi plin (LPIZO) koji se odvodi u sustav loživog plina (**LP**).

Iz toka ukapljenog naftnog plina proizvedenog u pogonu **R** (UNP_R) potrebno je izdvojiti Metan (CH_4) i Etan (C_2H_6), te se navedeni procesni tok zato vodi 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 procesnog toka se izdvajaju CH_4 i C_2H_6 , koji napuštaju pogon kao sadržaj toka loživog plina (LP_{OUNP}), a ukapljeni naftni plin napušta ovaj pogon kao tok 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. Obradeni 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 tok C_3 , koji se skladišti u spremnik UNP-a (**SPUNP**), i
- butan (C_4H_{10}), odnosno tok C_4 , koji se skladišti u spremnik butana (**SPB**).

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 toka BVSAD. Izgradnjom pogona **HLB** ovaj pogon je stavljen izvan upotrebe
- U Benzen koloni (**BEN**) se, iz toka bogatog benzenom (BTSPR) koji se proizvodio u splitteru reformata (**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 **SPMB** 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 deheptanizera (**DH**) benzen kolona je stavljena van upotrebe.
- Splitter UNP-a (**SUNP**), koji je služio za razdvajanje UNP-a iz spremnika **SPUNP** na propan i butan. Propan se odvodio natrag u **SPUNP**, a butan se koristio kao komponenta pri namješavanju motornih benzina. UNP se i dalje razdvaja na propan i butan u pogonu za obradu UNP-a (**OUNP**). U procesu se proizvodi i loživi plin (**LPSUNP**) koji se šalje u sustav loživog plina.

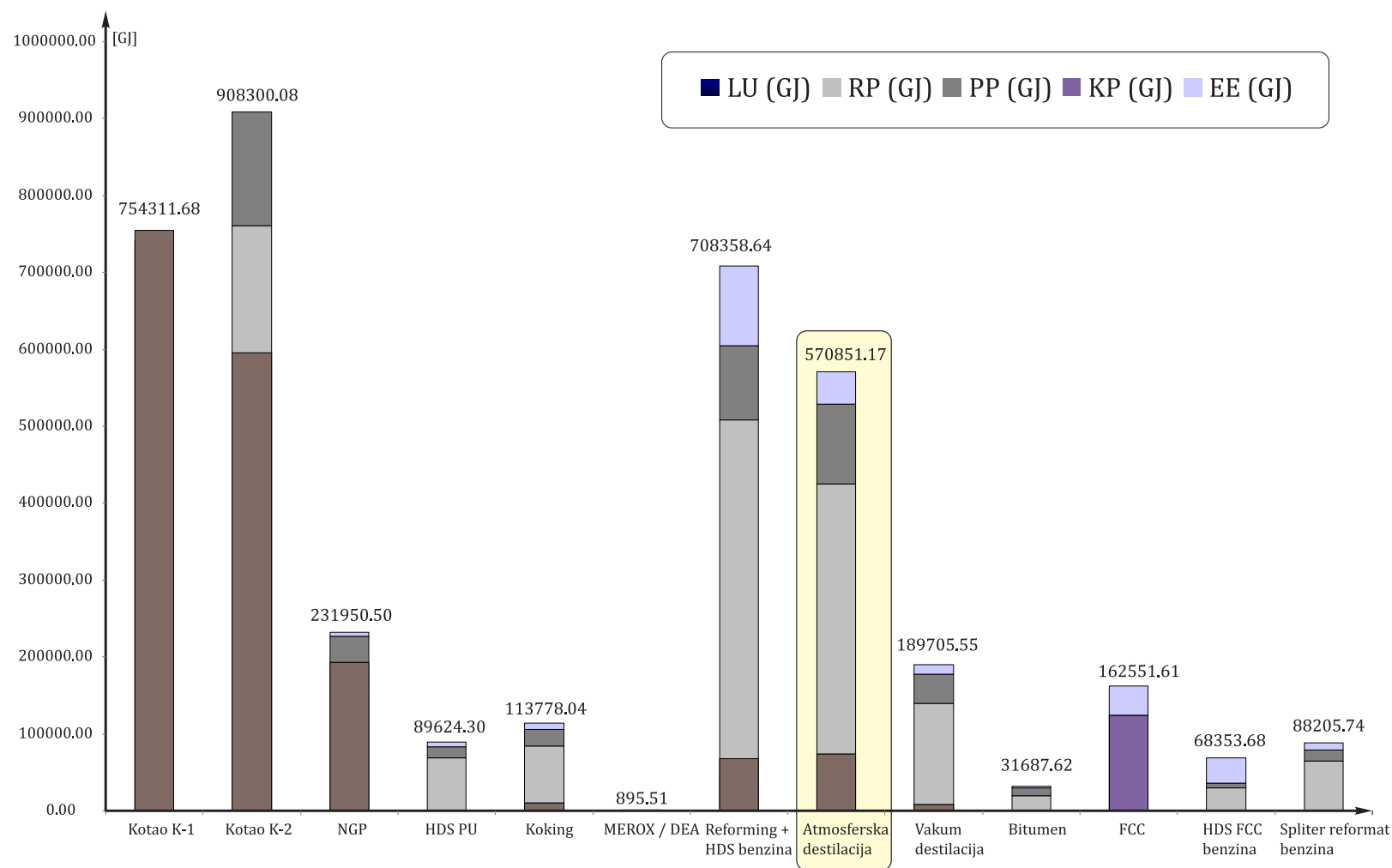
Krajnji proizvodi cjelokupnog procesa prerade nafte u Rafineriji nafte Sisak su:

- Loživi plin (LP) u čiji sastav ulaze tokovi LPAMIN, LPSRU, LPR, LPHDSFCC i LPIZO 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% volumnih. Vodik dospijeva u LP iz pogona **R**. Loživi plin se koristi kao gorivo za pokrivanje vlastite potrošnje rafinerije nafte u procesnim pećima i generatorima pare.
- Ukapljeni naftni plin (UNP) uglavnom se sastoji od propana i butana, uz neznatno veći udio butana, te uz mali udio ostalih plinovitih ugljikovodika. Ovaj proizvod se sprema u spremnik **SPUNP** pod tlakom 6 - 10 bar s ciljem održavanja kapljevito stanja, budući je pri okolišnjem tlaku i temperaturi u plinovitom stanju. Proizvod se može koristiti kao gorivo u motorima s unutrašnjim 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.

- Tok bogat benzenom se skladišti u spremniku **SPBT**. Prodaje se kao komercijalni proizvod i koristi u industriji kao otapalo, u proizvodnji lijekova, antikorozivnih sredstava i plastičnih masa. Vrlo je otrovan, te se u navedenim industrijama postupno zamjenjuje drugim sredstvima.
- C4 izdvojen iz UNP-a skladišti se u **SPB**, te se koristi kao komponenta za namješavanje motornih benzina, s ciljem podešavanja napona para. Butan povećava napon para u motornom benzinu.
- Tokovi IZOB, TR i MBHDSFCC skladište se u spremnik **SPMB** i koriste u postupku namješavanja²⁵ motornog benzina. Postupak namješavanja vodi se u skladu s karakteristikama gore navedenih komponenti. U gotovoj smjesi, komponente TR, MBHDSFCC 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 – 200 °C i sadrži ugljikovodike C4 – C12. 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.
- Tokovi DI iz **HDSPU** i LPU iz **HDSLPU** skladište se u **SPLU** i koriste za dobivanje seta proizvoda dizel goriva. Dizelsko gorivo je smjesa lakih plinskih ulja (LPUAD, LPUVD, LPUKK), teškog benzina (TB) i petroleja (P). Pri namješavanju dizela, između ostalog je vrlo bitno zadovoljiti kriterij filtrabilnosti, koji je definiran kao najviša temperatura kod koje gorivo, zbog solidifikacije određenih komponenata, ne može prolaziti kroz filter za gorivo. Prema specifikacijama, u ljetnom periodu je propisana temperaturna granica 0 °C, a u zimskom -15 °C. Koristi se kao pogonsko gorivo u motorima s unutrašnjim izgaranjem. Set proizvoda dizelskog goriva obuhvaća:

²⁵Postupak 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.

- 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
- Laka i teška plinska ulja s pogona **VD**, **KK** i **FCC**, te atmosferski ostatak, vakuum ostatak i crni destilat (tokovi AOAD, VOVD i CDVD) se skladište u **SPLU** 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 rasponu gore navedenih svojstava po kojima se pojedine kvalitete lož ulja 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 (tok BIT) se skladišti u spremnike bitumena (**SPBIT**) 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.



Slika 5.5. Potrošnja energije u RNS u 2014. Godini

Skraćenice: LU – loživo ulje, RP – Rafinerijski plin, PP – Prirodni plin, KP – koksna prašina

Detaljniji opis karakteristika gotovih proizvoda moguće je pronaći u [182].

U svrhu daljnje analize procesa prerade, na Slici 5.4 je predstavljena tehnološka shema trenutno postojećih pogona u postrojenju i materijalnih tokova kojima su ti pogoni povezani. U novo kreiranoj 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 prezentiranom u prethodnom dijelu teksta.

Atmosferska destilacija uz procese hidrodesulfurizacije, 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**, jer 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.

5.2. Fizički model pogona atmosferske destilacije

Atmosferska destilacija (**AD**) je primarni pogon u proizvodnom procesu rafinerije nafte, a 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 vode²⁶, antifoulanta i deemulgatora (tok **VAD**) toku sirove nafte (**SN**) u cilju efikasnijeg uklanjanja nečistoća iz nafte u odsoljivaču (**ODS**). Novoformirana mješavina (tok **SN^I**), pogonjena pumpom **P-6101 ABC**, se potom zagrijava u seriji izmjenjivača topline na temperaturu približno 110 °C i to:

- U izmjenjivaču topline **E-6101**, tok **SNI** izmjenjuje toplinsku energiju s tokom petroleja dobivenog na izlazu iz stripera petroleja (**SP**), tok **PISP**, pogonjenim

²⁶Količina vode koja se dodaje, kao i temperatura na koju se sirovina zagrijava, ovise o fizikalno-kemijskim karakteristikama nafte.

pumpom P-6103. Petrolej ohlađen u E-6101 (tok PIISP), naknadno se hladi se na približno 40 °C u vodenom hladnjaku E-6111 i u tom stanju (tok PAD) se odvodi na daljnju obradu u **HDSPU** ili se, ukoliko je to potrebno, skladišti u **SPPU/D**.

- U izmjenjivaču topline E-6102, tok SNII (stanje po izlasku iz E-6101) izmjenjuje toplinsku energiju s tokom lakog plinskog ulja (LPUIISLPU) iz stripera LPU (**SLPU**), koji se pogoni pumpom **P-6104 AB**. Nakon predaje toplinske energije u E-6102, tok lakog plinskog ulja (tok LPUIISLPU) se dodatno hladi u vodenom hladnjaku E-6112 na temperaturu oko 40 °C, i u tom stanju (tok LPUAD) se odvodi na daljnju obradu u **HDSPU**, ili se po potrebi skladišti u **SPPU/D**.
- U izmjenjivaču topline E-6103, tok SNIII (stanje po izlasku iz E-6102) preuzima toplinsku energiju od toka AOXIIAK (tok atmosferskog ostatka detaljnije je opisan u nastavku teksta). Nakon prolaska kroz izmjenjivač topline E-6103, tok AOXIIAK se ohladi do temperature oko 100 - 130 °C (stanje AOAD) i odvodi na daljnju preradu u **VDU**. Ukoliko dođe do poremećaja u normalnoj preradi, ovaj tok se dodatno hladi na 60 °C u zračnom hladnjaku E-6103/1 (stanje AOIAD) i skladišti u **SPLU**.

Po prolasku kroz seriju izmjenjivača topline, tok sirove nafte SN^{IV} ulazi u odsoljivač (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 10 000 - 30 000 V) talože na dnu ove procesne jedinice. Navedenim postupkom izdvaja se 90 – 95% nečistoća sadržanih u toku sirove nafte (otpadni tok NC na shemi postrojenja).

Pročišćeni tok 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 međurefluksa²⁷ (tok GMII) u E-6104,
- Atmosferskog ostatka iz **AK** (tok AOIIAK) u E-6105 i

²⁷Međurefluks predstavlja dio medija koji se iz atmosferske kolone izvlači na određenoj lokaciji na koloni, hladi se u izmjenjivačima topline, pri čemu zagrijava sirovinu ili proizvode u procesu, i zatim se vraća u atmosfersku kolonu na lokaciji iznad priključka za njegovo izvlačenje. Atmosferska kolona u RNS ima dva međurefluksa, koji su označeni prema lokaciji spajanja na kolonu, kao donji (DM) i gornji (GM).

- Donjeg međurefluksa (tok DMII) u E-6106.

Dodatno zagrijan tok sirove nafte (SN^{IV}_{ODS}) koji je prošao seriju navedenih izmjenjivača, miješa se s dijelom atmosferskog ostatka (AO^V_{AK}) tvoreći smjesu ugljikovodika (tok SN^I_{PP}) koja na temperaturi od oko 230 °C ulazi u procesnu peć (**PPAD**). Po ulazu u procesnu peć tok SN^I_{PP} prvo prolazi kroz konvekcijsku zonu peći, gdje se zagrijava preuzimajući toplinsku energiju od dimnih plinova nastalih izgaranjem loživog plina dopremljenog iz pogona **AMIN** i loživog ulja iz spremnika **SPLU**. 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 od 6 bara i temperature od 360 °C.

Temperatura sirove nafte na izlazu iz peći (tok SN^{II}_{PP}) mora dostići vrijednosti (unutar određenog temperaturnog raspona 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“²⁸ zoni.

Dostizanjem tražene temperature omogućava se povećanje temperature kraja destilacije u navedenim bočnim proizvodima, osigurava strujanje kapljevine i efikasna frakcionacija²⁹ u dijelu kolone neposredno iznad „flash“ zone. S druge strane, previsoka temperatura toka SN^{II}_{PP} inicirala bi njegovo krekiranje, odnosno toplinsku razgradnju molekula ugljikovodika sadržanih u njemu. U procesnu peć (**PPAD**) 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 stripiranja³⁰ u procesu prerade nafte u **AD**.

²⁸Zona u koju ulazi sirova nafta, u kojoj dolazi do naglog isparavanja te do razdvajanja kapljevine od parne faze (atmosferski ostatak ostalih frakcija)

²⁹Da 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.

³⁰Izdvajanje lakših proizvoda s ciljem postizanja zadane temperature početka destilacije frakcije ugljikovodika. Provodi se ubacivanjem pregrijane vodene pare, što rezultira smanjenjem parcijalnog tlaka

Atmosferska kolona (**AK**) je najvažnija procesna jedinica u okviru pogona **AD**, s osnovnim zadatkom učinkovite separacije toka SN^{II}_{PP} na prethodno navedenu vršnu frakciju (PB_{AK}), četiri bočne frakcije (TB^I_{AK} , P^I_{AK} , LPU^I_{AK} , TPU^I_{AK}) i proizvod dna kolone (AO^I_{AK}). 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 refluksom³¹ i dva međurefleksa. Na dnu kolone se ubacuje pregrijana vodena para (PS^I) temperature 420 °C proizvedena u procesnoj peći **PPAD**, s ciljem stripiranja atmosferskog ostatka.

Temperatura kraja destilacije vršnog proizvoda **AK** (tok PB_{AK}) regulira se količinom refluksa (KF^{II}_{AK}) 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, tok PB_{AK} . 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 izvlači 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} .

para ugljikovodika i povećanjem temperature, uz dodatno izdvajanje lakših frakcija ugljikovodika. Može se kombinirati s dodatnim zagrijavanjem ugljikovodika u izmjenjivačima topline.

³¹ Pare koje su izvučene 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, te se dio 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.

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^{II}_{KN}) i ohlađenih međurefluksa (DM^{VII}_{AK} i GM^{VI}_{AK}), 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. Naime, 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 odvedena energija koja je u kolonu dovedena preko SN^{II}_{PP} (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**, jest opadanje 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, odvodila bi se djelomično u kondenzatoru na vrhu kolone (**KNAK**), 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. Dakle, u slučaju konstrukcije bez međurefluksa, značajno bi se povećao dio toplinske energije koja bi se odvodila preko kondenzatora na vrhu kolone (**KNAK**) i to za značajnu količinu toplinske energije (oko 19 MW) koja se u analiziranom pogonu odvodi međurefluksima kao što je bilo navedeno ranije.



Legenda, Slika 5.6.

Popis pogona

AK – Atmosferska kolona

AP_{AD} – Apsorber u pogonu atmosferske destilacije

ODS – Odsoljivač

PP_{AD} – Procesna peć u pogonu AD

RB_{SPBAD} – Rebojler na spliteru benzina u pogonu AD

RB_{STAD} – Rebojler na stabilizatoru u pogonu AD

S_{AK} – Separator na vrhu atmosferske kolone

S_{SPB} – Separator na vrhu splittera benzina

S_{ST} – Separator na vrhu stabilizatora

S_{TB} – Striper teškog benzina

S_P – Striper petroleja

S_{LPU} – Striper lakog plinskog ulja

S_{TPU} – Striper teškog plinskog ulja

SPB_{AD} – Spliter benzina u pogonu AD

ST_{AD} – Stabilizator u pogonu AD

Popis tokova

AO – Atmosferski ostatak

BDS – Benzin dna splittera

BVS – Benzin vrha splittera

DB – Destabilizirani benzin

DM – Donji međurefluks

GM – gornji međurefluks

KF – Kapljevita faza

KLP – Kiseli loživi plin

LP – Loživi plin

LPU – Lako plinsko ulje

P – Petrolej

PB – Primarni benzin

PF – Plinovita faza

PS – Para za stripiranje

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

Proces izmjene topline u **KNAK** se odvija na temperaturi kondenzacije proizvoda vrha kolone koja je vrlo niska, oko 70 °C. Posljedično, temperatura kondenzacije nije pogodna za zagrijavanje sirovine, niti za zagrijavanje međuproizvoda u pojedinim dijelovima procesa (rebojleri stabilizatora **RBST** i splitter benzina **RBSPB**). S druge strane, izvlačenjem međurefluksa na odgovarajućim lokacijama, 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 atmosferske kolone provodi se s ciljem postizanja određenih karakteristika proizvoda. Temperatura na koju je potrebno zagrijati SN_{PP}^{II} određena je dizajnom pogona, svojstvima nafte i potrebama procesa, a kako je prethodno opisano, pri čemu se željeno temperaturno područje održava regulacijom rada procesne peći. Regulacija temperature početka i kraja destilacije PB_{AD} , TB_{AD} , P_{AD} , LPU_{AD} , TPU_{AD} i AO_{AD} već je prethodno opisana.

Bitno je istaknuti da su određeni parametri međusobno ovisni. Već je prethodno opisan utjecaj promjene protoka jednog bočnog proizvoda na protok prvog težeg proizvoda. Nadalje, snaga kondenzatora **KNAK**, ovisi o toplinskoj energiji predanoj sirovoj nafti u procesnoj peći i izmjenjivačima topline, protocima bočnih i vršnog proizvoda, te o hlađenju međurefluksa. Navedena međuovisnost 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 (**PPAD**), te količinu energije odvedenu iz **AK** putem 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 topline proizvoda **AK** za zagrijavanje SN, opskrbu rebojlara, 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 °C i u njegovom sastavu su ugljikovodici od CH_4 do uključivo C_6H_{14} . Odvodi se u kondenzator (**KNAK**) smješten na vrhu **AK**, koji je hlađen zrakom, gdje PB_{AK} djelomično kondenzira na temperaturi oko 70 °C (PB^I_{AK}) i odvodi se u posudu (S_{AK}) za izdvajanje plinovite faze ugljikovodika (PF^I_{KN}), vode, i kapljevite faze ugljikovodika (KF^I_{AK}). Plinoviti dio (PF^I_{AK}) se hladi na oko 40 °C u vodenom hladnjaku **E-6108** (PF^{II}_{AK}), te mu se nakon toga 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}_{KN}) odvodi se na daljnju obradu u apsorber (**AP**). Po izlasku iz **SAK** tok KF^I_{AK} se dijeli na dva toka, KF^{II}_{AK} koji se odvodi natrag u **AK** i KF^{III}_{AK} koji se u vodenom hladnjaku **E-6108** hladi na temperaturu oko 40 °C (KF^{IV}_{AK}) i upućuje na daljnju obradu u **AP**. Tok KF^{II}_{AK} vraća se u kolonu **AK** s ciljem poboljšanja frakcionacije (refluks), pri čemu nastavlja kretanje prema donjem dijelu kolone zajedno s kondenzatom nastalim kondenzacijom para ugljikovodika u gornjim dijelovima kolone. Tok plina PF^I_{AK} , nakon djelomične kondenzacije u **KNAK** (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 procesnoj peći atmosferske destilacije (**PPAD**), 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 – 220 °C, petrolej (P^I_{AK}) s temperaturom oko 200 °C i frakcijama u destilacijskom području 160 - 250 °C i lako plinsko ulje (LPU^I_{AK}) temperature oko 290 °C koje sadrži frakcije u destilacijskom području 220 – 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, E6114AB, E-6101, E-6111 AB, E-6102 i E- 6112 ABC i odvođe na daljnju preradu u pogon **HDS PU**.

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

- Donji međurefluks (DMI^{AK}) koji se pogonjen pumpom P-6106 BC upućuje u seriju izmjenjivača topline (E-6109, E-6110 i E-6106);
- Drugi dio toka (TPUI^{IAK}) stripira se u **STPU** i kao TPUAD odvodi u pogon **FCC** na daljnju preradu. U slučaju poremećaja u preradi, TPUAD se hladi u zračnom hladnjaku E-6116 na 60 °C i kao TPUIAD se odvodi u **SPLU**.

Smjesa vodene pare i isparenih ugljikovodika vraća se natrag u atmosfersku kolonu (TB_{SPU} , P_{SPU} , LPU_{SPU} i TPU_{SPU}). Teški benzin (tok $\text{TB}^{\text{III}}_{\text{STB}}$) i petrolej (tok $\text{P}^{\text{III}}_{\text{SP}}$) dodatno se zagrijevaju u rebojlerima E-6109 i E-6110, pri čemu se toplinska energija preuzima od dijela toka donjeg međurefluksa (tokovi $\text{DM}^{\text{IV}}_{\text{AK}}$ i $\text{DM}^{\text{V}}_{\text{AK}}$). Zagrijani tokovi ($\text{TB}^{\text{IV}}_{\text{STB}}$ i $\text{P}^{\text{IV}}_{\text{SP}}$) se zatim vraćaju natrag u stripere (S_{TB} i S_{P}), dok se ohlađeni tok donjeg međurefluksa $\text{DM}^{\text{VI}}_{\text{AK}}$ miješa s tokom $\text{DM}^{\text{III}}_{\text{AK}}$ koji je toplinsku energiju predao u izmjenjivaču topline E-6106 toku $\text{SN}^{\text{III}}_{\text{ODS}}$. Nastali tok $\text{DM}^{\text{VII}}_{\text{AK}}$ se potom vraća u atmosfersku kolonu i ponovno sudjeluje u procesima destilacije i kondenzacije.

Tok atmosferskog ostatka $\text{AO}^{\text{I}}_{\text{AK}}$ izvlači se s dna atmosferske kolone i pogonjen pumpom **P-6109** upućuje u druge dijelove postrojenja. Tok $\text{AO}^{\text{I}}_{\text{AK}}$ pri tome se razdvaja na dva dijela:

- Tok AOI^{IAK} koji prolazi kroz izmjenjivač topline E-6105 i predaje toplinu toku sirove nafte $\text{SNI}^{\text{I}}_{\text{ODS}}$,
- Tok AOI^{IVAK} koji se potom dijeli na dva dijela:
 - Tok AOVAK koji se miješa sa tokom sirove nafte $\text{SNIV}^{\text{I}}_{\text{ODS}}$ i kao takav se vraća u **AK**,
 - Tok AOVI^{IAK} koji se naknadno razdvaja na dva dijela ($\text{AOVII}^{\text{IAK}}$ i AOIX^{AK}), pri čemu $\text{AOVII}^{\text{IAK}}$ prolazi kroz rebojler **RBST**, a tok AOIX^{AK} kroz **RBSPB**, gdje predaju toplinsku energiju potrebnu za odvijanje procesa u stabilizatoru (**ST**) i splitteru benzina (**SPB**).

Nakon prolaska kroz **RBST** i **RBSPB** tokovi AO^{VIII}_{AK} i AO^X_{AK} se miješaju, tvoreći pritom procesni tok AO^{XI}_{AK} koji se dalje miješa s tokom AO^{III}_{AK} (ohlađeni tok iz E-6105). Dobiveni tok AO^{XII}_{AK} potom prolazi kroz izmjenjivač topline E-6103, gdje zagrijava tok sirove nafte SN^{III} . Prolaskom kroz E-6103 ovaj tok se hladi na temperaturu oko 100 - 130 °C i kao tok s oznakom AO_{AD} na shemi, odvodi se na daljnju preradu u pogon **VDU**. U slučaju poremećaja u normalnoj preradi prethodno navedenih proizvoda, tok AO_{AD} se hladi na temperaturu oko 60 °C u zračnom hladnjaku E-6103/1 (AO^I_{AD}) i odvodi u **SPLU**.

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

- Tok DM^{IV}_{AK} koji se odvodi u rebojlere E-6109 i E-6110
- Tok DM^{II}_{AK} koji se koristi za zagrijavanje toka sirove nafte (SN^{IPP}) u izmjenjivaču topline E-6106 prije njegovog ulaska ulaza u **PP**.

Nakon prolaska kroz seriju izmjenjivača topline, ohlađeni tokovi donjeg međurefluksa (DM^{III}_{AK} i DM^{VI}_{AK}) se miješaju tvoreći tok DM^{VII}_{AK} koji se potom vraća u **AK**. Donji međurefluks (DM^I_{AK}) izvlači se pri temperaturi oko 340 °C i vraća s temperaturom od približno 190 °C (DM^{VII}_{AK}), pri čemu ekvivalentna toplinska snaga iznosi 2,7 MW.

Tok gornjeg refluksa GM^I_{AK} izvlači se iz kolone pogonjen pumpom P-6107 ABC, a zatim se dijeli na dva dijela:

- Tok GM^{II}_{AK} zagrijava sirovinu (SN^{IODS}) u izmjenjivaču topline E-6104, i
- Tok GM^{IV}_{AK} zagrijava destabilizirani benzin (tok $DBIAP$) nakon izlaska iz apsorbera (**AP**) u izmjenjivaču E-6115.

Po prolasku kroz izmjenjivače topline E-6104 i E-6115 ohlađeni tokovi gornjeg međurefluksa GM^{III}_{AK} i GM^V_{AK} se miješaju tvoreći tok GM^{VI}_{AK} koji se potom vraća u **AK**. Temperatura izvlačenja gornjeg međurefluksa (GM^I_{AK}) je oko 240 °C, a povratna temperatura je oko 170 °C (GM^{VI}_{AK}), što rezultira ekvivalentnom toplinskom snagom 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 tako toplinsku energiju od procesnih tokova teškog benzina (TB^{II}_{AK}) i gornjeg međurefluksa (GM^{IV}_{AK}).

Zagrijani destabilizirani benzin (DB^{III}_{AP}) se potom miješa s tokom UNP^I_{AD} tvoreći tok DB^{IV}_{AP} koji 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 topline s tokom AO^{VII}_{AK} u rebojleru (**RBST**). Proizvod s vrha stabilizatora, tok 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 (**SST**). Dio proizvoda s vrha stabilizatora koristi se za održavanje tlaka u sustavu, te ga sustav regulacije propušta direktno u **SST**, 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 dva toka, UNP^{IV}_{ST} i UNP^V_{ST} . Tok KLP_{AD} se odvodi na daljnju obradu u pogon **AMIN**, tok UNP^{IV}_{ST} se vraća u stabilizator kao refluks i sudjeluje u procesu prerade, dok se tok UNP^V_{ST} hladi na temperaturu 40 °C (UNP^{VI}_{ST}) te se dijeli na dva toka UNP^{VII}_{ST} i UNP^{VIII}_{ST} . Tok UNP^{VII}_{ST} vraća se natrag u posudu **SST**, a tok UNP^{VIII}_{ST} se dijeli na UNP^I_{AD} koji se miješa sa DB^{III}_{AP} na ulazu u **ST** i tok UNP_{AD} koji se odvodi na daljnju obradu u pogon **D&M**. Proizvod s dna stabilizatora, tok stabiliziranog benzina (SB^I_{ST}), odvodi se pomoću pumpe P-6116 na daljnju obradu u splitter benzina (**SPB**).

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

Dio toka BVS^I_{SPB} u kondenzatoru E-6120 djelomično kondenzira (BVS^{II}_{SPB}) i dovodi se u posudu (**SSPB**) za izdvajanje vode, te separaciju plinovite i kapljevite faze ugljikovodika. Drugi dio (BVS^{III}_{SPB}) regulacijski sustav propušta direktno u **SSPB** 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 tok KLP^{II}_{AD} se spaljuje na baklji. Kapljevita faza BVS^{IV}_{SPB} se odvodi pogonjena pumpom P-6117 AB i razdvaja na dva dijela, tok BVS^V_{SPB}

koji se odvodi natrag u **SPB** kao refluks gdje sudjeluje u procesu, i tok BVS^{VI}_{SPB} koji 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 hidrodiesulfurizaciju benzina (**HDSB**). Ukoliko dođe do poremećaja u preradi, moguće je direktno odvođenje BDS_{AD} , zaobilazeći hladnjake.

6. Modeliranje i simulacija postrojenja za atmosfersku destilaciju

Razvoj i poboljšanja u kemijskoj industriji su dugi niz godina bili bazirani na pristupu pokušaja i pogreški. Vrlo skupi pokušaji na pilot postrojenjima i na industrijskoj razini u smislu vremena i novca, te raspoloživi kapaciteti za izradu simulacija, napravili su snažan pritisak na modeliranje i simulaciju opreme i procesa kao alata za sustavnu analizu, dizajn i optimizaciju. Frank Popoff, tadašnji direktor tvrtke Dow Chemical, izjavio je 1996. g. „Modeliranje procesa je tehnologija koja je imala najveći utjecaj na naše poslovanje u proteklom desetljeću“³² [183].

Modeliranje fizikalnog ili kemijskog proizvodnog procesa, s ciljem daljnjeg proučavanja, može se definirati kao prikaz stvarnog stanja sustava [184]. Konačni cilj je dobivanje podataka o ponašanju realnog sustava, te ulogu modela možemo definirati kao odgovarajuću zamjenu 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 vladanja promatranog sustava, odnosno rezultati simulacije bi trebali u suštini biti usporedivi s rezultatima mjerenja provedenim 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 [183] 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 [185]. Rješenja koja se kroz odgovarajući evaluacijski postupak pokazuju najboljima, odabiru se za implementaciju.

³²Slobodan prijevod autora

Preduvjet za uspješno modeliranje procesa jest razumijevanje koncepta sustava i njegovih granica. Sustav se može definirati kao grupa temeljnih građevnih jedinica koje su međusobno povezane i nalaze se u odgovarajućoj međusobnoj interakciji odnosno međuovisnosti. 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 ovisno o cilju proučavanja³³ [186].

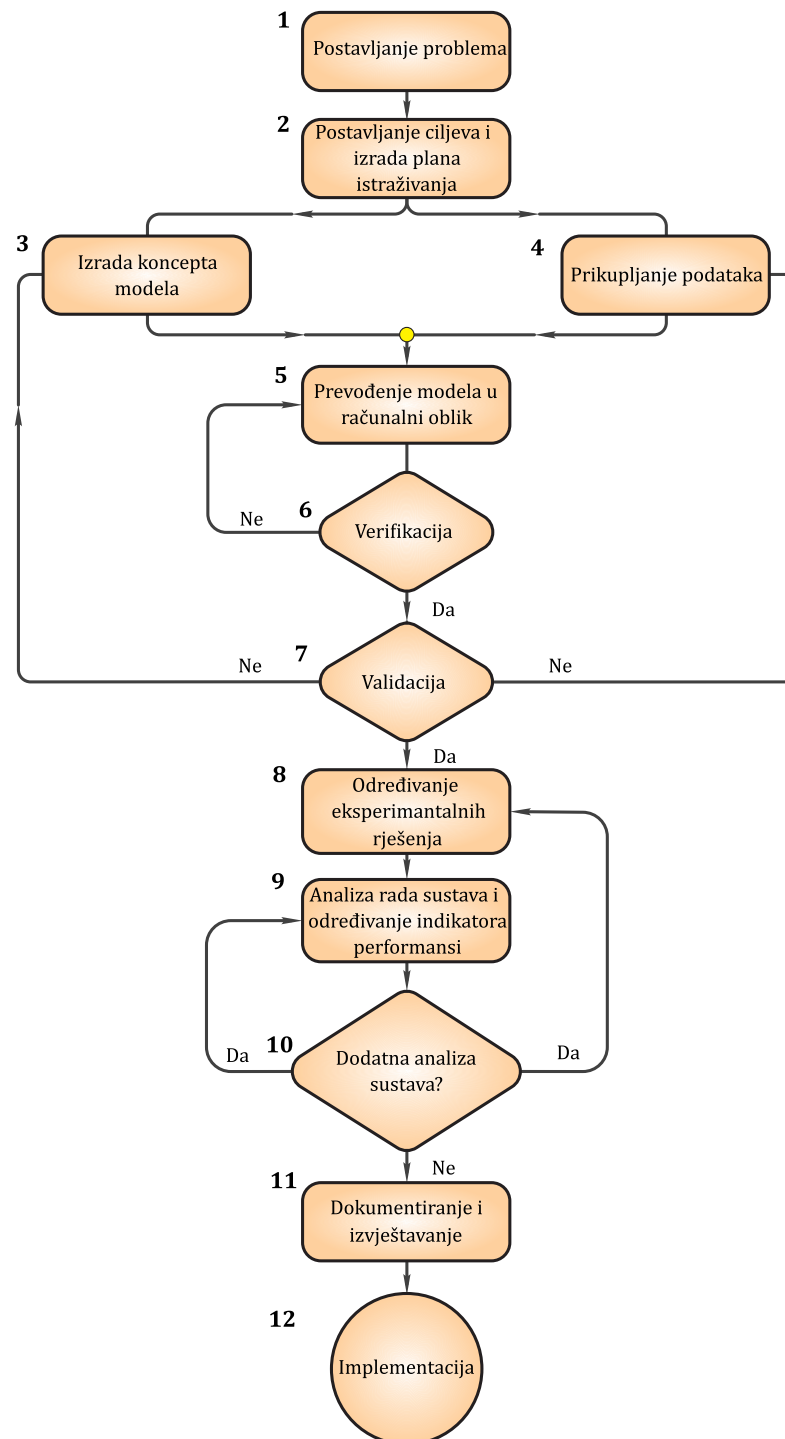
Proces modeliranja zahtjeva identifikaciju sustava koji je predmet modeliranja, određivanje svrhe modela i načina prezentacije. U tom procesu se u prvom redu ističu glavna obilježja sustava koja određuju njegovo ponašanje i bitna su za proučavanje, dok se ona manje važna zanemaruju u svrhu pojednostavnjivanja modela. Takav pristup je uzrok netočnosti, ali cilj modeliranja na nivou energetske analize ne mora biti egzaktni 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 obradbenu snagu računala. 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 [187].

Proces modeliranja i sve njegove korake, moguće je prikazati dijagramom toka (Slika 6.1) [188]. Kao što je prikazano, koraci u procesu su:

- **Postavljanje problema** je prvi korak u kojem se mora osigurati potpuno razumijevanje problema 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

³³Ako 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 i utjecaj ponude na potražnju, ostvarena 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.

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.



Slika 6.1 Dijagram toka koji prikazuje korake u modeliranju realnog procesa [188]

- **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 zasnovanog 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 ovisi 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 vladanje 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 virtualnih 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 implementacija 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 vrsta jednadžbi:

- Jednadžbe očuvanja se temelje na zakonima očuvanja mase, energije i količine gibanja
- Konstitutivne jednadžbe predstavljaju vezu između ekstenzivnih veličina koje sadrže jednadžbe očuvanja sa intenzivnim veličinama (temperatura, tlak i sl.) i dijele se na:
 - Jednadžbe gibanja koje daju vezu između gibanja i sile, te opisuju molekularni transport
 - Termodinamičke jednadžbe koje daju vezu između intenzivnih veličina (sastav, temperatura i tlak) i izvedenih termodinamičkih veličina (entalpija, gustoća, viskozitet)
 - Korelacije koje povezuju jednadžbe održanja sa određenim korelacijama (npr. korelacija za promjenu tlaka ili temperature)
 - Jednadžbe 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 omogućuje 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 Thome-u 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 sprežanja izlazno/ulaznih veličina s parametrima i karakteristikama posebnih elemenata³⁴ [189]. 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 [190]. U isto vrijeme, promjenom parametara tehnoloških veza između elemenata i podsustava (variranjem vrijednosti tehnoloških i konstruktivnih parametara), može se vršiti evaluacija energetske, ekonomske, pa i ekološke indikatora i dobiva se prava predstava o funkcioniranju sustava. Koristi od upotrebe simulatora u fazi projektiranja su:

- ušteda novca kroz unaprjeđeno projektiranje,
- ušteda ljudske snage putem unaprjeđene učinkovitosti i produktivnosti,
- značajna redukcija vremena koje se troši na inženjerske proračune,
- konzistentnost podataka i korištenih tehnika pri projektiranju i

³⁴ Postupak simulacije nije ograničen samo na analizu u fazi konceptijskog projektiranja, već se može koristiti i u drugim fazama projektiranja i funkcioniranja sustava, tj. u fazi detaljnog inženjeringa 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 efikasnosti procesa, u analizi promjene operativnih uvjeta i identifikaciji zastoja u radu.

- 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 u [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 energetske tokova u procesnom postrojenju korištenjem računalne simulacije u opsegu dizajniranja novog ili poboljšanja performansi postojećeg postrojenja. Izrada dijagrama toka može biti korištena s ciljem implementacije široke strategije kontrole postrojenja, kao i za upravljanje operacijama u postrojenju.

Izrada dijagrama toka ima različite svrhe u fazama operacija i dizajna [191]. 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 dizajna je sustavno istraživanje različitih alternativa koje mogu biti razvijene za postavljeni problem. Moderan dizajn se bazira na sustavnim metodama čija glavna vrijednost leži u sposobnosti postavljanja optimalnih ciljeva daleko prije detaljnog dizajna jedinica.

Postupak modeliranja u inženjerskoj praksi je baziran je 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 procesa, tako da je moguće procijeniti njihove performanse na jeftiniji i brži način [192]. 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, neophodna je validacija rezultata. Jednom validiran, model može biti korišten za procjenu dizajna 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 [193], [194].

Danas se znanstvene i inženjerske aktivnosti u kojima se koriste modeliranje i simulacija u kemijskoj procesnoj industriji (GPI) svrstavaju u znanstveno područje „Računalno podržano procesno inženjerstvo“ (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 dizajniranju procesa, koje su rezultat korištenja ASPEN HYSYS-a i implementiranog alata za ekonomsku analizu pri ispitivanju alternativnih rješenja [195]. 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 redizajnu pogona za azeotropnu destilaciju postignuta ušteda od 500.000 \$/god [196]. Dodatni primjer je izvješće REPSOL-a u kojem se navodi da je dizajn novog procesa za proizvodnju propilen oksida baziran na rezultatima simulacija u programskom paketu gPROMS, pri čemu je provedena simultana optimizacija reaktora i sekcije za separaciju, te su ostvarene 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. g. predstavljanjem prvog elektroničkog računalnog numeričkog integratora i računala (ENIAC) za opću upotrebu, koji je razvijen i dizajniran na Sveučilištu u Pensilvaniji [193]. Prvu implementaciju tog računala napravio je matematičar John von Neumann za modeliranje procesa nuklearne detonacije tijekom projekta „Manhattan“. Povijest simulacije procesa je započela 1966. g., kad je mala kompanija „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 perioda 1970. – 1980. g., područje znanstvenih izračuna imalo je zlatne godine i većina algoritama, koji su danas u upotrebi, imaju duboke korijene u metodama razvijenim u tom vremenskom periodu. Simulacije³⁵ 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. g. 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 (time sharing) u međunarodnoj mreži. Svjetska računalna mreža s podjelom vremena, iz perioda 1980. – 1990. g. je prethodnik današnjeg interneta.

Osobna računala su ušla u upotrebu 1982. g. AspenTech je već 1985. g. predstavio Aspen Plus, a krajem 1980-ih je „Simulation Sciences“ unaprijedio PROCESS u PRO/II, i glavni paketi su prešli na osobna računala (PC).

U ranim 1990.-im su predstavljene napredne aplikacije kao što je PINCH analiza. Sredinom 1990.-ih je grafičko korisničko sučelje pretvoreno u osnovni dio u razvoju programskog paketa. U tom periodu je i HYSIM promijenio ime u HYSYS. Simulatori procesa su krajem 1990-ih razvijeni i razvojne kompanije su ojačale. Sljedeći korak je bilo kompjuterski podržano računalno inženjerstvo (CAPE).

Tržište procesnih simulatora pretrpjelo je nekoliko transformacija u periodu 1985. – 1995. g. Samo nekoliko sustava je ostalo u upotrebi: CHEMCAD, Aspen Plus, Aspen

³⁵Većina aplikacija je usvojila modularno- sekvencijalnu arhitekturu i samo nekoliko je bazirano na pristupu usmjerenom na sustave jednadžbi: SPEEDUP (Imperial College London (UK)) i TISFLO (DSM u Nizozemskoj).

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 osnovi opisa izučavanog procesa (modularni ili nemodularni) 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 bazira 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 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 (eng. 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 jednadžbi cjelokupnog analiziranog sustava. Kod ovog pristupa, sve jednadžbe se rješavaju simultano. Ovaj pristup kombinira modularnost jednadžbi povezanih sa specifičnom opremom s učinkovitim algoritmima rješavanja za tehniku simultanog

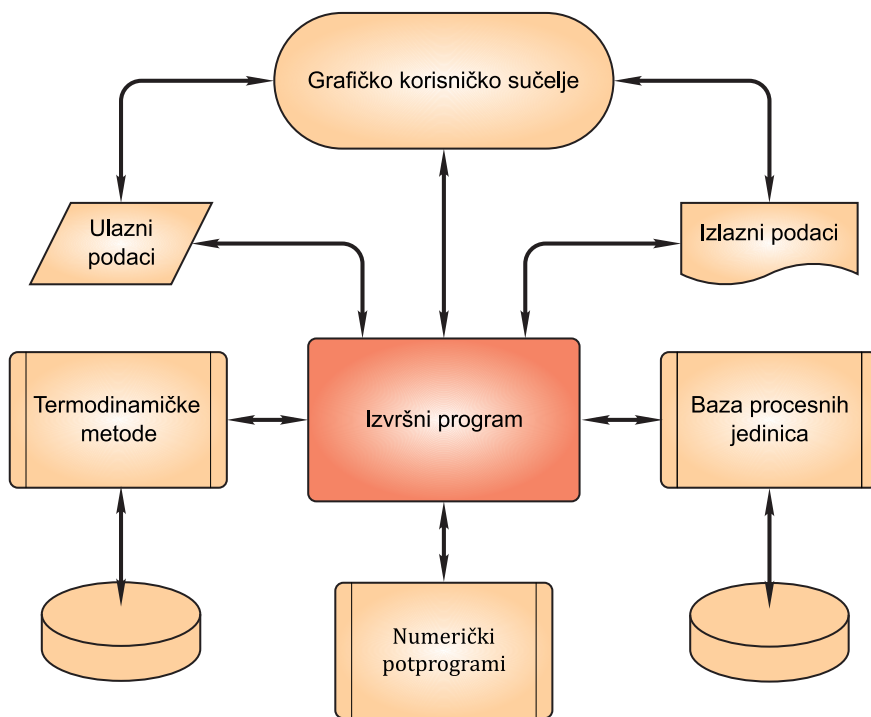
rješavanja jednadžbi. Za svaku jedinicu je zapisan dodatni modul, koji povezuje gotovo svaku izlaznu vrijednost s linearnom kombinacijom ulaznih vrijednosti. U skladu s tim, precizan model se koristi na nivou jedinica, koje se rješavaju sekvencijalno, dok se linearan model koristi na nivou dijagrama toka, za globalno rješavanje. Linearan 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



Slika 6.2 Komponente Sekvencijalno-modularnog simulatora [191]

Sekvencijalno-modularnog simulatora [191], koje se mogu opisati na sljedeći način:

- Baza podataka s fizikalnim parametrima za čiste tvari i smjese: sadrži parametre potrebne za izračunavanje neophodnih 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).

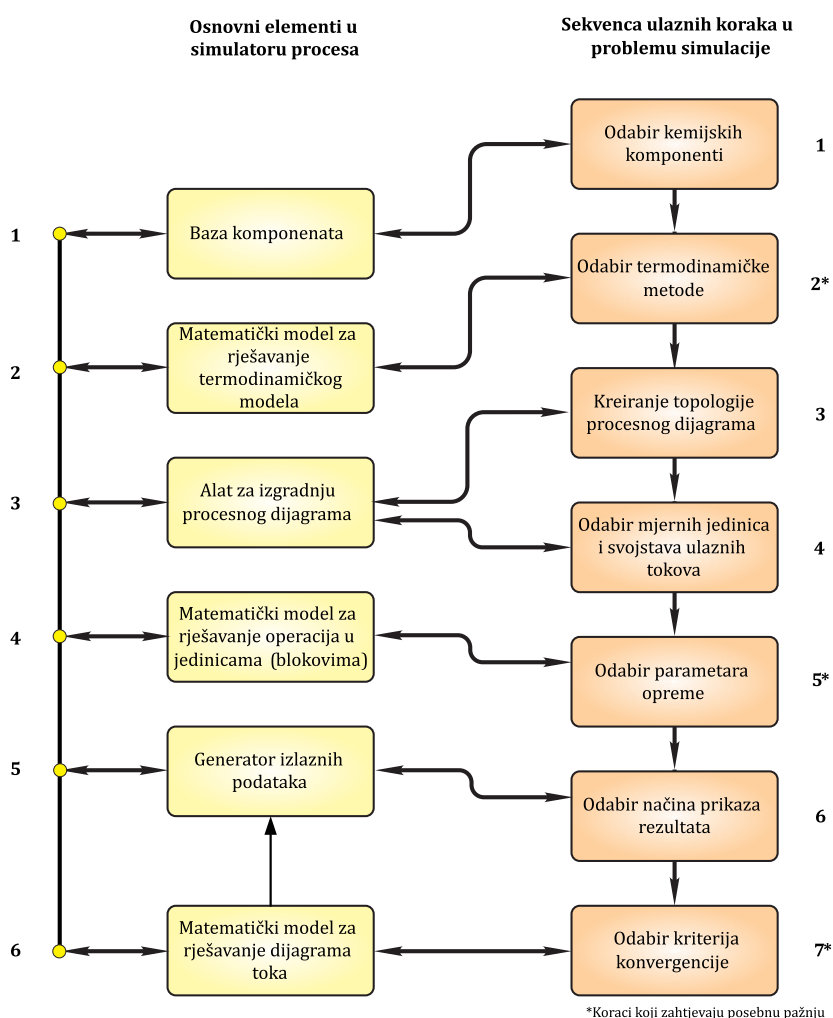
Slična struktura predstavljena je i u [197] i prikazana na slici 6.3.

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 ovisi o korištenom simulatoru.

Na desnoj strani dijagrama na slici 6.3 prikazano je sedam općih koraka za postavljanje problema simulacije procesa. Općeniti redoslijed koji korisnik treba pratiti kako bi postavio problem 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
- Kreiranje topologije sistema, specificiranje ulaznih i izlaznih tokova za svaki dio opreme
- Odabir svojstava (temperatura, tlak, protok, udio pare i sastav) vanjskih ulaznih tokova u proces
- Definiranje specifikacija opreme (parametara) za svaki dio opreme u procesu
- Odabir načina prikaza rezultata
- Odabir kriterija konvergencije i pokretanje simulacije
- Korak 3 se postiže izgradnjom procesnog dijagrama korištenjem ikona elemenata i njihovim spajanjem s procesnim tokovima. Ponekad je prikladno da taj korak bude prvi.



Slika 6.3 Veze između osnovnih računalnih elemenata i potrebnih ulaznih podataka za rješavanje problema simulacije procesa [197]

6.2. Model atmosferske destilacije nafte u referentnom postrojenju

Za modeliranje procesa koji se odvijaju u pogonu atmosferske destilacije korišten je programski paket PRO/II, koji se široko upotrebljava za simulaciju stacionarnih fizikalnih i kemijskih procesa. Programski paket se koristi za projektiranje novih i analizu postojećih procesa. Pri simulacijama se u programu provode izračuni bazirani na materijalnim i energetskim bilancama za različite kemijske procese. Softver sadrži vlastitu bazu podataka koja je korištena kao izvor podataka o fizikalnim svojstvima procesnih tokova 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 efikasnosti simulacije koje su poznate kao Simultano-modularne tehnike [183].

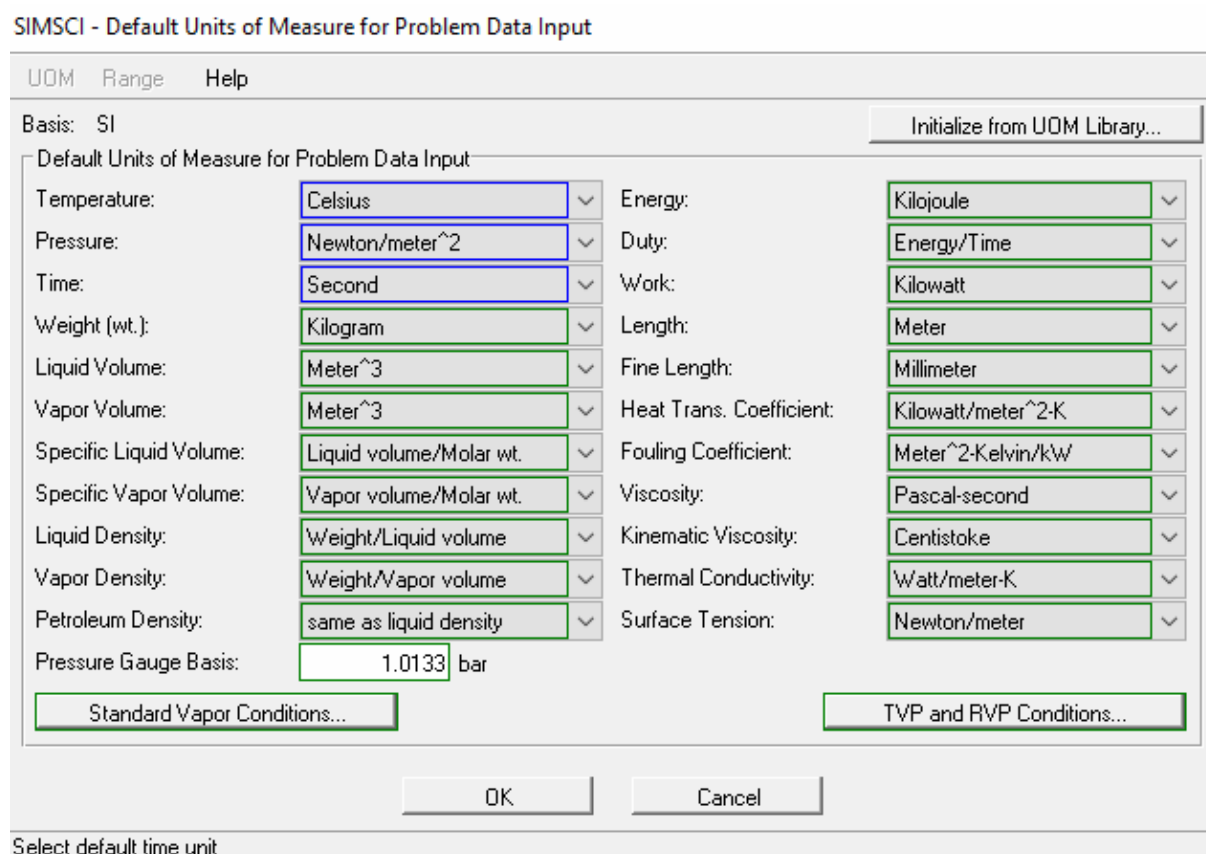
Pri izradi modela analiziranog procesa, usvojena su određena pojednostavljenja i pretpostavke:

- Proces se promatra kao stacionarni I modelira se jedan karakterističan režim prerade
- Model je Induktivni, odnosno temelji se na rezultatima mjerenja i laboratorijskim analizama (dokazi)
- Pretpostavlja se adijabatski proces u izmjenjivačima topline
- Zanimarene su promjene kinetičke i potencijalne energije tokova u cjevovodima I izmjenjivačima topline jer je njihova promjena zanemariva u odnosu na izmjenu energije uslijed zagrijavanja I hlađenja tokova.
- Zanimarene su pumpe i ventilatori budući da nemaju utjecaja na točnost rezultata simulacije (tlakovi tokova u cjevovodima, izmjenjivačima i pojedinim dijelovima kolona se mogu podesiti), a dobiva se jednostavniji model. Ukoliko bi se u modelu koristile 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 putem materijalnih tokova koji ulaze u sustav ili izlaze iz njega.

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

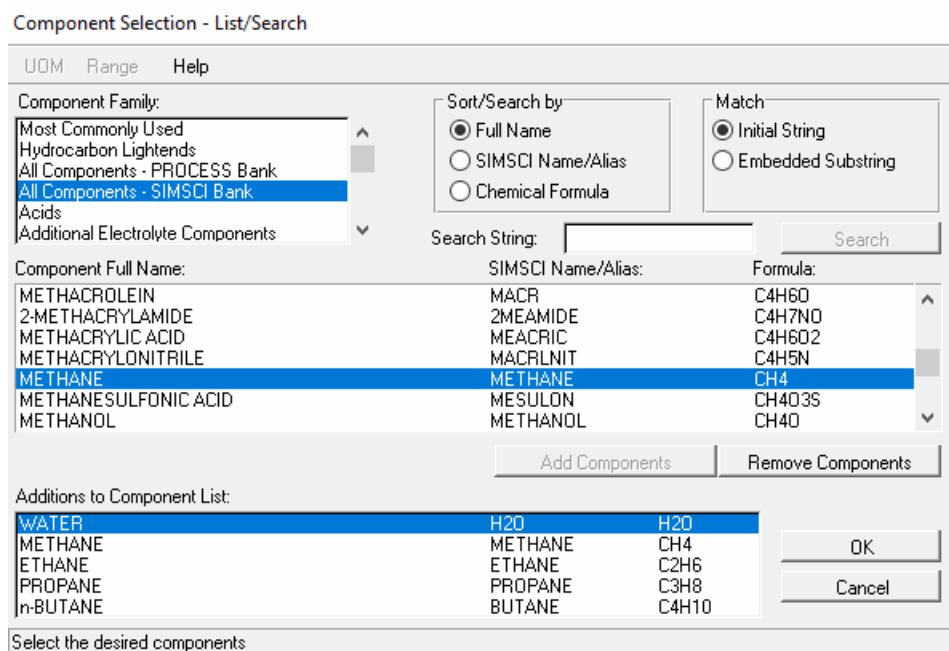
1. Odabir mjernih jedinica- U modelu su korištene mjerne jedinice iz SI sustava (Slika 6.4).



Slika 6.4 Odabir mjernih jedinica

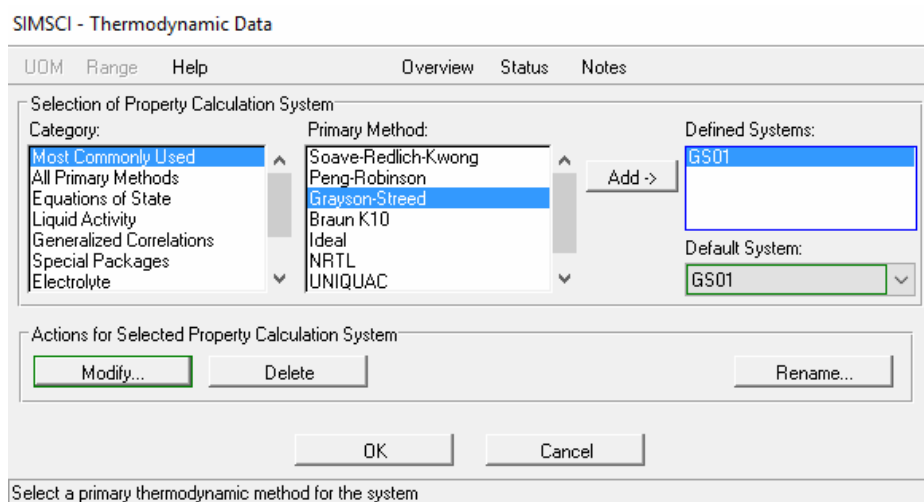
2. Odabir komponenti u stanju čistih tvari koje će u kasnijim koracima izrade modela biti korištene za definiranje ulaznih tokova, napravljen je pretraživanjem osnovne SIMSCI baze podataka. U modelu su selektirane komponente voda (koja se koristi kao para za stripiranje) i laki ugljikovodici (Metan, Etan, Propan i Butan) koji neće biti korišteni za definiranje tokova i ovdje su odabrani samo zbog preporuka proizvođača koje se odnose na korištenje softverskog paketa pri modeliranju pogona atmosferske destilacije nafte. Postupak selektiranja komponenti prikazan je na slici 6.5.

Budući se pri modeliranju procesa prerade, nafta ne promatra kao smjesa čistih komponenti, podaci o njoj su specificirani u postupku definiranja sastava ulaznih tokova kako je objašnjeno u koraku 5 izrade modela (**Unošenje podataka o ulaznim procesnim tokovima**).

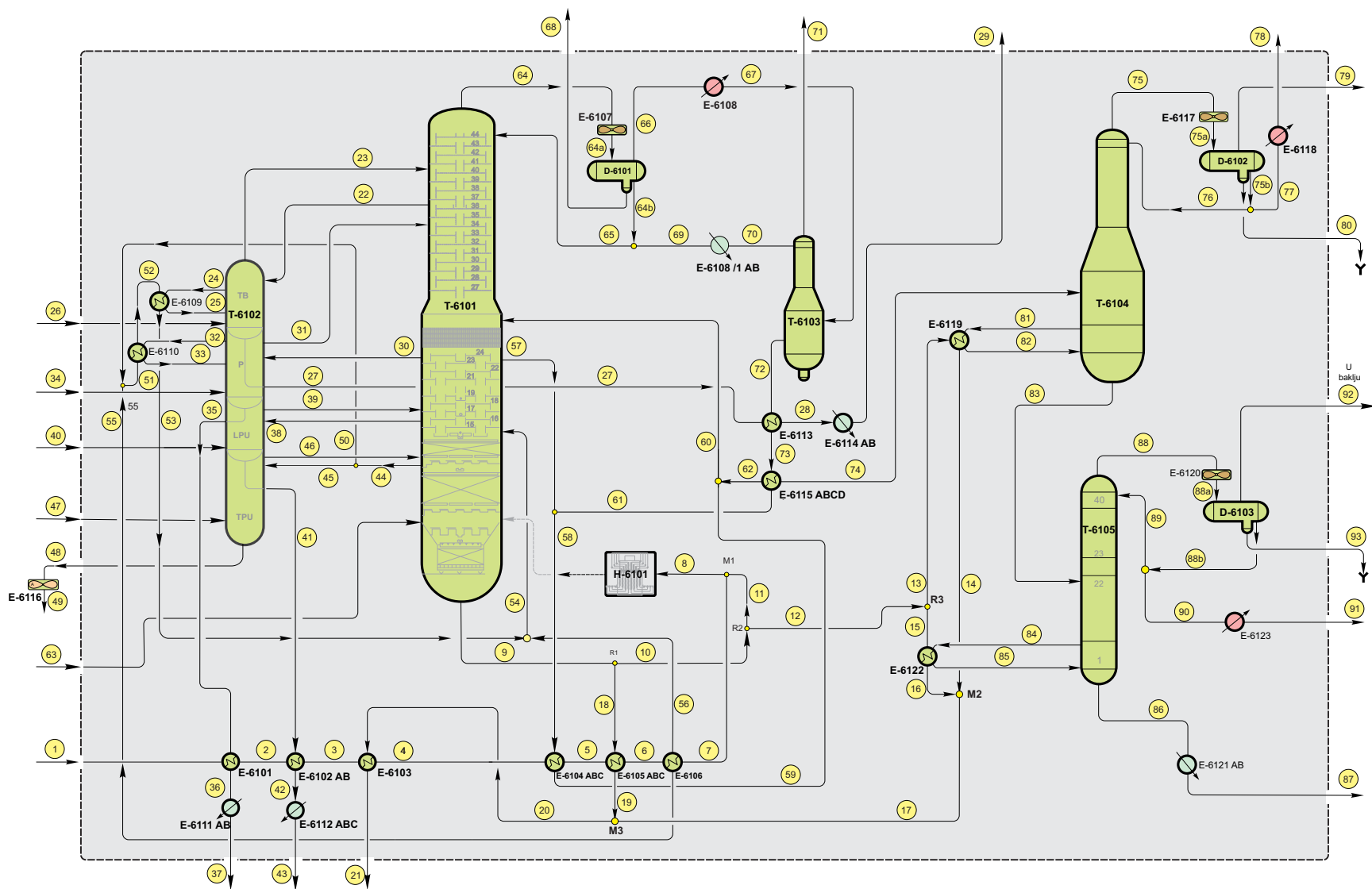


Slika 6.5 Izbor komponenti pri izradi modela u PRO/II.

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



Slika 6.6 Primarna metoda izračuna



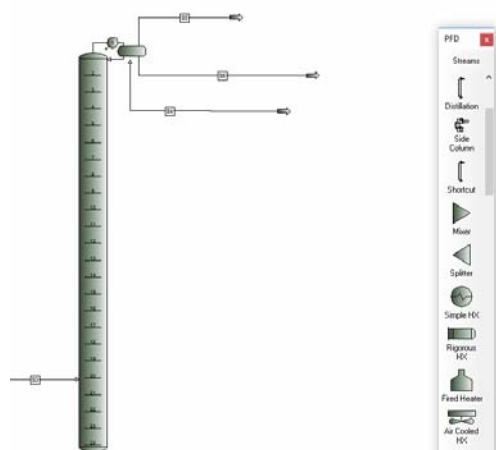
Slika 6.7 Tehnološka shema pogona AD

Tablica 6.1 Popis tokova u Tehnološkoj shemi pogona AD

1	SNI	35	PISP	67	PFIKN
2	SNII	36	PIVSP	68	voda
3	SNIII	37	PAD	69	KFIIKN
4	SNIV	38	LPUIAK	70	KFIVKN
5	SNIIODS	39	LPUSPU	71	KLPIAD
6	SNIIODS	40	PSIV	72	DBIAP
7	SNIVODS	41	LPUISLPU	73	DBIIAP
8	SNIPP	42	LPUIISLPU	74	DBIIAP
9	AOIAK	43	LPUAD	75	UNPIST
10	AOIVAK	44	TPUIAK	75a	UNPIIST
11	AOVAK	45	TPUIIAK	75b	UNPIIIST
12	AOVIAK	46	TPUSPU	76	UNPIVST
13	AOVIIAK	47	PSV	77	UNPVST
14	AOVIIIK	48	TPUISTPU	78	UNPAD
15	AOIXAK	49	TPUAD	79	KLPAD
16	AOXAK	50	DMIAK	80	voda
17	AOXIAK	51	DMIVAK	81	STIRB
18	AOIIAK	52	DMVAK	82	STIIRB
19	AOIIIAK	53	DMVIAK	83	SBIST
20	AOXIIAK	54	DMIIAK	84	SPBIRB
21	AOAD	55	DMIIIAK	85	SPBIIRB
22	TBIK	56	DMVIIAK	86	BDSISPB
23	TBSPU	57	GMIK	87	BDSAD
24	TBIISTB	58	GMIK	88	BVSISPB
25	TBIVSTB	59	GMIIIAK	88a	BVSIISPB
26	PSII	60	GMVIAK	88b	BVSIVSPB
27	TBISTB	61	GMIVAK	89	BVSVSPB
28	TBIISTB	62	GMVAK	90	BVSVISPB
29	TBAD	63	PSI	91	BVSAD
30	PIAK	64	PBAK	92	KLPAD
31	PSPU	64a	PBIK	93	voda
32	PIISP	64b	KFIKN		
33	PIIISP	65	KFIKN		
34	PSIII	66	PFIKN		

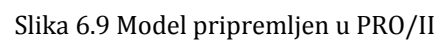
4. Priprema procesnog dijagrama korištenjem željenih jedinica koje su ponuđene na paleti alata. Za pripremu procesnog dijagrama korištena je tehnološka shema na slici 6.7, a popis tokova je dat u Tablici 6.1. Pri izradi modela korištene su sljedeće jedinice s palete alata (slika 6.8):

- 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 i
 - 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
- Jednostavni zmjenjivač 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,
- Tokovi (Streams)
- Mješališta (Mixer)
- Razdvajanje tokova (Splitter)



Slika 6.8 Radni ekran u PRO/II i paleta alata

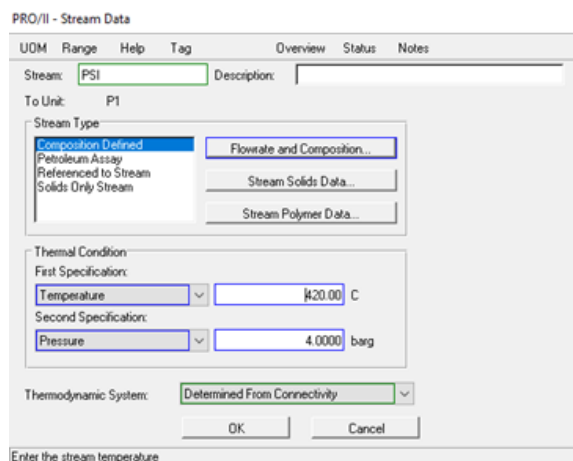
Jedinice su povezane s procesnim tokovima koji u modelu omogućuju prijenos informacija unutar simulacije. Svi tokovi će biti definirani u koraku 5 izrade modela (**Unošenje podataka o ulaznim procesnim tokovima**). Model referentnog postrojenja kreiran u PRO/II prikazan je na slici 6.9.



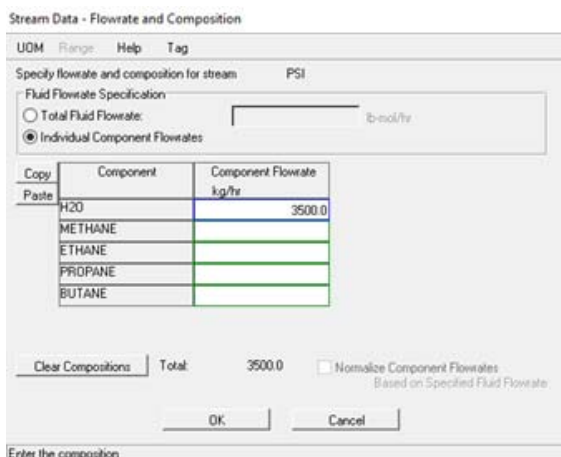
5. Unošenje podataka o ulaznim procesnim tokovima. Pri izradi modela su korištene sljedeće vrste tokova:

- Vanjski ulazni tokovi,
- Unutarnji ulazni tokovi,
- Refluksi i
- Tokovi proizvoda

Vanjski ulazni tokovi imaju izvor izvan procesnog dijagrama. U modelu referentnog postrojenja su definirani sljedeći vanjski ulazni tokovi: Para za stripiranje (PSI, PSII, PSIII, PSIV i PSV) predstavlja tok s definiranim sastavom i tokovi tipa „Petroleum Assay“ koji se koriste za definiranje toka 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 tokova uneseni su odgovarajući termodinamički podaci (temperatura, tlak) i protok. Za tokove s poznatim sastavom dodatno su uneseni podaci o sastavu toka. Za tokove 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 toka i unos parametara za tok s poznatim sastavom



Slika 6.11 Sastav pare za stripiranje

Za definiranje toka pare za stripiranje PSI (tok s definiranim sastavom) potrebno je dva puta kliknuti na ime toka, 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 koraku 2 postupka izrade modela. Odabrana je opcija “Individual components flowrate” te je na popisu čistih tvari pod „H2O“ unesen protok 3500 kg/hr. Budući 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 tok para za stripiranje PSI. Na isti način i s istim termodinamičkim parametrima i sastavom su definirani i tokovi PSII, PSIII, PSIV i PSV, jedina razlika je u protoku.

Unošenje podataka o tokovima 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 smjesa 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, te 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, ...) 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 tih podataka o destilacijskoj krivulji i distribuciji gustoće, PRO II automatski definira pseudo-komponente koje sadrže više nepoznatih komponenata 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 ...) 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-komponentata

- Ukoliko nisu raspoloživi podaci o distribuciji gustoće nafte ovisno o temperaturi, potrebno je aproksimirati distribuciju gustoće koristeći osnovni podatak o gustoći nafte
- Ukoliko nisu raspoloživi podaci o distribuciji molekularne mase ovisno 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 neophodna 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 atmosferska destilacija, koji je 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 dakle 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 tok sirove nafte iz kojeg su nastali, sa svim karakteristikama. Budući se u analiziranom slučaju 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. Budući 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).

PRO/II - Stream Data

UDM Range Help Tag Overview Status Notes

Stream: AOL Description:

To Unit: (Product Stream)

Stream Type

- Composition Defined
- Petroleum Assay**
- Referenced to Stream
- Solids Only Stream

Flowrate and Assay...

Stream Solids Data...

Stream Polymer Data...

Thermal Condition

First Specification:

Temperature 20.00 C

Second Specification:

Pressure 7.0000 barg

Thermodynamic System: Determined From Connectivity

OK Cancel

Select a method to define the stream

Slika 6.12 Odabir tipa toka i unos parametara za AOL

U prvom koraku je potrebno dvaputa kliknuti na naziv toka, 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).

Stream Data - Flowrate and Assay

UDM Range Help Tag

Specify fluid flowrate and assay for stream AOL

Fluid Flowrate: 63800 kg/hr

Define/Edit Assay...

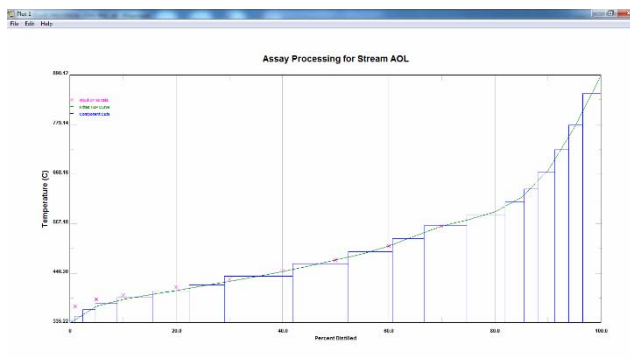
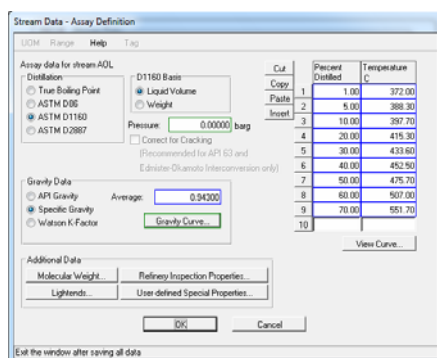
This stream's composition will be divided into pseudocomponents with boiling points based on the default set of TBP cutpoints. This stream will be included in the assay blending when the properties of these pseudocomponents are generated.

OK Cancel

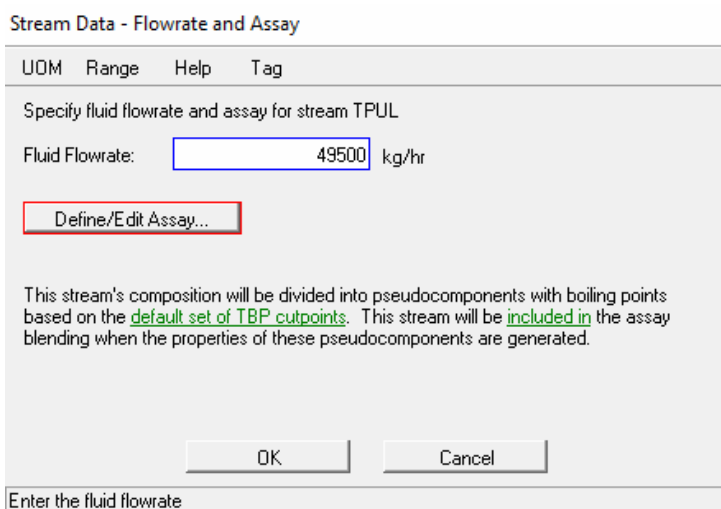
Push to bring up the define/edit assay window

Slika 6.13 Unos podatka o protoku za AOL

Zatim se odabere opcija „Define/Edit Assay...” te se otvori prozor na slici 6.14a. 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 postotak destilirane količine, a desni temperaturu na kojoj je ta količina postignuta. Kad se klikne na opciju „View Curve” otvori se prozor na slici 6.14b 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).



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



Slika 6.15 Unos podatka o protoku za TPUL

Stream Data - Assay Definition

UOM Range Help Tag

Assay data for stream TPUL

Distillation

☐ True Boiling Point

☐ ASTM D86

☒ ASTM D1160

☐ ASTM D2887

Pressure: 0.00000 barg

☐ Correct for Cracking
(Recommended for API 63 and Edister-Olivando Interconversion only)

Gravity Data

☐ API Gravity

☒ Specific Gravity

☐ Watson K-Factor

Average: 0.86320

Gravity Curve

Additional Data

Molecular Weight

Refinery Inspection Properties

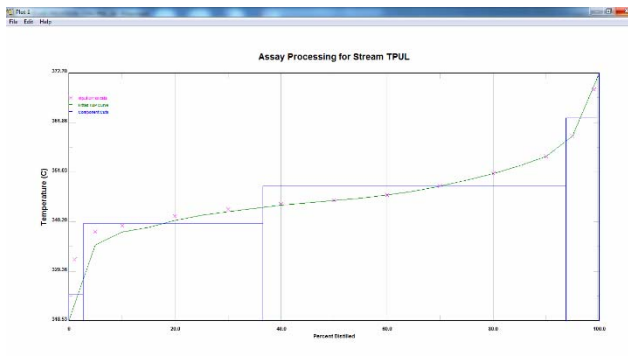
Lightends

User-defined Special Properties

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Cut	Percent Distilled	Temperature C
1	1.00	332.00
2	5.00	336.00
3	10.00	339.40
4	20.00	343.40
5	30.00	342.90
6	40.00	344.00
7	50.00	344.00
8	60.00	345.00
9	70.00	340.00
10	80.00	350.70



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

Stream Data - Flowrate and Assay

UOM Range Help Tag

Specify fluid flowrate and assay for stream LPUL

Fluid Flowrate: 36900 kg/hr

Define/Edit Assay...

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.

OK Cancel

Enter the fluid flowrate

Slika 6.17 Unos podatka o protoku za LPUL

Stream Data - Assay Definition

UOM Range Help Tag

Assay data for stream LPUL

Distillation

☐ True Boiling Point

☒ ASTM D86

☐ ASTM D1160

☐ ASTM D2887

Pressure: 0.00000 barg

☐ Correct for Cracking
(Recommended for API 63 and Edister-Olivando Interconversion only)

Gravity Data

☐ API Gravity

☒ Specific Gravity

☐ Watson K-Factor

Average: 0.83070

Gravity Curve

Additional Data

Molecular Weight

Refinery Inspection Properties

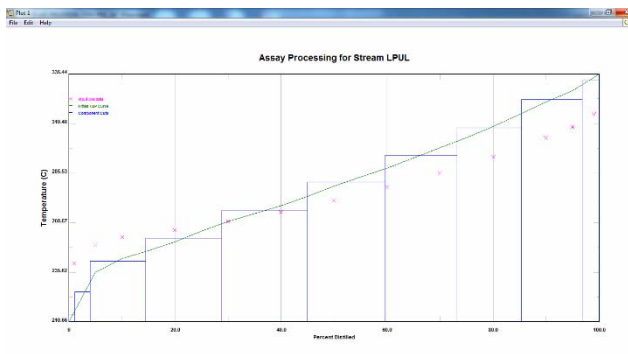
Lightends

User-defined Special Properties

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Cut	Percent Distilled	Temperature C
1	1.00	240.00
2	5.00	243.50
3	10.00	252.20
4	20.00	256.50
5	30.00	261.30
6	40.00	266.00
7	50.00	271.50
8	60.00	278.20
9	70.00	285.50
10	80.00	293.70



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

Stream Data - Flowrate and Assay

UOM Range Help Tag

Specify fluid flowrate and assay for stream PL

Fluid Flowrate: kg/hr

Define/Edit Assay...

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.

OK Cancel

Enter the fluid flowrate

Slika 6.19 Unos podatka o protoku za PL

Stream Data - Assay Definition

UOM Range Help Tag

Assay data for stream PL

Distillation: ☐ True Boiling Point ☒ ASTM D287 ☐ ASTM D1160 ☐ ASTM D2887

D86 Basis: ☒ True Boiling Point ☐ Liquid Volume ☐ Weight

Pressure: barg

☐ Correct for Cracking (Recommended for API G3 and Edister/Glaxo Interconversion only)

Gravity Data: ☐ API Gravity ☒ Specific Gravity ☐ Watson K-Factor

Average: Gravity Curve:

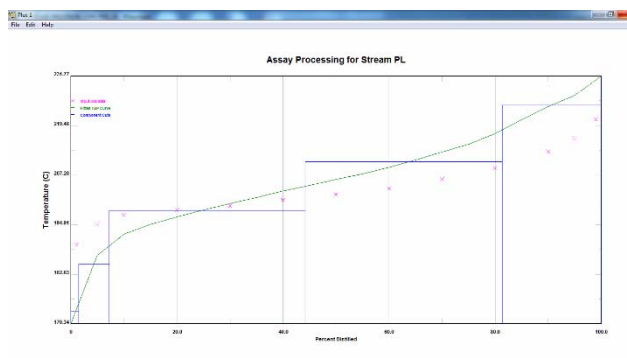
Additional Data: Molecular Weight, Refinery Inspection Properties, Lightends, User defined Special Properties

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Cut	Percent Distilled	Temperature C
1	1.00	190.00
2	5.00	196.10
3	10.00	197.30
4	20.00	198.60
5	30.00	199.60
6	40.00	201.00
7	50.00	202.30
8	60.00	204.00
9	70.00	206.10
10	80.00	208.90

View Curve



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

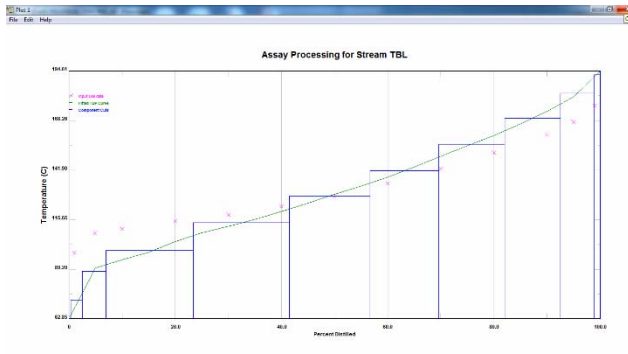
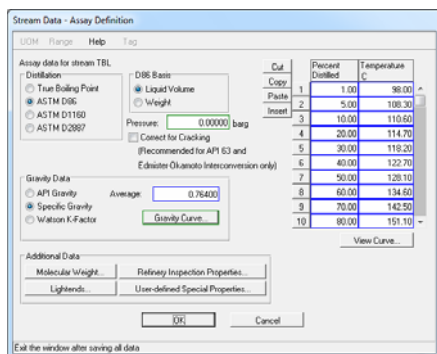
Define/Edit Assay...

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.

OK Cancel

Enter the fluid flowrate

Slika 6.21 Unos podatka o protoku za TBL



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

Stream Data - Flowrate and Assay

UOM Range Help Tag

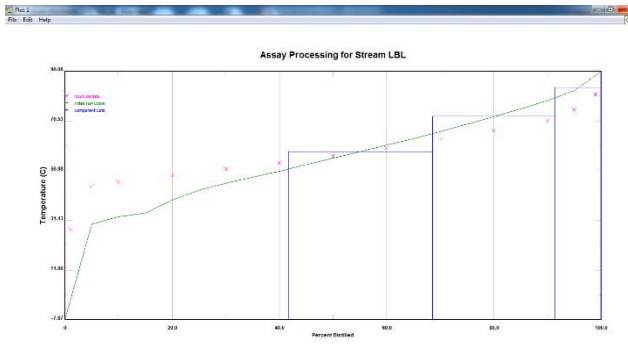
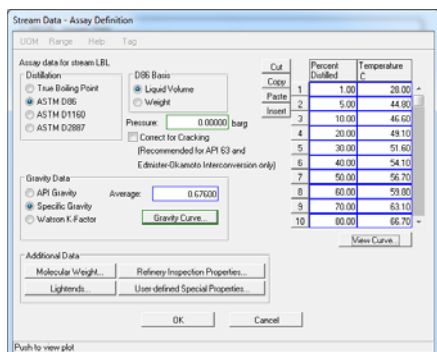
Specify fluid flowrate and assay for stream LBL

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.

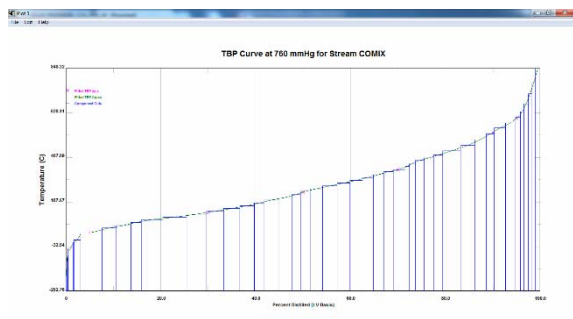
Enter the fluid flowrate

Slika 6.23 Unos podatka o protoku za LBL

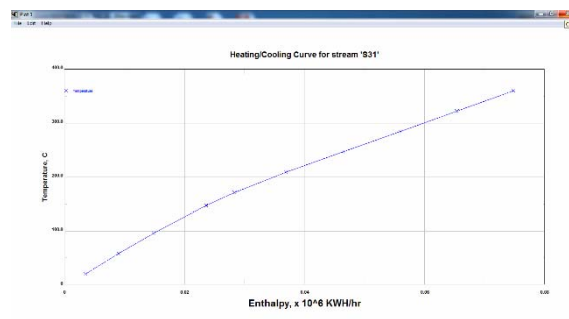


Slika 6.24 Laki benzin laboratorijski (LBL) uneseni podaci (a), LBL destilacijska krivulja (b)

Nakon miješanja svih komponenata, dobijemo tok 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 ovisnosti o temperaturi

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

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

- tokovi između procesnih kolona: SBIST je rezultat izračuna u stabilizatoru benzina te ga povezuje sa splitterom benzina
- tok između kolone i izmjenjivača topline: tok BDSISPB je rezultat izračuna u splitteru benzina, te ga povezuje s izmjenjivačem topline E-6121AB
- tokovi između izmjenjivača topline: tok SNII je rezultat izračuna u izmjenjivaču topline E-6101 kojeg povezuje s izmjenjivačem topline E-6102
- tokovi između izmjenjivača topline i kolone: tok KFIVKN je rezultat izračuna u izmjenjivaču topline E-6108/1 AB te ga povezuje s apsorberom

Refluksi su posebna vrsta unutarnjih ulaznih tokova. U modelu se koriste tri vrste takvih tokova. U prvu vrstu spadaju tokovi koji nastaju iz tokova koji izlaze na vrhu procesne kolone u parovitom stanju (PBIAK izlazi iz atmosferske kolone, UNPIST iz stabilizatora i BVSISPB iz splitteru benzina), koji se zatim hlade i kondenziraju te se izdvajaju plinovi i voda. Dio kapljevine dobivene kondenzacijom se vraća u kolonu iz

koje je tok izišao (KFIKN se vraća u atmosfersku kolonu, UNPIVST u stabilizator i BVSVSPB 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). Ovi tokovi izlaze iz procesne jedinice, zagrijavaju se i vraćaju nazad u procesnu jedinicu, te su njihova svojstva i protok rezultat izračuna.

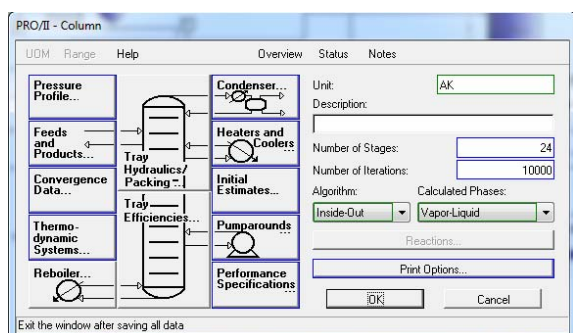
Tokovi proizvoda su konačan rezultat simulacije i najlakše ih je prepoznati kao tokove koji izlaze iz procesnog dijagrama. U modelu referentnog postrojenja u tu grupu spadaju sljedeći tokovi: AOAD, TBAD, PAD, LPUAD, TPUAD, voda, KLPIAD, UNPAD, KLPAD, BVSAD, KLPIAD.

Za izračun protoka unutarnjih tokova i proizvoda, automatski se izabire sekvenca izračuna pojedinih jedinica u modelu, odnosno redoslijed 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 produkt procesa (simulacije) za koji nisu poznata svojstva, vraća nazad u tok iz kojeg 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).

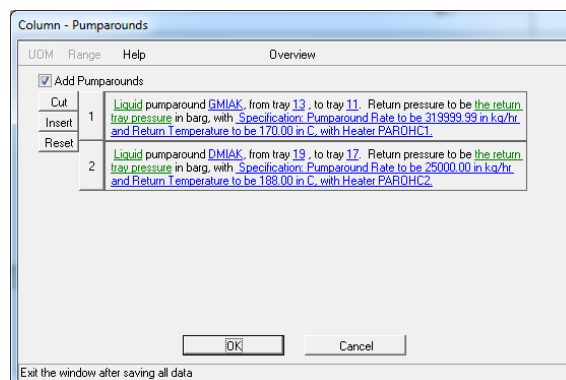
6. Unošenje specifikacije rada procesnih jedinica, odnosno podataka kojima se definira fizikalna ili kemijska operacija koja se odvija u jedinici. U prvom redu se unose konstrukcijski podaci koji uključuju učinkovitost pojedinog elementa procesne jedinice, ali se unose i osnovni uvjeti rada (ograničenja 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 poglavlju 3, 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 teoretskim (idealnim) stupnjem (tavanom) u kojem vlada ravnoteža između faza. Jasno je da je u stvarnosti potrebno određeno vrijeme, ovisno 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 teoretski. To je moguće na dva načina, definirajući učinkovitost svakog tavana ili redukcijom broja stvarnih tavana na ekvivalentan broj teoretskih tavana u skladu s njihovom efikasnošću. Učinkovitost tavana je mjera koja opisuje koliko je postojeći tavan blizu teoretskom i ovisi 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 sa 24 teoretska tavana (slika 6.27).



Slika 6.27 Osnovni podaci za atmosfersku kolonu (AK)



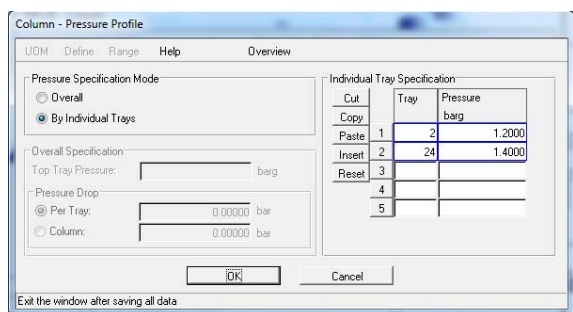
Slika 6.28 Podaci uneseni za donji i gornji međurefluks u AK

Sirova nafta se dovodi u kolonu na 23. teoretskom tavanu, gornji među-reflaks se odvodi na 13. a donji na 19. teoretskom tavanu, dok se vraćaju u kolonu gornji na 11. a donji na 17. teoretskom tavanu.

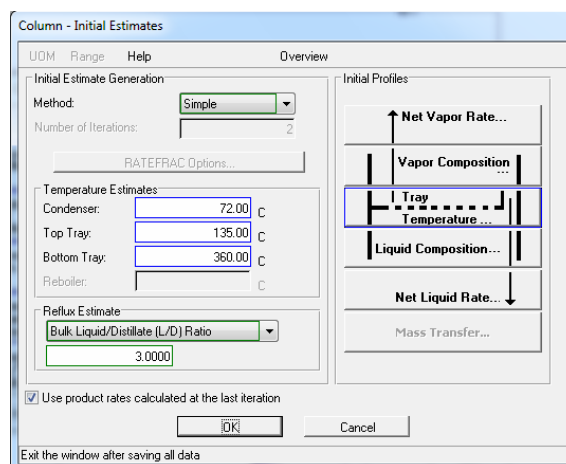
Za među-reflukse su uneseni podaci o protoku i povratnoj temperaturi (slika 6.28).

Nakon što je atmosferska kolona konstrukcijski definirana, potrebno je unesti 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 dobivenim 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

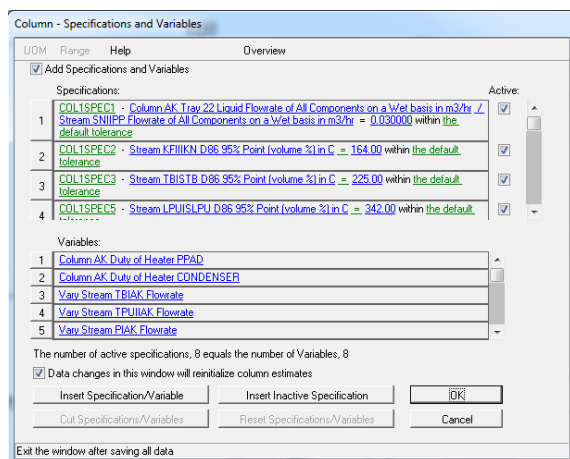
Striperi su modelirani kao kolone s dva teoretska tavana, pri čemu su striperi TB i P (S_{TB} i S_P) povezani s izmjenjivačima E-6109 i E-6110 koji služe za dogrijavanje medija u striperima (rebojleri), i koriste se kao dodatni sustav stripiranja.

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 (slika 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 „overflash“, 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 (**PPAD**) te se u model **AK** unosi uvjet od 3% koji odgovara dizajnu atmosferske kolone u RNS. Varijabla kojom se postiže zadana specifikacija, označava se kao toplinska snaga procesne peći (toplina predana sirovoj nafti), a koja ima direktan utjecaj na temperaturu sirove nafte. Sljedeća specifikacija se odnosi na kvalitetu vršnog produkta (KF^{III}_{KN}), odnosno temperaturu na kojoj se ostvari 95%

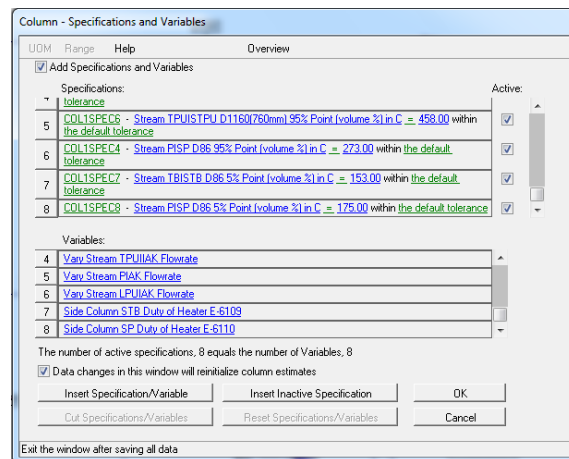
destilacije vršnog proizvoda pri čemu je varijabla snaga kondenzatora **KNAD**. Zatim se postavlja uvjet kvalitete bočnih produkata (TB_{STB}^I , LPU_{SLPU}^I , TPU_{STPU}^I i P_{SP}^I) i to temperatura pri kojoj se ostvaruje 95% destilacije pojedinog proizvoda, pri čemu su varijable protok izvlačenja 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 tokove TB_{STB}^I i P_{SP}^I , pri čemu su varijable toplinske snage izmjenjivača topline E-6109 i E-6110.

Dakle, model **AK**, uključujući i bočne stripere, sastoji se od sustava jednadžbi koje se baziraju 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 teoretska tavana i nema vlastite sustave za zagrijavanje ili hlađenje medija, niti među-reflukse ili reflukse. Ovakva konstrukcija ne ostavlja prostora za postavljanje specifikacije, budući da ne postoji varijabla koja bi je zadovoljila. Dakle, apsorber je kolona kroz koju prolaze plinoviti (PH_{KN}^{III}) i kapljeviti (KF_{KN}^{IV}) medij i rezultat procesa u **AP** u potpunosti ovisi 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)

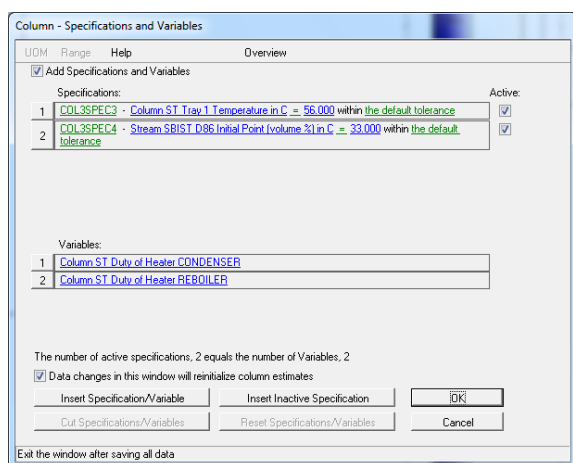


Slika 6.32 Specifikacije za AK (drugi dio)

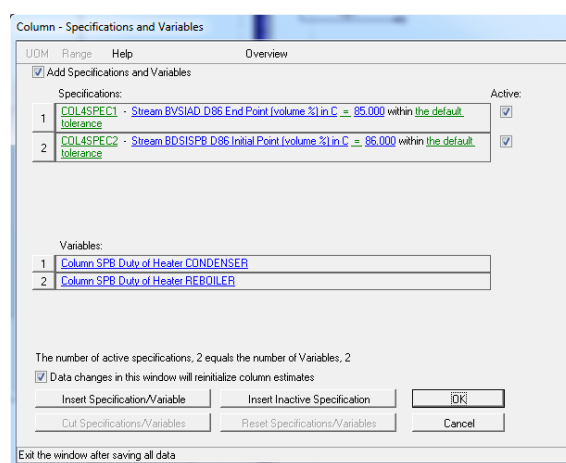
Stabilizator (ST) je kolona s 19 teoretskih tavana, koja na vrhu kolone sadrži kondenzator za djelomičnu kondenzaciju vršnog proizvoda i rebojler na dnu kolone za dovođenje dodatne toplinske energije u proces. Proces se odvija pri tlaku 11,2 bar.

Specifikacijama (slika 6.33) je definirana temperatura kondenzacije na 56 °C koja se podešava regulacijom odvođenja topline u kondenzatoru. Druga specifikacija jest temperatura početka destilacije stabiliziranog benzina ($SB^{I_{ST}}$) koji izlazi na dnu kolone (33 °C).

Splitter benzina je modeliran kao kolona sa 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 ($BVS^{I_{AD}}$), a koja je postavljena na 85 °C i postiže se regulacijom toplinske snage kondenzatora i druga specifikacija određuje temperaturu početka destilacije proizvoda koji izlazi na dnu **SPB** ($BDS^{I_{SPB}}$) i postavljena je na 86 °C, te se postiže regulacijom toplinske snage rebojlера.



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 atmosferske destilacije u kojima se odvijaju procesi prerade, za potpunu definiciju modela potrebno je unijeti parametre rada izmjenjivača topline.

Izmjenjivači topline se, ovisno o tipu problema, 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,

Tablica 6.2 Parametri rada procesnih izmjenjivača toplinske energije

Oznaka	Parametar rada izmjenjivača topline	Izlazna temperatura toplog toka [°C]	Izlazna temperatura hladnog toka [°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 ukupne toplinske snage koju izmjenjuje gornji međurefluks (GM) u procesu i toplinske snage izmjenjivača E-6115 u kojem se dogrijava destabilizirani benzin DB na zadanu temperaturu $T_{\text{DBIIIAP}} = 158\text{ °C}$ 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 kapljevine faze PB_{AK} ($KF^{\text{III}}_{\text{KN}}$), $T_{\text{EPKFIIKN}} = 164\text{ °C}$		
E-6108		$T_{\text{PFIKN}} = 40\text{ °C}$	
E-6108 AB		$T_{\text{KFIVKN}} = 40\text{ °C}$	
E-6109	Toplinska snaga je varijabla koja regulira temperaturu na kojoj se postiže 5% destilacije teškog benzina. $T_{\text{TBISTB5\%}} = 153\text{ °C}$		
E-6110	Toplinskom snaga je varijabla kojom se regulira temperatura na kojoj se postiže 5% destilacije petroleja. $T_{\text{PISP5\%}} = 175\text{ °C}$		
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		$T_{\text{UNPVIIIST}} = 40\text{ °C}$	
RB_{ST}	Toplinska snaga je varijabla kojom se regulira temperatura početka destilacije stabiliziranog benzina ($SB^{\text{I}}_{\text{ST}}$), $T_{\text{IPSBIST}} = 33\text{ °C}$		
E-6120	Toplinska snaga je varijabla kojom se regulira temperatura kraja destilacije benzina vrha splittera ($BVS^{\text{I}}_{\text{AD}}$), $T_{\text{EPBVSIAD}} = 85\text{ °C}$		
E-6121		$T_{\text{BDSAD}} = 40\text{ °C}$	
RB_{SPB}	Toplinska snaga je varijabla kojom se regulira temperatura početka destilacije benzina dna splittera $BDS^{\text{I}}_{\text{SPB}}$, $T_{\text{IPBVSIAD}} = 86\text{ °C}$		
E-6123		$T_{\text{BVSAD}} = 40\text{ °C}$	

- minimalnom razlikom temperature između toplog i hladnog medija, ili
- 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, ovisno o problemu, 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 tokove koji izmjenjuju toplinu, prikazuje Tablica 6.2.

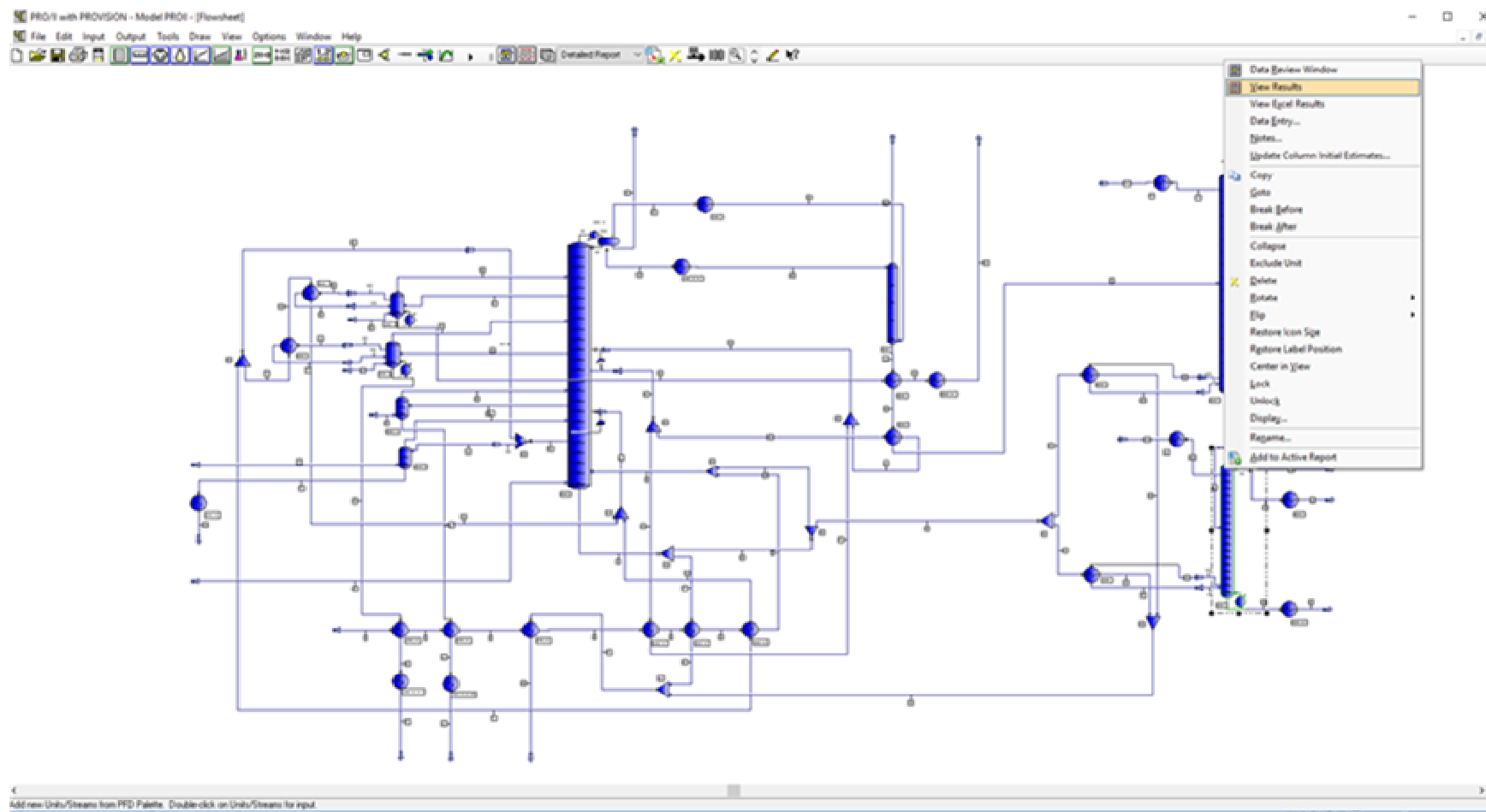
Procesna peć **PPAD** je modelirana kao izmjenjivač topline čija je toplinska snaga varijabla u specifikaciji postavljenoj u modelu atmosferske kolone **AK**, te služi za podešavanje temperature sirove nafte u „flash“ zoni **AK**.

7. Pokretanje simulacije i analiza rezultata. Nakon što je model pripremljen i svi potrebni ulazni podaci uneseni, ukoliko je problem dobro postavljen, dugme za pokretanje simulacije „Run“ nije više uokvireno crvenom bojom (slika 6.35). Simulacija je pokrenuta pritiskom na dugme „Run“.



Slika 6.35 Dugme Run prije i poslije unošenja svih podataka u model.

Nakon dobivanja rezultata simulacije, postepeno su otkriveni 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 tokove. 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 konvergencije neke od procesnih jedinica, ta jedinica bi bila crvene boje.



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

Pregled dobivenih rezultata prvo je napravljen za svaku procesnu jedinicu i svaki tok zasebno. Izvješće za takav pregled je dobiveno tako da se na odabranu jedinicu kliknula desna tipka miša i odabrana je 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 tokovima koji ulaze i izlaze:

- oznaka
- faza
- tavan na koji ulazi ili s kojeg izlazi
- udio kapljevite faze
- protok
- toplinsku snagu

U trećoj tablici su prikazani podaci o postavljenim specifikacijama:

- tok na koji se odnosi
- tavan
- vrsta specifikacije
- specificiranu vrijednost
- izračunatu vrijednost

Slika 6.38 Prikazuje prozor „View results“ za tok BDSISPB 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“ odabrana opcija Report Manager, te je odabrano „Generate Excel Report“ (slika 6.39) koja generira detaljno izvješće u excelu, u kojem se nalaze detaljni podaci o svim procesnim jedinicama i tokovima 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 VAPOR KG-MOL/HR	FEED	PRODUCT	HEATER DUTIES M*KW-HR/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

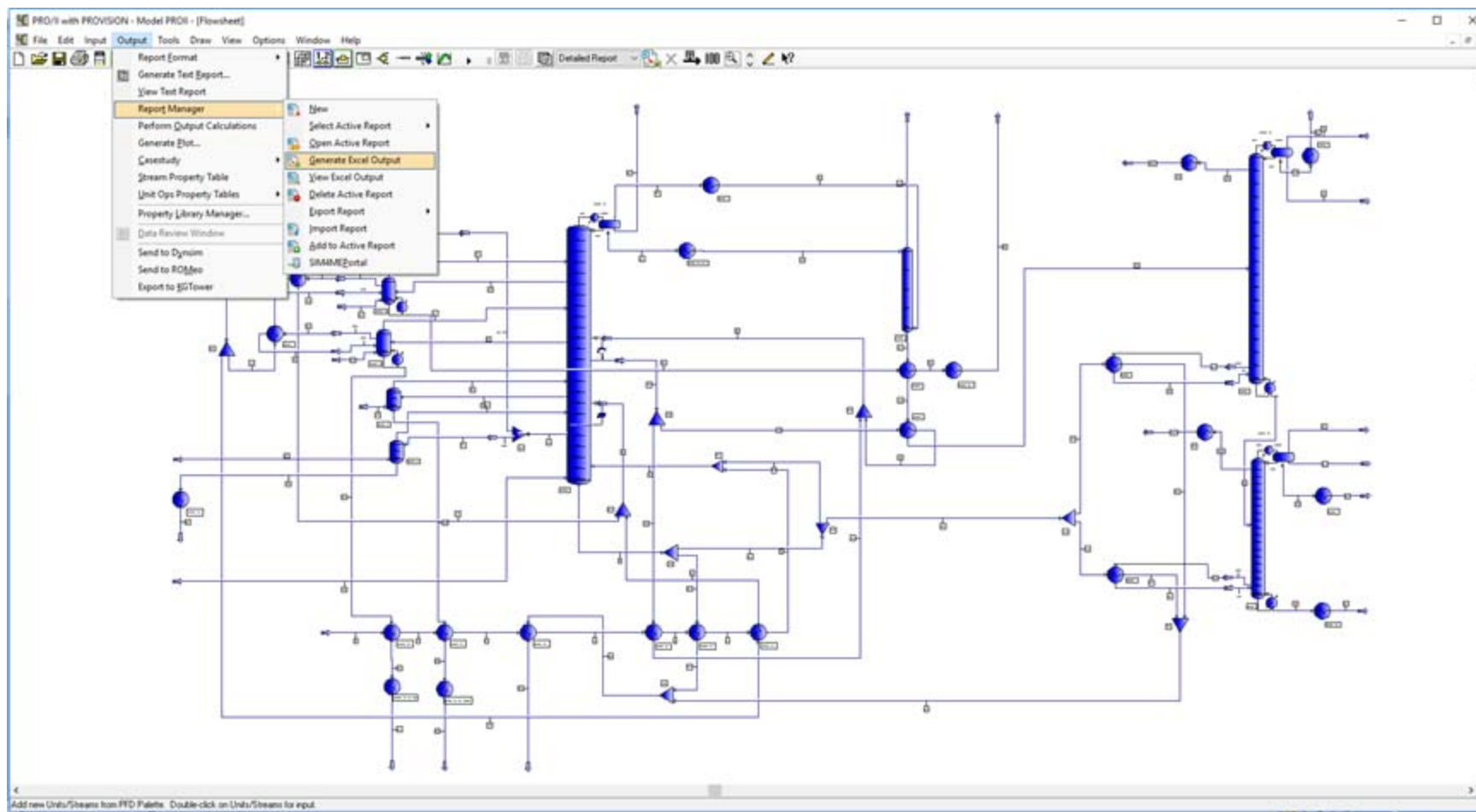
SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM 90	1		D86 EP	8.500E+01	8.500E+01
2 (ACTIVE)	STRM 86	20		D86 IP	8.600E+01	8.600E+01

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		112.4541	112.4541
FRACTION			1.0000
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		4.0352E-11	4.0352E-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		34.9090	34.9090
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 procesnom toku BDSISPB



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

Tablica 6.3 Rezultati simulacije s validacijom rezultata

Oznaka toka	Faza	Referentni model				Rezultati simulacije				Procentualne razlike		
		Maseni protok	Temperatura	Tlak		Maseni protok	Temperatura	Tlak		Maseni protok	Temperatura	Tlak
		kg / hr	C	barg		kg / hr	C	barg		%	%	%
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				

Nastavak Tablice 6.3

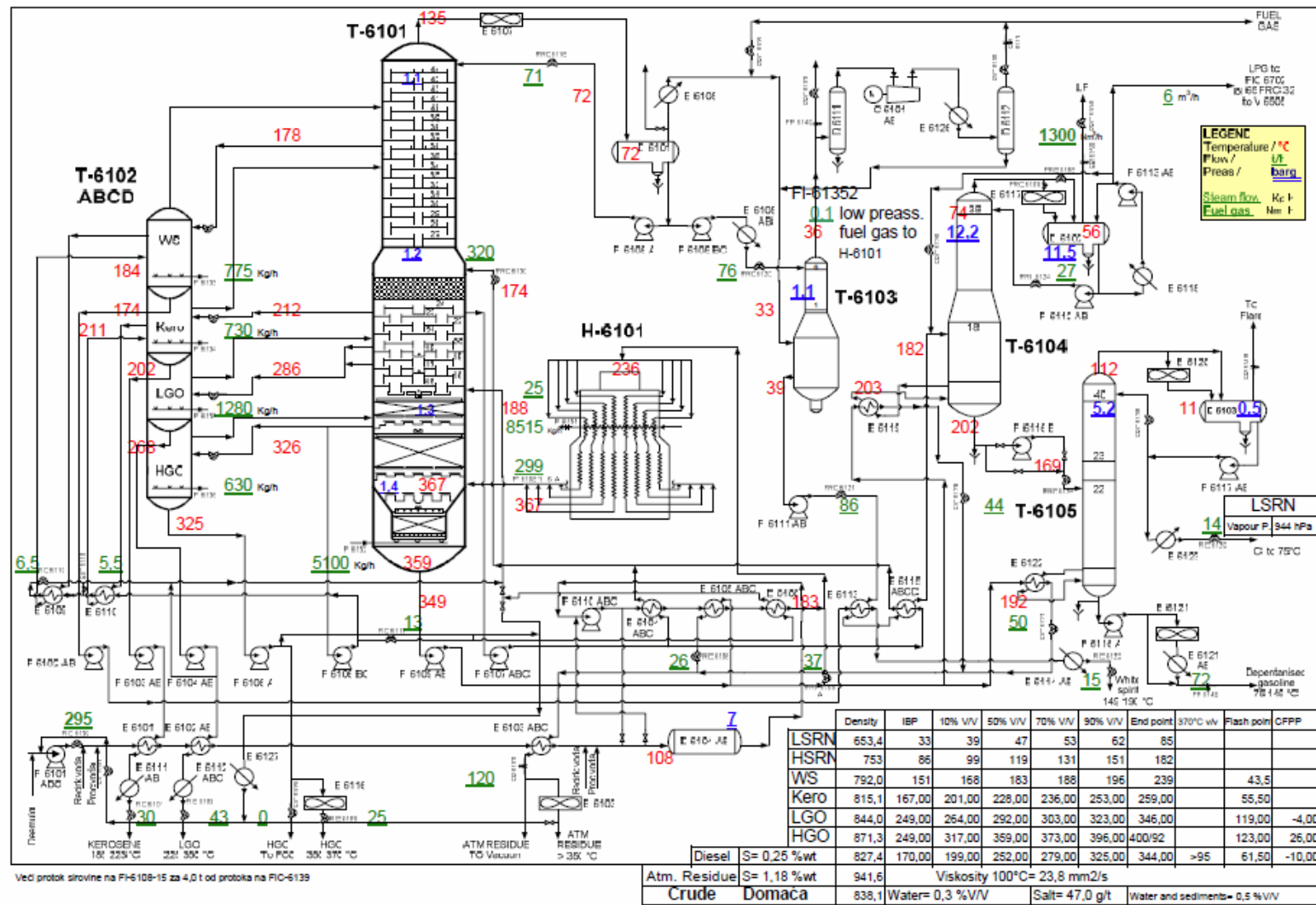
Oznaka toka	Faza	Referentni model			Rezultati simulacije			Procentualne razlike		
		Maseni protok	Temperatura	Tlak	Maseni protok	Temperatura	Tlak	Maseni protok	Temperatura	Tlak
33	Miješano		211.0	3.5	38785.1	233.0	3.5		-10.4	
34	Parovita	730.0	420.0	4.0	730.0	420.0	4.0			
35	Kapljevita	30000.0	202.0	6.0	24323.0	232.4	6.0	18.9	-15.0	
36	Miješano	30000.0		6.0	24323.0	40.0	6.0			
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	
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			

Nastavak Tablice 6.3

Oznaka toka	Faza	Referentni model				Rezultati simulacije				Procentualne razlike		
		Maseni protok	Temperatura	Tlak		Maseni protok	Temperatura	Tlak		Maseni protok	Temperatura	Tlak
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				
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	114.3	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 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 SNI/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 atmosferske destilacije dobije se protok od 326 t/h što odgovara ukupnom ulazu u AK od 510 t/h.



Slika 6.40 Referentni model

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.

U narednom koraku analizom podataka iz arhive pogona o udjelu pojedinih proizvoda AK, za periode u kojima se prerađivala nafta koja odgovara kvaliteti sirovine u ovoj analizi, utvrđeno je da 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 rasponu $< 15\%$ 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. Dakle ovdje imamo 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 rasponu 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 temperatura proizvoda na izlazu iz AK, pristupilo se podešavanju ulazne količine nafte uz zadržavanje omjera SNI/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.

Prvo je potrebno istaknuti da je simulacijom 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. Budući 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 povijesnih raspona 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

Tok	Odstupanje	Razlog indentifikovanih grešaka
35	-15,0 %	Analizom je utvrđeno da je temperatura toka na ulazu u striper petroleja u referentnom modelu 212 °C, gdje se zatim vrši zagrijavanje toka i ubacivanje pare, te tok 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 raspona, kvaliteta svih proizvoda je zadovoljena, te se dobiveni podatak smatra prihvatljivim.
33	-10,4%	Isto kao i za tok 35
75	-7,3%	Temperatura koja je rezultat simulacije je unutar raspona 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 raspona, 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 tok 75.

Podaci o protoku svih ostalih tokova su unutar povijesnih raspona 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 izvlačenja 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

Tok	Odstupanje	Razlog indentifikovanih 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 ovaj tok, niti je poznat raspon unutar kojeg se treba kretati podatak. Utjecaj toka 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 tok 76
65	27,8%	Isto kao za tok 76
48	30,4%	Radi se o toku koji 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 raspona povijesnih podataka. Ovi parametri su se pokazali pouzdanijim od referentnog protoka proizvoda pa 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 tok 48.
8	-20,6	Isto kao za tok 1.
41	20,1%	Isto kao za tok 48.
35	18,9%	Isto kao za tok 48.
27	12,6%	Isto kao za tok 48.
72	7,5%	Isto kao za tok 48.

7. Projektiranje 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 (AEA) [198] (u prošlosti HX-Net). Ovaj programski paket je baziran na metodologiji pinch analize i predstavlja jedan od naprednijih alata za rješavanje zadatka Sinteze mreže izmjenjivača topline (HENS zadatak). Poglavlje započinje kratkim opisom okruženja i strukture AEA programa, kao i procedura koje su korištene u procesu definiranja i rješavanja HENS zadatka, a nastavlja se analizom i izborom potencijalno iskoristivih procesnih tokova (sa stajališta učinkovitog povrata otpadne toplinske energije), koji tvore postojeću mrežu izmjenjivača toplinske energije 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.

7.1. Kratak pregled programskog okruženja i procedura Aspen Energy Analyzer-a

Kreiranje sustava za povrat otpadne toplinske energije u AEA realizirano je na projektnom nivou (Project level – HI project), u okviru kojeg 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 započeo je odabirom mjernih jedinica (SI mjerni sustav) i definiranjem fizikalnih parametara svih procesnih i energetskih tokova (tokovi za dodatno zagrijavanje i hlađenje procesnih tokova) kao i ekonomskih parametara potrebnih za analizu rezultata pretprojektiranja (postupak Supertargetinga u pinch metodi [13]). U tu svrhu, za svaki tok su definirane:

- Početna i konačna temperatura toka, pri čemu su svi tokovi segmentirani na više temperaturnih dijelova s ciljem točnijeg definiranja ovisnosti fizikalnih parametara tokova o temperaturi.
- Specifični toplinski kapacitet toka za svaki temperaturni segment
- Maseni protok toka, čijim se unosom automatski izračunava toplinska snaga toka u svakom od definiranih temperaturnih segmenata
- Podaci o gustoći, toplinskoj vodljivosti i viskozitetu toka, uz napomenu da su vrijednosti ostalih parametara tokova potrebnih za automatski izračun koeficijenta prijelaza topline HTC [W/m²°C] (pretpostavljena brzina strujanja i promjer cjevovoda kroz koji medij struji) predefinirane u programskom paketu.

Pregled prikupljenih podataka svih procesnih i energetske tokova³⁶, kao i odgovarajući dijagrami promjene entalpije (funkcija $h=f(T)$), gustoće (funkcija $\rho=f(T)$), toplinske vodljivosti (funkcija $\lambda=f(T)$) i viskoziteta (funkcija $\nu=f(T)$) tih tokova 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 (Maximum Energy Recovery) mreže izmjenjivača toplinske energije (7.1) predstavljaju sumu operativnih (7.2) i kapitalnih troškova (7.3)

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

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

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

Ovisno o tipu izmjenjivača toplinske energije, troškove investicije (7.3) moguće je izračunati na dva načina:

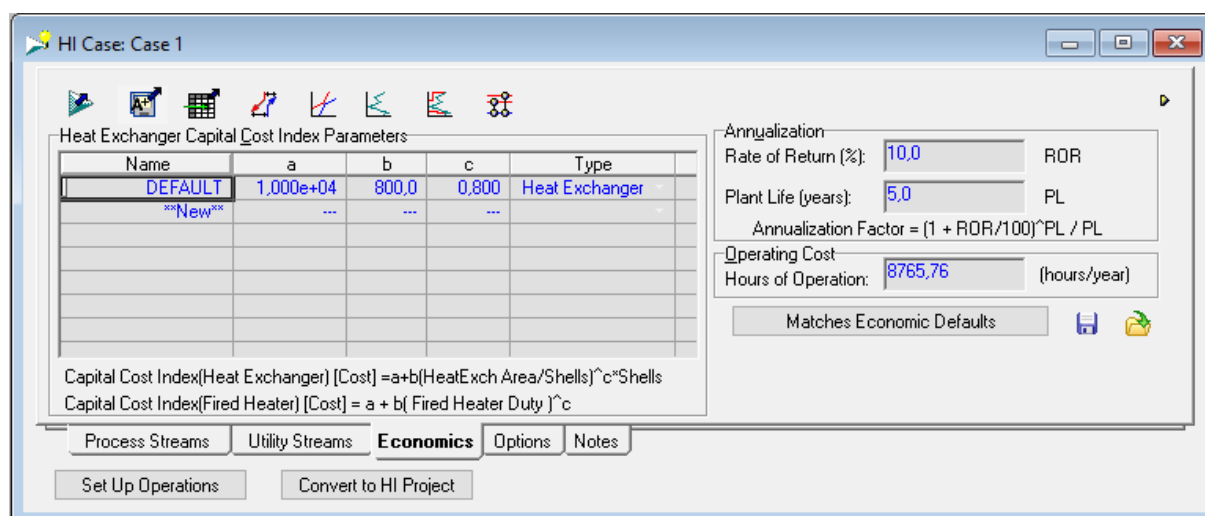
- Za protusmjernu izmjenjivače toplinske energije:

$$Cn_{invest} = Nu_{MER} \cdot \left[a + b \cdot (A_{sm} / Nu_{MER})^c \right] [\$] \quad (7.4)$$

³⁶ 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 izmjenjivače toplinske energije sa složenim međusobnim strujanjem tokova

$$Cn_{\text{invest}} = a \cdot Nu_{\text{MER}} + b \cdot S_{\text{min}} (A_{1-2} / S_{\text{min}})^c \text{ [\$]} \quad (7.5)$$



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 sljedeći ekonomski parametri.

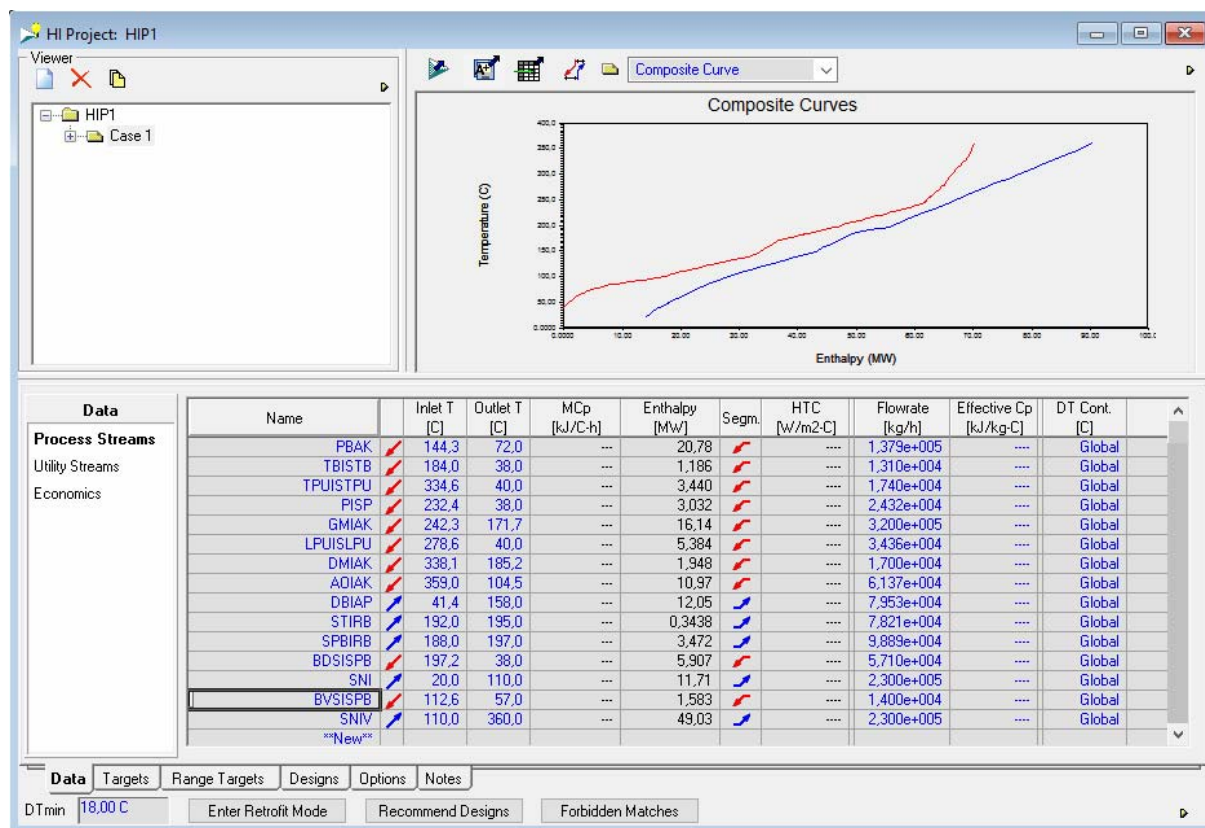
Tablica 7.1. Ekonomski parametri HENS zadatka

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

Po završetku postupka prikupljanja podataka, programski paket je automatski realizirao fazu preprojektiranja mreže izmjenjivača toplinske energije 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 ovisnosti 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 $\Delta T_{\text{min}} \approx 9 \text{ }^\circ\text{C}$. Ova vrijednost ΔT_{min} nije prihvatljiva u naftnoj industriji, osobito u pogonu atmosferske destilacije, jer se radi o opremi koja je

izložena stvaranju naslaga i koroziji na izmjenjivačkim površinama. Uobičajene temperaturne razlike su oko 20 °C te je u daljem toku proračuna izabrana vrijednost $\Delta T_{\min} = 18 \text{ °C}$, jer je to gornja vrijednost za koju je programski paket izračunao sve pokazatelje. Samo vođeni hladnjaci koji se koriste za hlađenje procesnog toka na temperaturu manju od 50 °C imaju niži $\Delta T_{\min}$ što je rezultat ostvarivih radnih uvjeta na lokaciji postrojenja.



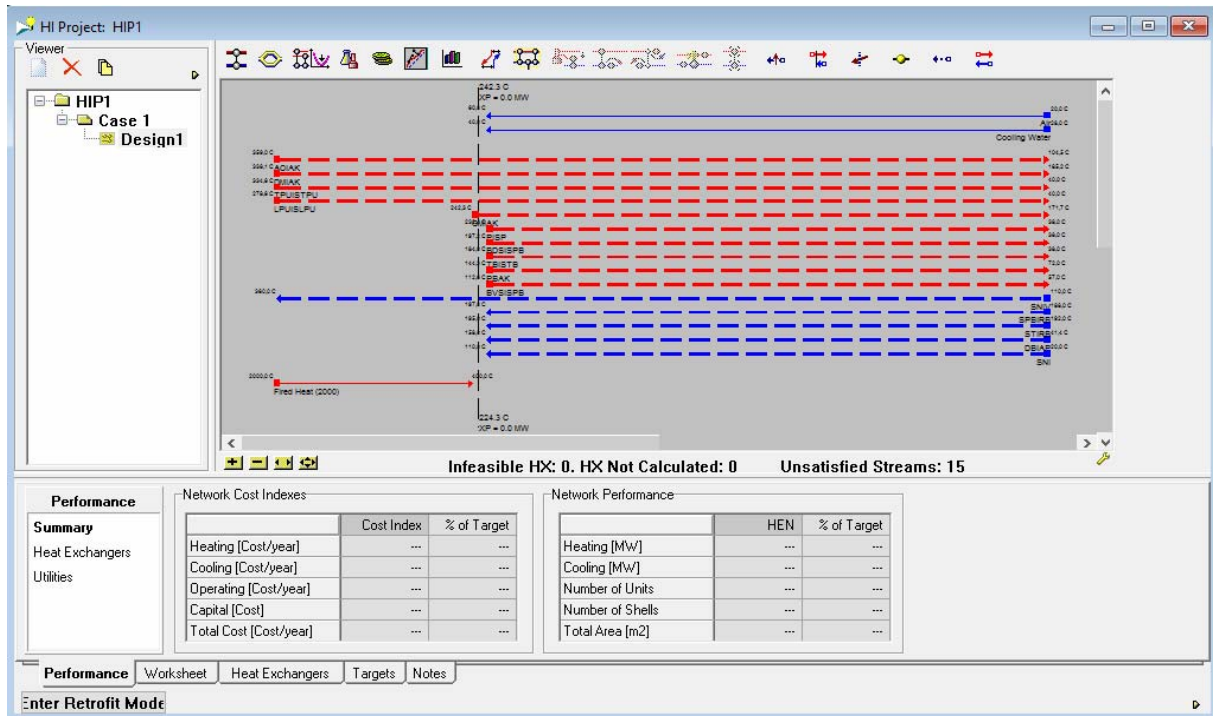
Slika 7.2 Kreirani Scenario u HI Project-u

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).

Odabirom opcije „Targets“ otvara se prozor na kojem su prikazani rezultati pretprojektiranja (slika A1.76), u kojem su definirane:

- Potrebe mreže za dodatnim zagrijavanjem i hlađenjem (Energy targets);
- Potrebna površina mreže izmjenjivača u zavisnosti od tipa pretpostavljenih izmjenjivača topline (Area Targets)

- Minimalni broj izmjenjivača u mreži (Number Targets) i
- Ukupna cijena mreže izmjenjivača toplinske energije na godišnjem nivou (Cost Index Targets)



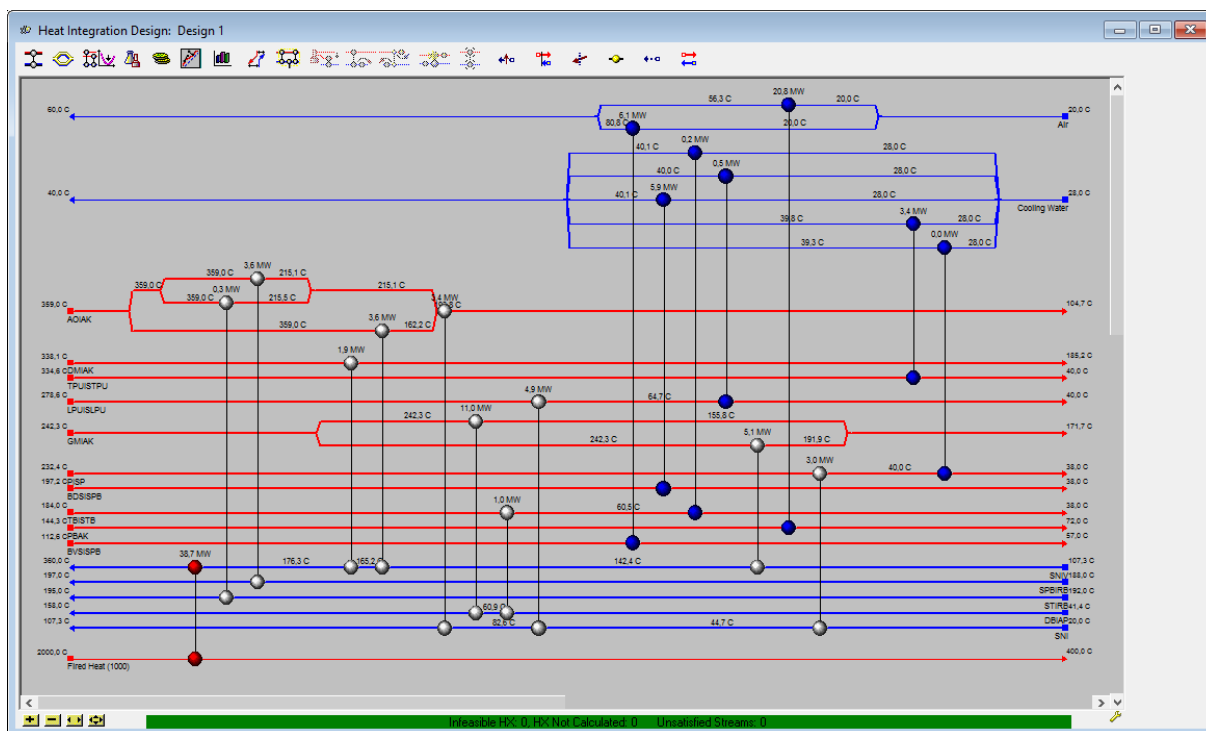
Slika 7.3. Projektni nivo u HI Project okruženju

U okviru istog okruženja moguće je dobiti i pregled karakteristika energenata koji se koriste za dodatno zagrijavanje ili hlađenje procesnih tokova (slika A1.77).

Korištenjem alata iz izbornika „Design Tools“ (detaljan opis u [199]) pri kreiranju postojeće mreže izmjenjivača na prikazanom grid dijagramu (slika 7.4) izvršena je :

- Podjela postojećih tokova (dodavanjem razdjelnika tokova- stream splitter)
- Ugrađivanje izmjenjivača toplinske energije (procesnih i energetske)
- Kompletiranje cjelokupne mreže izmjenjivača toplinske energije

Konačan izgled mreže kreirane u dizajnerskom okruženju AEA za postojeću mrežu izmjenjivača toplinske energije u AD, predstavljen je na slici 7.4 dok je na slici 7.5 predstavljen radni list sa svim podacima proisteklim iz mrežnog dijagrama .



7.4. Grid diagram postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije u AD

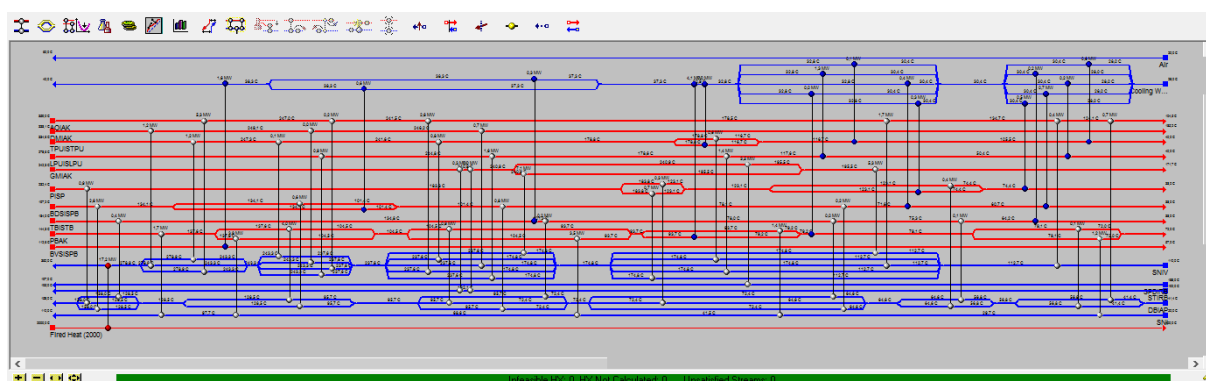
Postupak kreiranja mreže izmjenjivača toplinske energije u HI Project okruženju proveden je prelaskom na dizajnerski nivo (Design level) koji je prikazan na slici 7.3.

Heat Exchanger	Cold Stream	Cold T in [C]	Tied	Cold T out [C]	Tied	Hot Stream	Hot T in [C]	Tied	Hot T out [C]	Tied	Load [MW]	Area [m2]	dT Min Hot [C]	dT Min Cold [C]
E-6114/AB	Cooling Water	28.00		40.09		TBISTB	60.53		38.00		0.1631	27.468	20.44	10.00
E-6122	SPBIRB	188.0		197.0		ADIAK	359.0		215.1		3.572	101.95	162.0	27.09
E-6113	DBIAP	41.40		60.93		TBISTB	184.0		60.53		1.022	37.765	123.1	19.13
E-6112/ABC	Cooling Water	28.00		39.98		LPUIISLP	64.69		40.00		0.4588	76.240	24.71	12.00
E-6102	SNIV	44.72		82.63		LPUIISLP	278.6		64.69		4.925	378.40	196.0	19.97
E-6103	SNIV	82.63		107.3		ADIAK	193.8		104.7		3.391	420.29	86.48	22.09
E-6104	SNIV	107.3		142.4		GMIAP	242.3		191.9		5.116	165.34	99.90	84.59
E-6115	DBIAP	60.93		158.0		GMIAP	242.3		155.8		11.02	445.55	84.30	94.89
E-6106	SNIV	165.2		176.3		DMIAK	338.1		185.2		1.948	72.978	161.8	20.00
H-6101	SNIV	176.3		360.0		Fired Heat (1000)	2000		400.0		38.70	1329.9	1640	223.7
E-6107	Air	20.00		56.33		PBAK	144.3		72.00		20.77	15694	87.97	52.00
E-6101	SNIV	20.00		44.72		PISP	232.4		40.00		3.006	390.75	187.7	20.00
E-6105	SNIV	142.4		165.2		ADIAK	359.0		162.2		3.643	160.61	193.8	19.81
E-6116	Cooling Water	28.00		39.80		TPUISTPU	334.6		40.00		3.440	87.963	294.8	12.00
E-6119	STIRB	192.0		195.0		ADIAK	359.0		215.5		0.3463	10.535	164.0	23.48
E-6120	Air	20.00		80.80		BVISISPB	112.6		57.00		6.134	33080	31.84	37.00
E-6111/AB	Cooling Water	28.00		39.28		PISP	40.00		38.00		2.631e-002	17.762	0.7184	10.00
E-6121/1	Cooling Water	28.00		40.12		BDSISPB	197.2		38.00		5.906	201.40	157.0	10.00

Slika 7.5. Radni list sa svim podacima o postojećoj mreži u AD

7.1.1. Procedura automatskog generiranja mreže s usvojenim ekonomskim parametrima

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



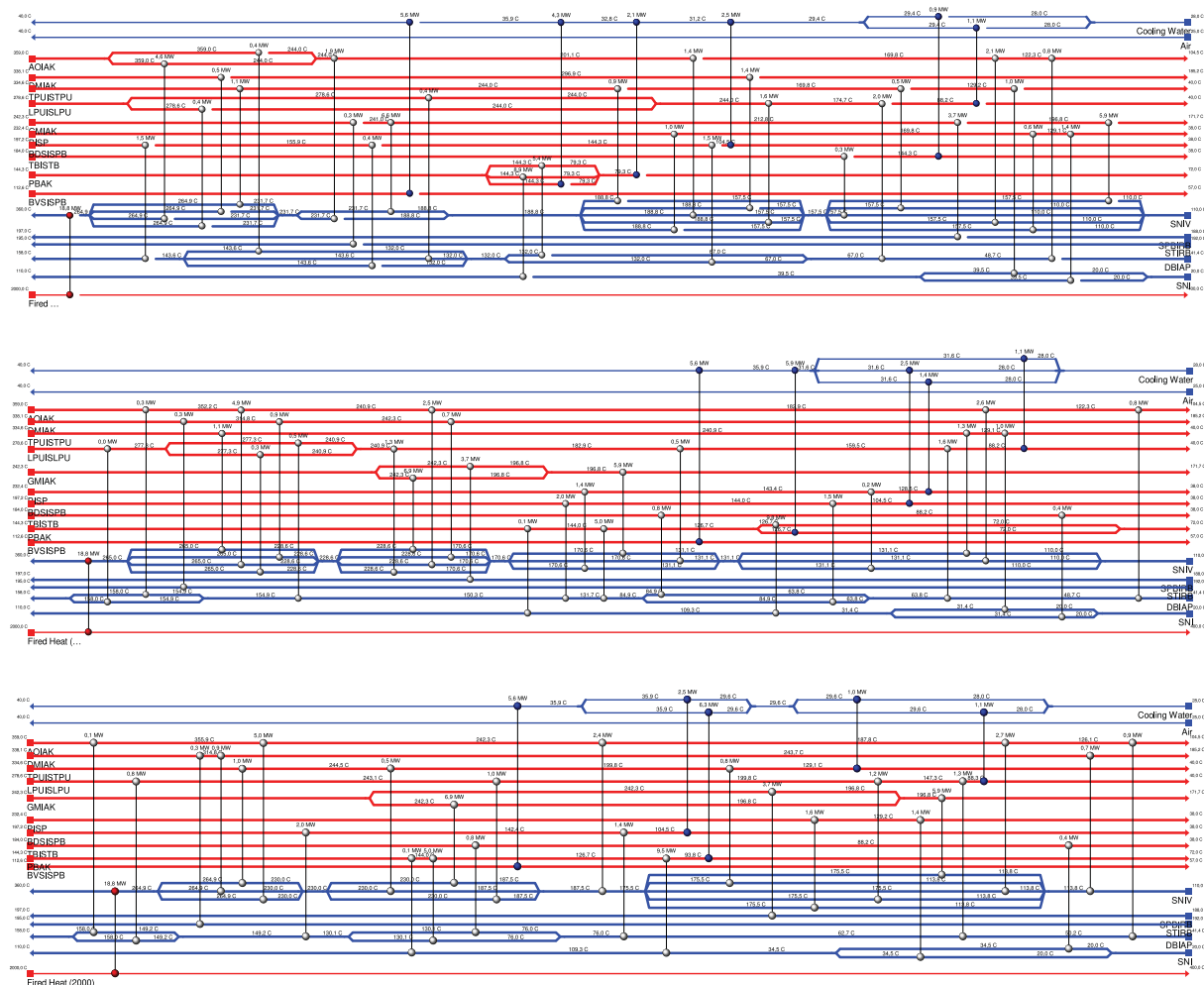
Slika 7.6. Automatski generirana inicijalna mreža izmjenjivača toplinske energije (sa segmentiranim tokovima)

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 toplinske energije. Moguće je definirati maksimalan broj podjela pojedinog toka (splitiranje), definirati tokove koji ne mogu izmjenjivati toplinsku energiju iz procesnih ili nekih drugih razloga, promijeniti ekonomske parametre i podatke o tokovima, te odrediti broj rješenja koliko se želi imati pri izboru odgovarajuće opcije. Odabirom opcije „Solve“ pokreće se programski algoritam za kreiranje nove mreže izmjenjivača toplinske energije. Rješenje automatski kreirane inicijalne mreže (sa segmentiranim tokovima) izmjenjivača toplinske energije prikazano je na slici 7.6.

Postupak kreiranja inicijalne mreže izmjenjivača toplinske energije korištenjem automatske procedure u AEA po mišljenju autora nije ispunio zadani cilj kreiranja efikasnog i u praksi primjenjivog sustava za povrat otpadne toplinske energije iz nekoliko razloga

- Nesukladnost rezultata pretprojektnja s projektnim rješenjem. Program generira novu mrežu s ciljem postizanja maksimalnog ekonomskog učinka i ne primjenjuje

- Vrlo složena, i u praksi neprimjenjiva struktura mreže izmjenjivača toplinske energije kao posljedica višestruke podjele procesnih i energetske strujnih tokova
- Neuobičajeno dugo vrijeme izvršavanja programa (preko 36 h) kao posljedica složene segmentacije tokova u mreži.

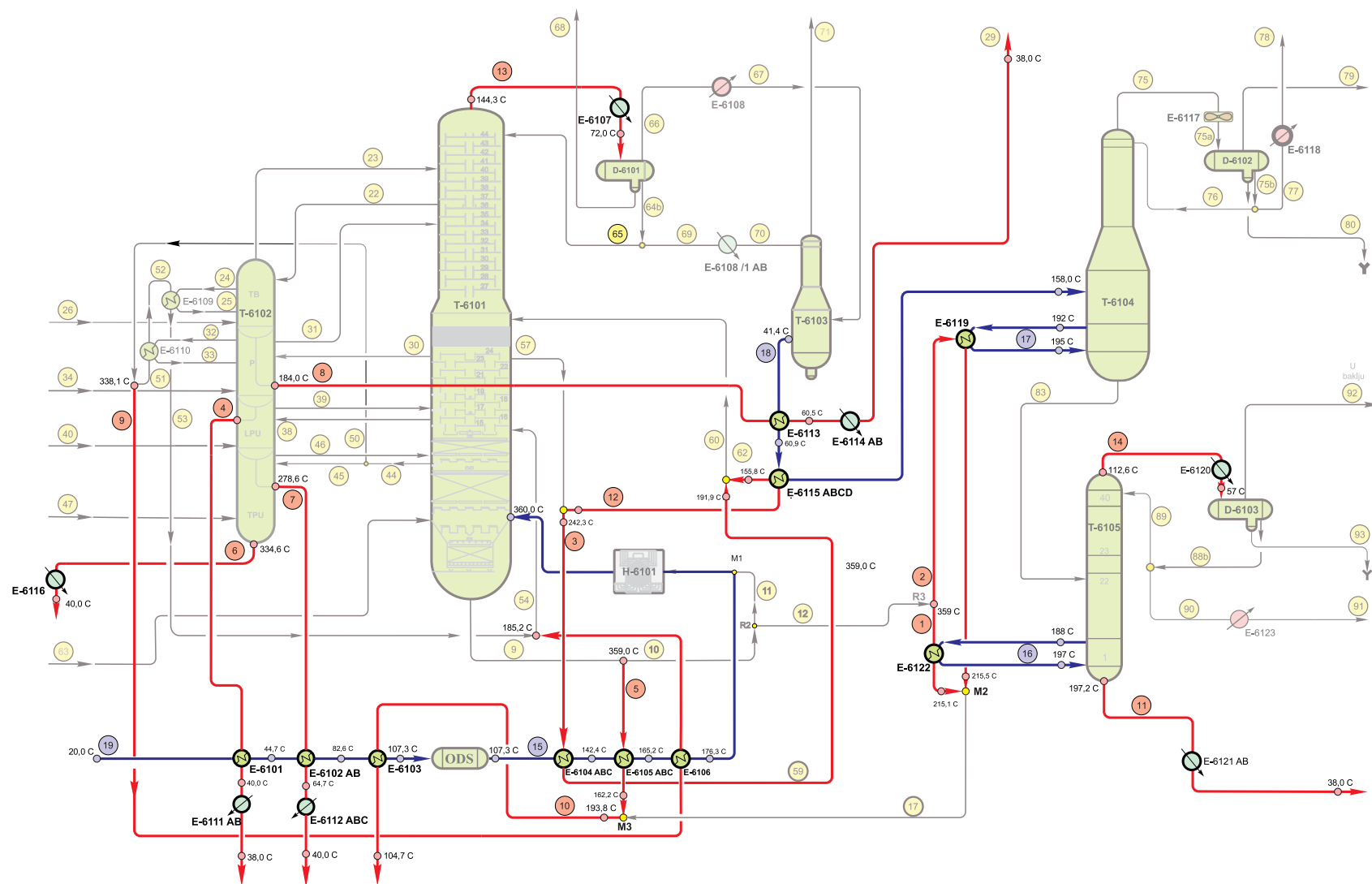


Slična zapažanja važe i za kreiranje inicijalne mreže izmjenjivača toplinske energije korištenjem automatske procedure u AEA, ali ovoga puta bez segmentiranja tokova (slika 7.7). Iz tog razloga je inicijalna mreža kreirana na sličan način kao i postojeća mreža izmjenjivača toplinske energije, s naznakom da je postupak realiziran u skladu s pravilima za kreiranje mreže izmjenjivača toplinske energije [14], [15], [16], [106], [198] i prezentirana u nastavku ovog poglavlja.

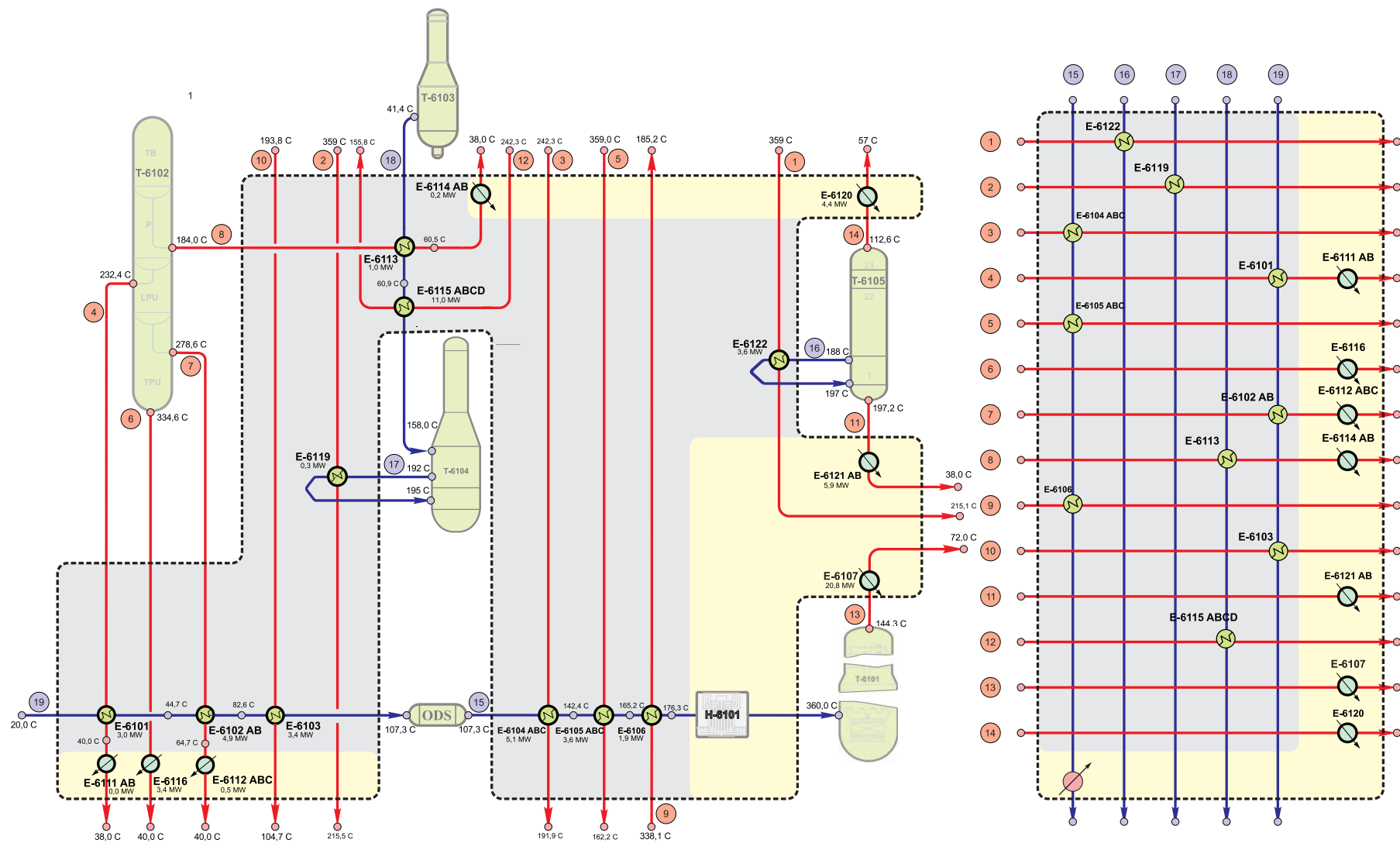
7.2 Analiza postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije u postrojenju AD

S ciljem kreiranja HENS zadatka putem kojeg je moguće projektirati sustav za povrat otpadne toplinske energije, izvršena je detaljna analiza i označavanje toplih i hladnih procesnih tokova u postrojenju AD, kao i analiza potencijalnih energetske tokova neophodnih za nesmetano i kontinuirano funkcioniranje buduće mreže izmjenjivača toplinske energije. Procesni tokovi putem kojih je kreiran sustav za povrat otpadne toplinske energije u pogonu AD, prikazani su na slici 7.8, dok su na slici 7.9 prikazane pojednostavljena tehnološka i unakrsna shema postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije. Termin postojeća mreža izmjenjivača toplinske energije treba shvatiti uvjetno, budući da ona sadrži samo one izmjenjivače toplinske energije kroz koje protječu izabrani procesni tokovi, a ne sve izmjenjivače toplinske energije u pogonu AD. Podaci o izabranim procesnim tokovima, koji su uvezani iz simulacijskog softvera pripremljenog na programskoj platformi Pro II (vidi pog. 6) prikazani su u tablici 7.2.

Na temelju tih podataka, u programskom paketu AEA je kreiran Scenario postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije (s prikupljanjem svih neophodnih podataka za HENS proračun, uključujući i podatke o energetske tokovima neophodnim za dodatno zagrijavanje/hlađenje), kao i sam izgled pripadajućeg mrežnog (grid) dijagrama (slika 7.10). S ciljem lakše analize mreže, grid dijagram je djelomično pojednostavljen (eliminiranjem splitera s pojedinih tokova) i prikazan na slici 7.11. Osnovni energetski i ekonomski parametri postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije prikazani su u tablici 7.3 dok su elementi neophodni za formiranje energetske i eksergijske bilance (uz pretpostavku adijabatskih i izobarnih promjena stanja u izmjenjivačima toplinske energije) za svaki od procesnih i energetske tokova prikazani u tablici 7.4. U tablici 7.5 su predstavljeni osnovni elementi eksergijske analize izmjenjivača toplinske energije u postojećoj mreži.



Slika 7.8. Procesni tokovi putem kojih je kreiran sustav za povrat otpadne toplinske energije u pogonu AD



Slika 7. 9. Pojednostavljena tehnološka (lijevo) i unakrsna (desno) shema postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije

Tablica 7.2. Detaljni podaci o tokovima u postojećoj mreži izmjenjivača toplinske energije

Tok	Radni fluid	Segmenti toka	T / °C	Q / kW	C / kW/K	CU / kW/K
1	AOIAK,1	1	359,00 215,10	3.727	25,90	25,90
2	AOIAK,2	2	359,00 215,50	296	2,06	2,06
3	GMIAK,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	AOIAK,3	5	359,00 162,20	3.643	18,51	18,51
6	TPUISTPU	6	334,60 40,00	3.429	11,64	11,64
7	LPUISLPU	7-1 7-2	278,60 64,70 40,00	4.928 459	23,04 18,58	22,58
8	TBISTB	8-1 8-2	184,00 60,50 38,00	1.016 169	8,23 7,51	8,12
9	DMAK	9	338,10 185,20	1.943	12,71	12,71
10	AOIAK,4	10	193,80 104,70	3.429	38,48	38,48
11	BDSISPB	11	197,20 38,00	5.915	37,15	37,15
12	GMIAK,2	12	242,30 155,80	11.403	131,83	131,83
13	PBAK	13	144,30 72,00	20.791	287,57	287,57
14	BVSISPB	14	112,00 57,00	5586	101,56	101,56

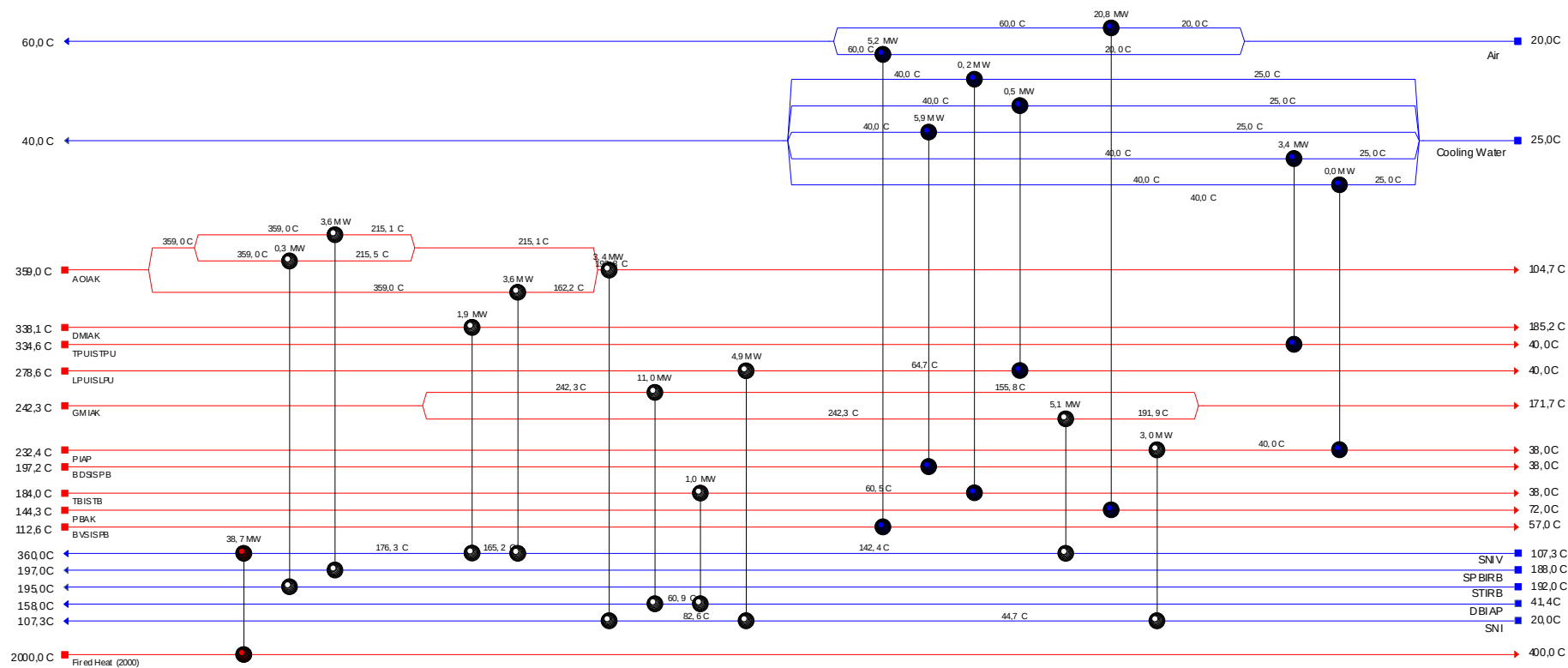
nastavak Tablice 7.2.

Tok	Radni fluid	Segmenti toka	T / °C	Q / kW	C / kW/K	C _u / kW/K
15	SNIV	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	SPBIRB	16	188,00			
			197,00	3.737	415,22	415,22
17	STIRB	17	192,00			
			195,00	296	98,67	98,67
18	DBIAP	18-1	41,40			
		18-2	59,5	1.016	56,13	
			158,00	11.403	115,77	106,51
19	SNI	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

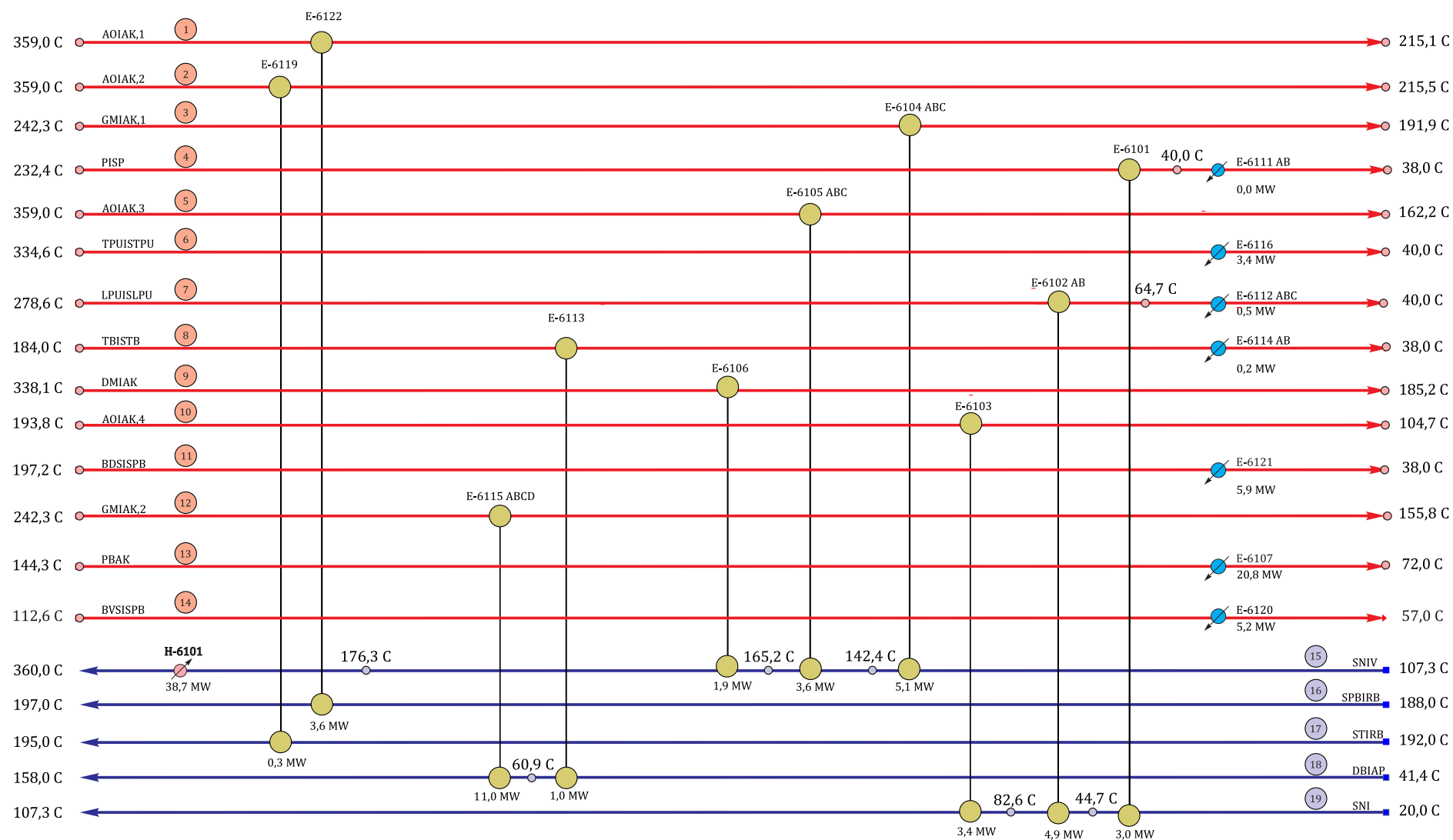
Tablica 7.3. Osnovni energetske i ekonomske parametri postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije u pogonu AD

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

*Investicijski troškovi su dobiveni prema metodologiji prikazanoj u prethodnom dijelu ovog poglavlja



Slika 7. 10. Mrežni (Grid) dijagram postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije pripremljen u AEA



Slika 7. 11. Pojednostavljeni prikaz mrežnog dijagrama postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije u postrojenju AD

Tablica 7.4. Parametri izmjenjivača toplinske energije I parametri tokova u izmjenjivačima toplinske energije (sadašnje stanje)

Izmjenjivač	U /W/m²K	Tok	Tip	Radni fluid	$\dot{m}$	T	h	h_0	s	S_0	e_{ph}	e_{ch}	e_{tot}	E
E-6122	473	1	topli	AOIAK,1	9,19	632,15	820,83	26,72	7,81	6,12	290,24	43.045	43.335	398.424
			topli			488,25	415,35	26,72	7,11	6,12	93,47	43.045	43.138	396.615
		16	hladni	SPBIRB	28,09	461,15	429,73	51,10	4,53	3,60	101,35	43.138	43.239	1.214.593
			hladni			470,15	562,79	51,10	4,80	3,60	153,91	43.138	43.292	1.216.070
E-6119	450	2	topli	AOIAK,2	0,806	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	STIRB	21,733	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	GMIAK,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	SNIV	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	PISP	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	SNI	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	PISP	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	voda	0,52	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	50	51	26
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	50	53	28
E-6105	305	5	topli	AOIAK,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	SNIV	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	TPUISTPU	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	voda	68,40	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,89	50	51	3.479
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	50	53	3.645
E-6102	175	7	topli	LPUISLPU	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	SNI	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]

nastavak Tablica 7.4

Izmjenjivač	$U / \text{W/m}^2\text{K}$	Tok	Tip	Radni fluid	$\dot{m}$	T	h	h_0	s	S_0	e_{ph}	e_{ch}	e_{tot}	E
E-6112	415	7	topli	LPUISLPU	9,55	337,85	112,6	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	49,96	50,85	465,12
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	49,96	53,29	487,40
E-6113	518	8	topli	TBISTB	3,64	457,15	396	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
		18	hladni	DBIAP	22,09	314,15	83,95	55,63	3,86	3,83	19,38	43.231	43.250	955.401
			hladni			332,65	129,95	55,63	3,99	3,83	26,62	43.231	43.258	955.561
E-6114	496	8	topli	TBISTB	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	49,96	50,85	171,97
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	49,96	53,29	180,20
E-6106	401	9	topli	DMIAP	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
		15	hladni	SNIV	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	AOIAK,4	17,04	467,15	374,95	26,72	7	6,12	85,86	43.045	43.131	734.950
			topli			377,85	173,68	26,72	6,5	6,12	33,66	43.045	43.079	734.060
			hladni	SNI	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	BDSISPB	15,86	470,15	453,26	50,5	4,62	3,64	110,57	43.094	43.205	685.225
			topli			313,15	80,25	50,5	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	49,96	50,85	6.000
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	49,96	53,29	6.288
E-6115	367	12	topli	GMIAK,2	50,00	515,45	539,21	41,52	5,75	4,53	133,95	43.036	43.170	2.158.497
			topli			428,95	318,82	41,52	5,25	4,53	62,63	43.036	43.099	2.154.932
		18	hladni	DBIAP	22,09	332,65	129,95	55,63	3,99	3,83	26,62	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	PBAK	38,3	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	348,10	293,15	293,42	298,45	6,84	6,86	0,93	0	0,93	324,78
			hladni			353,15	353,15	298,45	7,03	6,86	4,01	0	4,01	1.397

nastavak Tablica 7.4

Izmjenjivač	$U / \text{W/m}^2\text{K}$	Tok	Tip	Radni fluid	$\dot{m}$	T	h	h_0	s	s_0	e_{ph}	e_{ch}	e_{tot}	E
E-6120	20	14	topli	BVSISPB	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	3,7	3,52	15,54	43.655	43.671	560.293
			hladni	ZRAK	93,53	20	293,42	298,45	6,84	6,86	0,93	0	0,93	87,26
			hladni			80	353,15	298,45	7,03	6,86	4,01	0	4,01	375,48
FU-1 (Procesna peć)		1		Zrak	45,80	298,15	298,45	298,45	6,86	6,86	0	0	0	0
		1		Loživo ulje	1,60	377,65	173,68	26,72	6,5	6,12	33,663	43.045	43.079	69.086
		2		DP	47,27	673,15	787,99	316,48	7,26	6,21	158,4525	81,8	238,08	11.254
		3		SNIV+AO	100	227,28	546,33	54,971	6,518	5,29	125,2308	42.982	43.107	4.310.700
		4		Vodena para	2	360	950,32	54,971	7,24	5,29	313,9565	42.982	43.296	4.329.600
						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 toplinske energije u postojećoj mreži

Procesna jedinica	$E_F / [\text{kW}]$	$E_P / [\text{kW}]$	$E_D / [\text{kW}]$	Eksergetska efikasnost
E-6122	1.809,15	1476,3964	332,75	0,82
E-6119	128,01	101,67784	26,33	0,79
E-6104	1.868,88	1305,2727	563,61	0,70
E-6101	789,80	56,924228	732,88	0,07
E-6111	5,87	1,2644463	4,61	0,22
E-6105	1.605,46	1166,6633	438,79	0,73
E-6116	1.173,45	166,62702	1.006,82	0,14
E-6102	1.597,47	545,3331	1.052,14	0,34
E-6112	31,49	22,28	9,21	0,71
E-6113	245,60	159,94	85,66	0,65
E-6114	17,61	8,24	9,38	0,47
E-6106	860,01	612,03	247,97	0,71
E-6103	889,40	764,06	125,34	0,86
E-6121	1.376,43	287,42	1.089,01	0,21
E-6115	3.565,75	2.774,36	791,39	0,78
E-6107	4.690,93		4.690,93	
E-6120	1.263,89		1.263,89	
FU-1	57.832	19.209	38.624	0,33

7.3 Analiza sustava za povrat otpadne toplinske energije

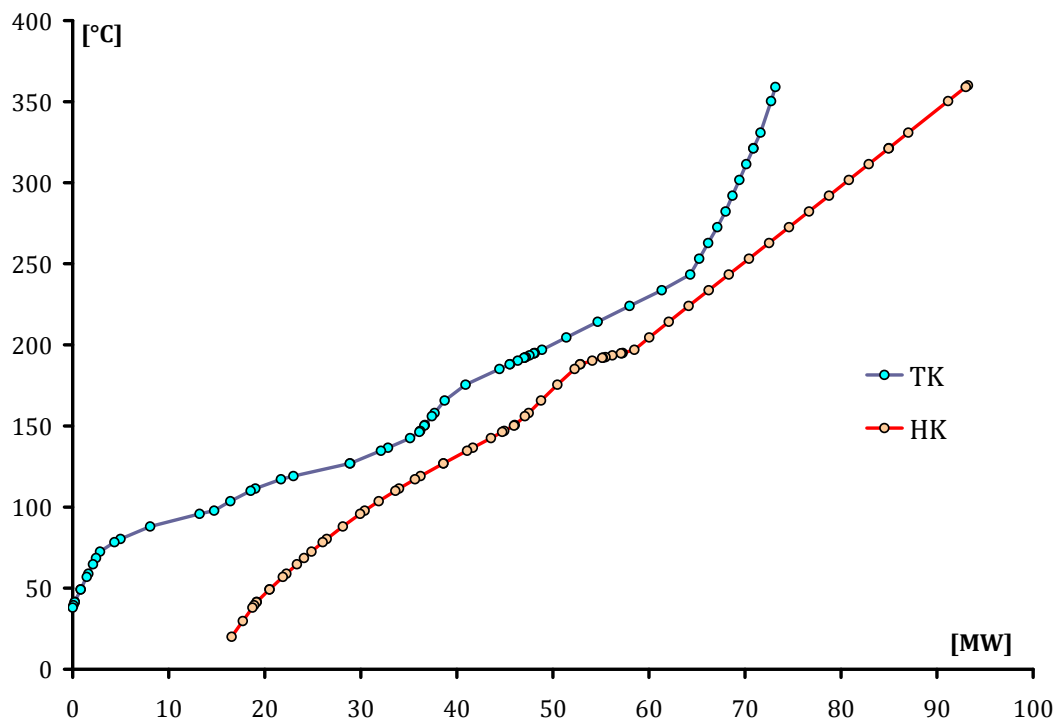
Kao što je u prethodnom dijelu poglavlja objašnjeno, postupak projektiranja sustava za povrat otpadne toplinske energije (kreiranjem nove mreže izmjenjivača toplinske energije) realiziran je u HI Project okruženju prelaskom na dizajnerski nivo (Design level), za definirane ekonomske parametre HENS zadatka (Tablica 7.1), parametre procesnih tokova (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 preprojektiranja su prikazani u tablici 7.6. i ilustrirani na slikama 7.10 do 7.11. dok je inicijalna mreža prikazana na slici 7.16 .

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

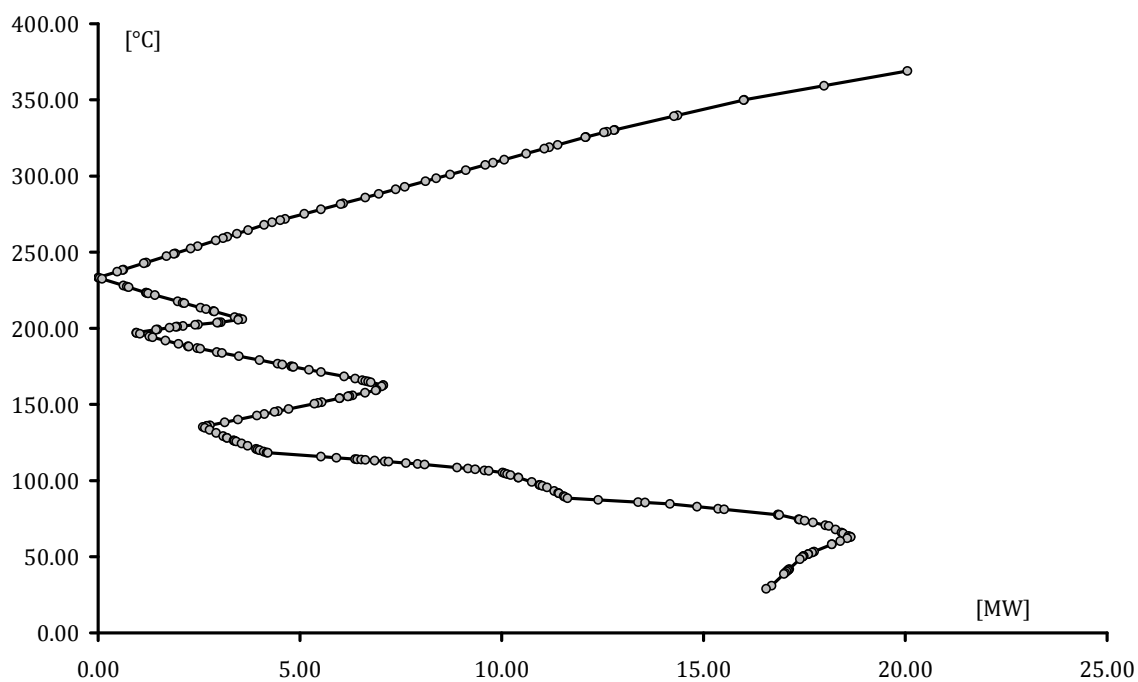
Ukupna toplinska snaga procesnih izmjenjivača toplinske energije [kW]	56.552
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača toplinske energije – dodatno zagrijavanje [kW]	20.047
Toplinska snaga energetskih izmjenjivača toplinske energije – dodatno hlađenje [kW]	17.448
Ukupna površina izmjenjivača toplinske energije [m ²]	11.865
Ukupan broj izmjenjivača toplinske energije [–]	26
Cijena operativnih troškova na godišnjem nivou [\$/god]	4.129.186
*Cijena investicijskih troškova na godišnjem nivou[\$]	3.631.546
Ukupna cijena mreže na godišnjem nivou [\$/god]	5.299.716

Proces prerade nafte je vrlo varijabilan, te je u svakom trenutku potrebno održavati zadane parametre. Mreža izmjenjivača toplinske energije mora osigurati nesmetan rad i održavanje radnih parametara u svim uvjetima. Pritom je potrebno voditi računa i o kombinaciji tokova u izmjenjivačima toplinske energije. Prema inicijalnom rješenju predviđena je izmjena toplinske energije između tokova DB_{AP}^I i PB_{AK} . Budući je tok DB_{AP}^I jedan od produkata koji se dobivaju iz toka PB_{AK} i ne postoji dodatan izvor energije s ciljem regulacije procesa, izmjena toplinske energije između njih nije zadovoljavajuće rješenje jer je, zbog čestih promjena u procesu, regulacija parametara procesa otežana zbog direktnog međusobnog fizičkog utjecaja tokova. Na primjer, pri povećanju protoka PB_{AK} , za njegovo hlađenje na zadanu temperaturu, potrebno je odvesti više toplinske energije, te bi se tok DB_{AP}^I morao 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

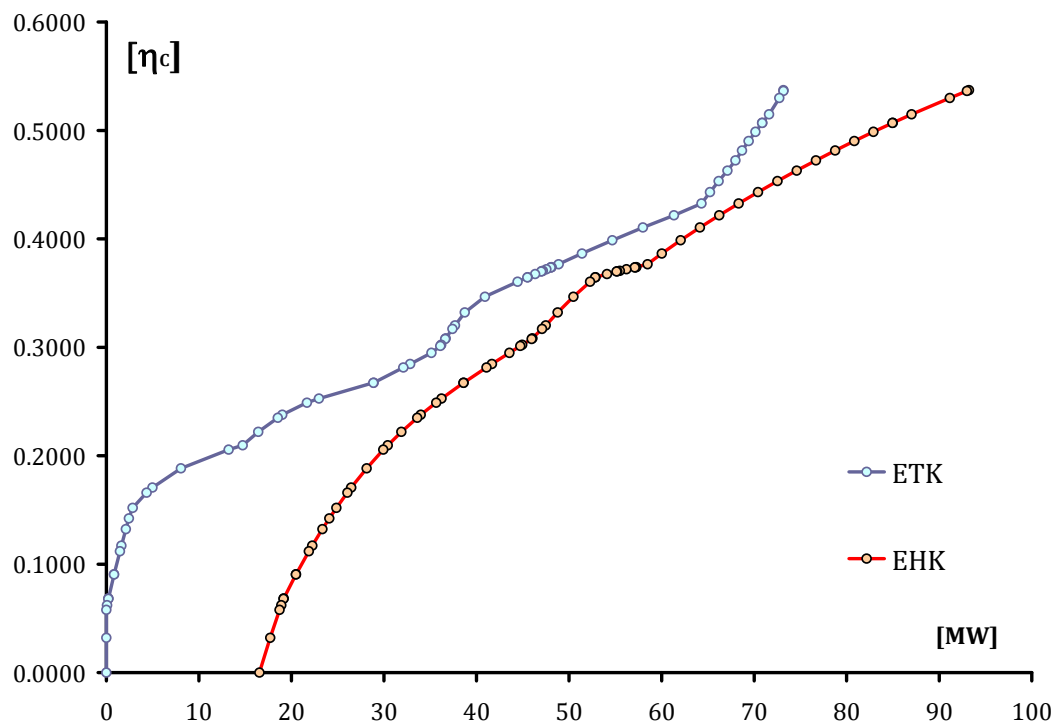
DB_{AP}^I . U toj situaciji hladni tok ne protječe kroz izmjenjivač topline te odvođenje topline nije moguće.



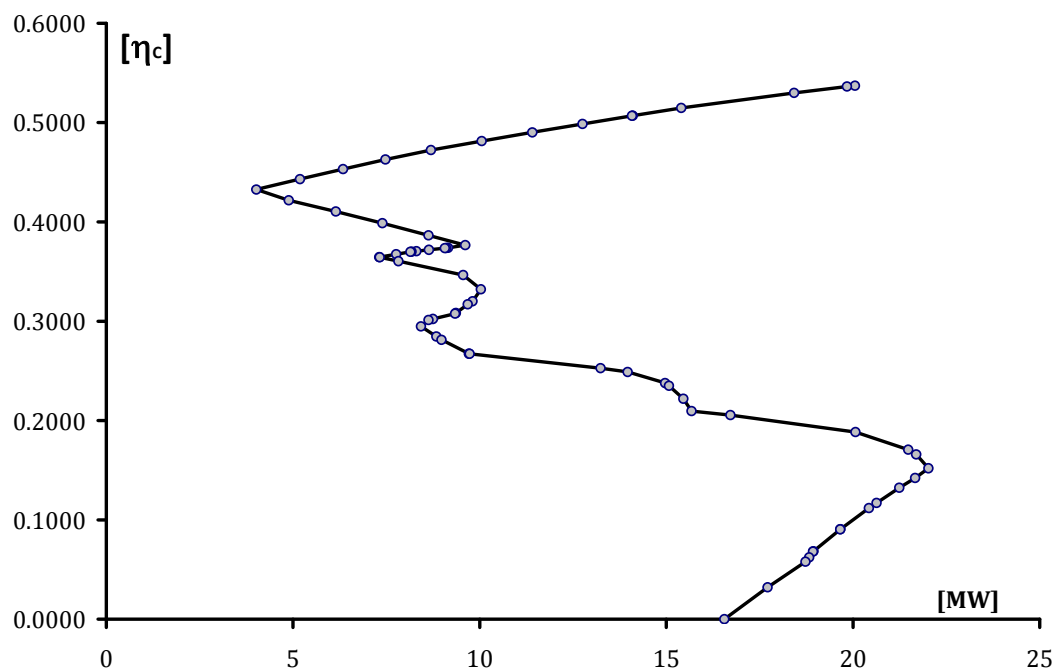
Slika 7.12 Kompozitne krivulje



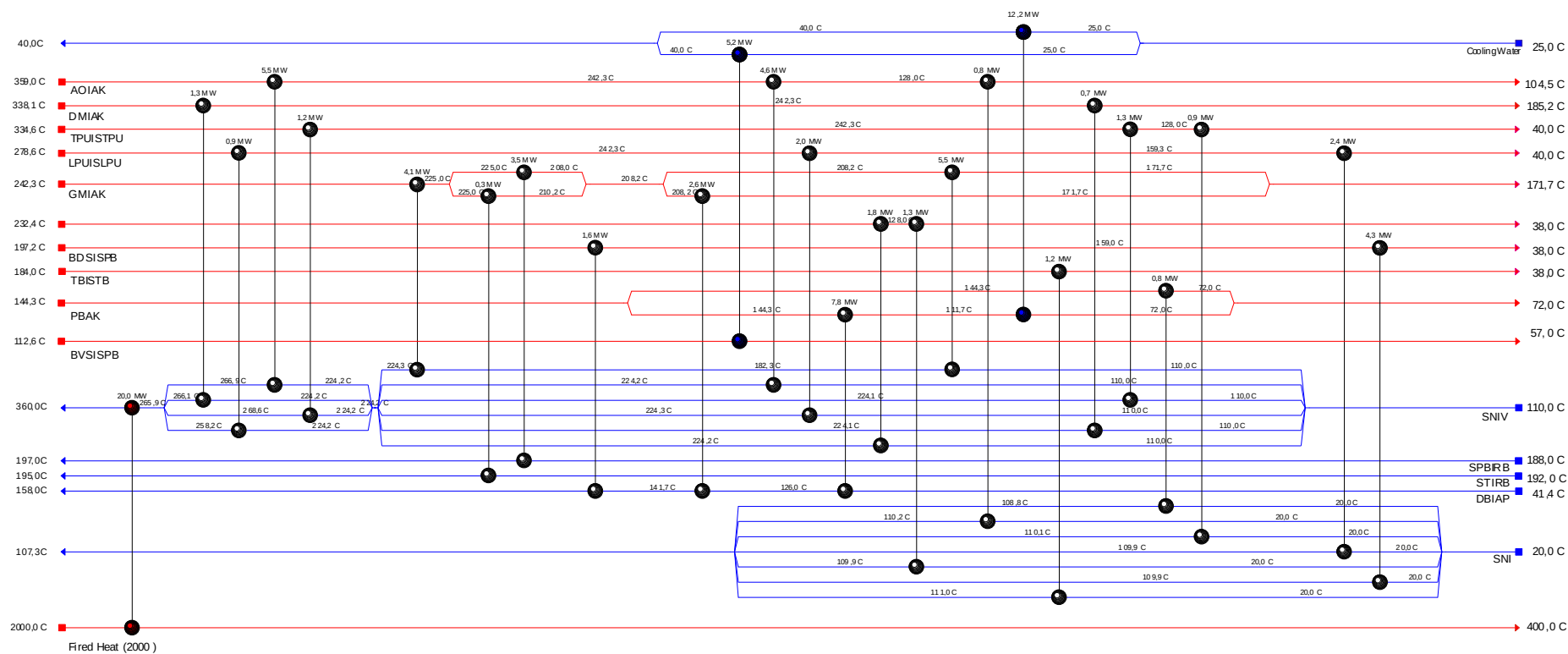
Slika 7.13 Velika kompozitna krivulja



Slika 7.14. Eksergijske integralne krivulje [171], [198]



Slika 7.15. Velika eksergijska krivulja [171], [198]

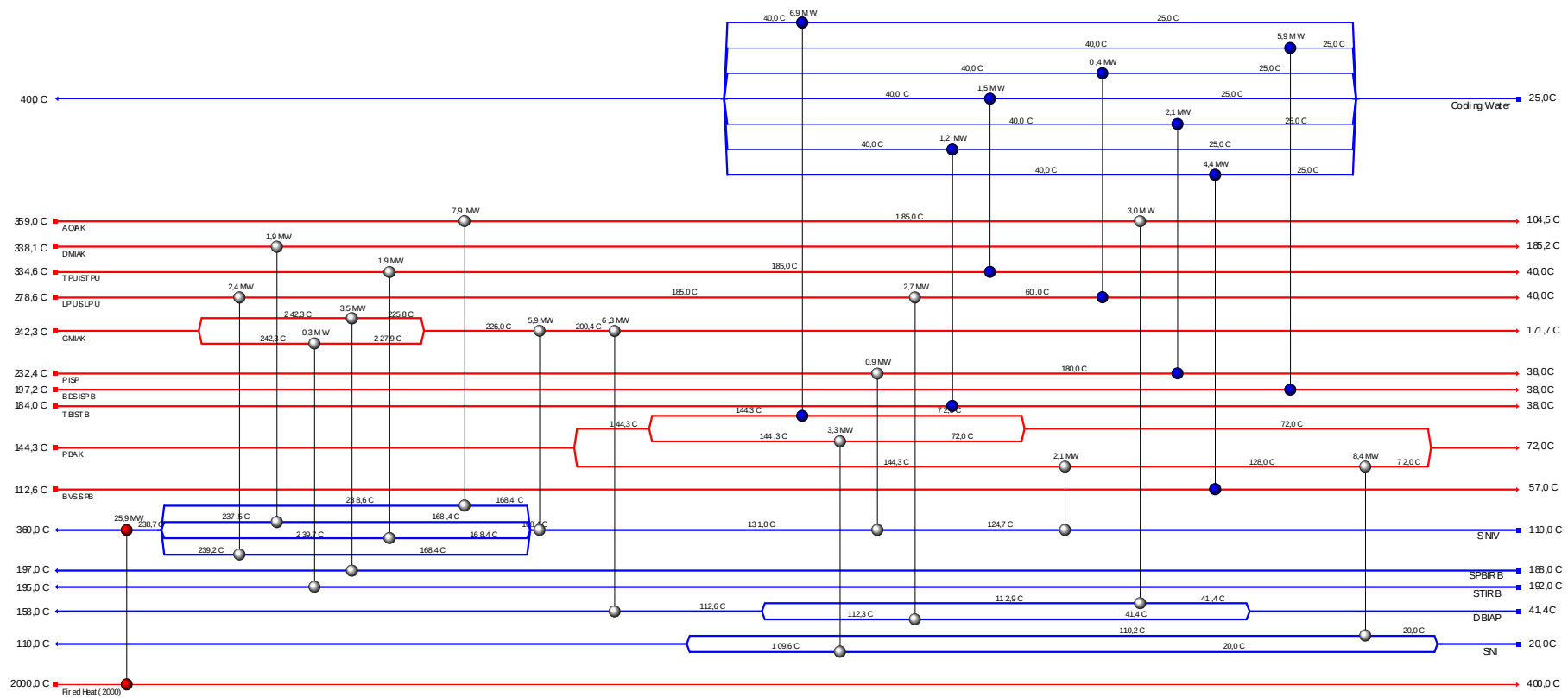


Slika 7.16. Mreža izmjenjivača toplinske energije koja zadovoljava teoretske ciljeve „PINCH“ analize

Problem je moguće riješiti dodatnim izmjenjivačima toplinske energije u kojima je moguće dodatno hladiti PB_{AK} na željenu temperaturu korištenjem rashladnog medija, ali to komplicira mrežu izmjenjivača i sustav regulacije procesa, te uzrokuje dodatne troškove. Zato je najbolje da se u varijabilnim procesima izbjegavaju ovakve kombinacije. Tokovi BVS_{SPB}^I i BDS_{SPB}^I predstavljaju dio produkata toka 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 toplinske energije

Za postizanje konačnog zadovoljavajućeg rješenja s ciljem boljeg iskorištenja raspoložive toplinske energije, posebnu pažnju je potrebno posvetiti tokovima koji zbog procesnih ograničenja ne mogu međusobno izmjenjivati toplinu. 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 i odvođenje 23,25 MW korištenjem rashladnih medija. Dakle, dobiveno rješenje zahtijeva dovođenje 29% više energije u odnosu na postavljeni energetske cilj i potrebno je odvesti 33% više energije.



Slika 7.17. Nova (modificirana) mreža izmjenjivača toplinske energije

Tablica 7.7. Detaljni podaci o tokovima u predloženoj mreži izmjenjivača toplinske energije

Tok	Radni fluid	Segmenti toka	T / °C	Q / kW	C / kW/K	CU / kW/K
1	AOIAK	1-1	359,00	7.918	45,51	43,06
		1-2	185,00	3.042	37,79	
			104,50			
2	DMIAC	2	338,10	1.948	12,72	12,72
			185,00			
3	TPUISTPU	3-1	334,60	1.942	12,98	11,68
		3-2	185,00	1.498	10,33	
			40,00			
4	LPUISLPU	4-1	278,60	2.357	25,18	22,56
		4-2	185,00	2.657	21,26	
			60,00	370	18,50	
			40,00			
5	GMIAC,1	5	242,30	3.541	214,61	214,61
			225,80			
6	GMIAC,2	6	242,30	344	23,89	23,89
			227,90			
7	GMIAC,3	7-1	226,00	5.906	230,70	225,64
		7-2	200,40	6.346	221,11	
			171,70			
8	PISP	8-1	232,40	914	17,44	15,60
		8-2	180,00	2.118	14,92	
			38,00			
9	BDSISPB	9	197,20	5907	37,10	37,10
			38,00			
10	TBISTB	10	184,00	1.186	8,12	8,12
			38,00			
11	PBAK,1	11-1	144,30	2.119	130,00	145,41
		11-2	128,00	8.394	149,89	
			72,00			45,51
12	PBAK,2	12	144,30	3.322	45,95	45,95
			72,00			

nastavak Tablice 7.7.

Tok	Radni fluid	Segmenti toka	T / °C	Q / kW	C / kW/K	C _U / kW/K
13	PBAK,3	13	144,30 72,00	6.942	96,02	96,02
14	BVSISPB	14	112,00 57,00	5222	94,95	94,95
15	SNIV,1	15-1	110,00	2.119	144,15	153,07
		15-2	124,70	914	145,08	
		15-3	131,00 168,40	5.906	157,91	
16	SNIV,2	16	168,40 238,60	7.918	112,79	112,79
17	SNIV,3	17	168,40 237,50	1.948	28,19	28,19
18	SNIV,3	18	168,40 239,70	1.942	27,24	27,24
19	SNIV,4	19	168,40 239,20	2.357	33,29	33,29
20	SNIV,5	20	238,70 360,00	25.910	213,60	213,60
21	SPBIRB	21	188,00 197,00	3.541	393,44	393,44
22	STIRB	22	192,00 195,00	344	114,67	114,67
23	DBIAP,1	23	41,40 112,90	3.042	42,55	42,55
24	DBIAP,2	24	41,40 112,30	2.657	37,48	37,48
25	DBIAP,3	25	112,60 158,00	6.346	139,78	139,78
26	SNI,1	26	20,00 110,20	8.394	93,06	93,06
27	SNI,2	27	20,00 109,60	3.322	37,08	37,08

Tablica 7.8. Parametri izmjenjivača toplinske energije i parametri tokova u izmjenjivačima toplinske energije

Izmjenjivač topline	U /W/m²K	Tok	Tip	Radni fluid	$\dot{m}$	T	h	h_0	s	s_0	e_{ph}	e_{ch}	e_{tot}	E
HE-1		1-1	topli	AOIAK	17,04	632,15	820,77	26,72	7,81	6,12	290,18	43,045	43,335	738,428
			topli			458,85	356,07	26,72	6,957	6,12	79,80	43,045	43124,797	734,847
		15	hladni	SNIV,2	35,78	440,85	369,87	56,45	5,643	4,83	71,02	42,946	43017,023	1,539.149
			hladni			511,75	591,60	56,45	6,11	4,83	153,51	42,946	43099,514	1,542.101
HE-2		1-2	topli	AOIAK	17,04	458,85	356,07	26,72	6,958	6,12	79,50	43,045	43124,495	734,841
			topli			377,65	173,68	26,72	6,5	6,12	33,66	43,045	43,079	734,060
		23	hladni	DBIAP,1	11,71	314,55	83,95	55,63	3,90	3,83	19,38	43,231	43,250	506,462
			hladni			386,05	343,37	55,63	4,609	3,83	55,49	43,231	43,286	506,885
HE-3		2	topli	DMIAP	4,72	611,25	782,26	32,25	6,94	5,27	252,1	43,519	43,771	206,600
			topli			458,85	370,48	32,25	6,17	5,27	69,89	43,519	43,589	205,740
		16	hladni	SNIV,3	8,63	440,85	369,87	56,45	5,643	4,83	71,02	42,946	43017,023	371,237
			hladni			510,65	587,88	56,45	6,103	4,83	151,88	42,946	43097,881	371,935
HE-4		3-1	topli	TPUISTPU	4,82	607,75	768,56	30,16	6,96	5,31	246,45	43,474	43,720	210,733
			topli			458,85	366,96	30,16	6,209	5,31	68,76	43,474	43,542,758	209,876
			hladni	SNIV,4	8,94	440,85	369,87	56,45	5,643	4,83	71,02	42,946	43017,023	384,572
			hladni			512,85	595,32	56,45	6,118	4,83	154,85	42,946	43100,850	385,322
HE-5		3-2	topli	TPUISTPU	4,82	458,85	366,96	30,16	6,209	5,31	68,76	43,474	43,542,758	209,876
			topli			313,15	57,01	30,16	5,39	5,31	3,00	43,474	43,477	209,559
			hladni	voda	29,80	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	49,96	50,32	1,499
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	49,96	51,79	1,543
HE-6		4-1	topli	LPUISLPU	9,55	551,75	628,71	36,76	6,25	4,85	174,54	42,641	42,816	408,888
			topli			458,85	381,67	36,76	5,765	4,85	72,10	42,641	42,713,101	407,910
			hladni	SNIV,5	10,54	440,85	369,87	56,45	5,643	4,83	71,02	42,946	43017,023	453,399
			hladni			512,35	593,63	56,45	6,114	4,83	154,35	42,946	43100,351	454,278
HE-7		4-2	topli	LPUISLPU	9,55	458,85	381,67	36,76	5,765	4,85	72,10	42,641	42,713,101	407,910
			topli			333,15	103,29	36,76	5,055	4,85	5,40525	42,641	42,646,405	407,273
		24	hladni	DBIAP,2	10,38	314,55	83,95	55,63	3,90	3,83	19,38	43,231	43,250	448,935
			hladni			385,45	339,53	55,63	4,599	3,83	54,62	43,231	43,285,619	449,305
HE-8		4-3	topli	LPUISLPU	9,55	333,15	103,29	36,76	5,055	4,85	5,40525	42,641	42,646,405	407,273
			topli			313,15	64,58	36,76	4,93	4,85	3,97	42,641	42,645	407,259
			hladni	voda	7,37	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	49,96	50,32	371
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	49,96	51,79	382

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

nastavak Tablice 7.8.

Izmjenjivač topline	U /W/m²K	Tok	Tip	Radni fluid	$\dot{m}$	T	h	h_0	s	S_0	e_{ph}	e_{ch}	e_{tot}	E
HE-9		5	topli	GMIAK,1	80,00	515,45	539,23	41,52	5,75	4,53	134,19	43.036	43170,193	3.453.615
			topli			498,95	491,49	41,52	5,65	4,53	116,75	43.036	43152,745	3.452.220
		21	hladni	SPBIRB	27,47	461,15	429,75	51,09	4,52	3,60	104,01	43.138	43242,010	1.187.858
			hladni			470,15	568,76	51,09	4,82	3,60	156,29	43.138	43294,286	1.189.294
HE-10		6	topli	GMIAK,2	8,89	515,45	539,21	41,52	5,75	4,53	133,95	43.036	43.170	383.781
			topli			501,05	500,50	41,52	5,665	4,53	120,58	43.036	43156,584	383.662
		22	hladni	STIRB	23,85	465,15	453,67	52,86	4,63	3,68	117,57	43.267	43.385	1.034.722
			hladni			468,15	468,18	52,86	4,66	3,68	123,13	43.267	43.390	1.034.855
HE-11		7-1	topli	GMIAK,3	88,89	499,15	495,45	41,52	5,654	4,53	118,8134	43.036	43154,813	3.836.031
			topli			473,55	429,07	41,52	5,515	4,53	93,87125	43.036	43129,871	3.833.814
		15-3	hladni	SNIV,1	63,89	404,15	277,80	56,45	5,425	4,83	43,95	42.946	42989,954	2.746.628
			hladni			441,55	369,87	56,45	5,643	4,83	71,02	42.946	43017,023	2.748.358
HE-12		7-2	topli	GMIAK,3	88,88	473,55	429,07	41,52	5,515	4,53	93,87125	43.036	43129,871	3.833.814
			topli			444,85	357,53	41,52	5,36	4,53	68,5415	43.036	43104,542	3.831.563
			hladni	DBIAP,3	22,09	385,75	343,37	55,63	4,609	3,83	55,49	43.231	43.286	956.198
			hladni			431,15	646,12	55,63	5,3	3,83	152,21	43.231	43.383	958.335
HE-13		8-1	topli	PISP	6,76	505,55	515,88	42,6	5,56	4,39	124,44	42.863	42.987	290.595
			topli			453,15	380,70	42,6	5,271	4,39	75,43	42.863	42.938	290.264
		15-2	hladni	SNIV,1	63,89	397,85	263,37	56,45	5,389	4,83	40,25	42.946	42986,253	2.746.392
			hladni			404,15	277,80	56,45	5,425	4,83	43,95	42.946	42989,954	2.746.628
HE-14		8-2	topli	PISP	6,76	453,15	380,70	42,6	5,271	4,39	75,43	42.863	42.938	290.264
			topli			311,15	67,23	42,6	4,45	4,39	6,74	42.863	42.870	289.799
			hladni	voda	42,26	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	49,96	50,32	2.127
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	49,96	51,79	2.189
HE-15		9	topli	BDSISPB	15,86	470,35	453,26	50,5	4,62	3,64	110,57	43.094	43.204	685.224
			topli			311,15	80,25	50,5	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	0,36	49,96	50,32	5.937
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	49,96	51,79	6.111
HE-16		10	topli	TBISTB	3,64	457,15	396,00	45,33	4,96	4,06	82,33	42.810	42.892	156.128
			topli			311,15	70,26	45,33	4,11	4,06	10,02	42.810	42.820	155.865
			hladni	voda	23,65	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	49,96	50,32	1.190
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	49,96	51,79	1.225

nastavak Tablice 7.8

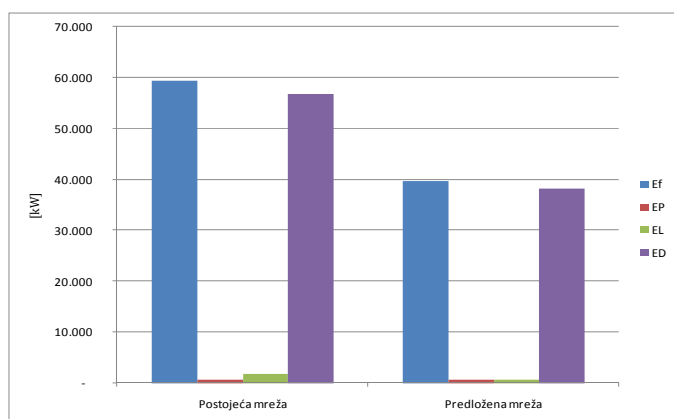
Izmjenjivač topline	U /W/m²K	Tok	Tip	Radni fluid	$\dot{m}$	T	h	h_0	s	s_0	e_{ph}	e_{ch}	e_{tot}	E
HE-17		11-1	topli	PBAK,1	19,38	417,45	717,62	58,98	5,35	3,65	151,79	43.300	43.452	842.100
			topli			401,15	608,31	58,98	5,084	3,65	121,78	43.300	43421,783	841.514
		15-1	hladni	SNIV,1	63,89	383,15	230,28	56,45	5,304	4,83	32,51	42.946	42978,510	2.745.897
			hladni			397,85	263,37	56,45	5,389	4,83	40,25	42.946	42986,253	2.746.392
HE-18		11-2	topli	PBAK,1	19,38	401,15	608,31	58,98	5,084	3,65	121,78	43.300	43421,783	841.514
			topli			345,15	174,75	58,98	3,94	3,65	29,31	43.300	43.329	839.716
		26	hladni	SN1,1	45,68	293,15	46,72	56,45	4,76	4,83	11,14	42.946	42.957	1.962.276
			hladni			383,15	230,73	56,45	5,306	4,83	32,36	42.946	42978,359	1.963.251
HE-19		12	topli	PBAK,2	6,128	417,45	717,62	58,98	5,35	3,65	151,79	43.300	43.452	266.274
			topli			345,15	174,75	58,98	3,94	3,65	29,31	43.300	43.329	265.520
		27	hladni	SN1,2	18,21	293,15	46,72	56,45	4,76	4,83	11,14	42.946	42957,141	782.250
			hladni			382,75	229,40	56,45	5,302	4,83	32,22	42.946	42978,218	782.633
HE-20		13	topli	PBAK,3	12,79	417,45	717,62	58,98	5,35	3,65	151,79	43.300	43.452	555.751
			topli			345,15	174,75	58,98	3,94	3,65	29,31	43.300	43.329	554.178
			hladni	voda	138,48	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	49,96	50,32	6.968
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	49,96	51,79	7.172
HE-21		14	topli	BVSISPB	12,83	385,75	560,09	55,46	4,83	3,52	114,05	43.655	43.769	561.557
			topli			330,15	124,67	55,46	3,7	3,52	15,54	43.655	43.671	560.293
			hladni	voda	111,42	301,15	117,74	104,92	0,41	0,37	0,36	49,96	50,32	5.606
			hladni			313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	1,83	49,96	51,79	5.770
FU-1 (Procesna peć)		1		Zrak	30,39	298,15	298,45	298,45	6,86	6,86	0	0	0	0
		1		Loživo ulje	1,06	377,65	173,68	26,72	6,5	6,12	33,663	43.045	43.079	45.726
		2		DP	31,29	673,15	787,99	316,48	7,26	6,21	158,4525	81,8	238,08	11.254
		3		SNIV+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 7.9 Elementi eksergijske analize izmjenjivača toplinske energije u predloženoj mreži

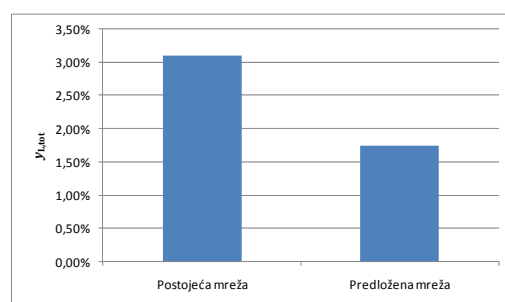
Izmjenjivač topline	Eksergija goriva	Eksergija produkta	Destrukcija eksergije	Eksergetska efikasnost
HE-1	3581,45	2951,53	629,93	0,82
HE-2	781,40	422,79	358,61	0,54
HE-3	860,00	697,80	162,20	0,81
HE-4	856,91	749,41	107,49	0,87
HE-5	317,09	43,80	273,30	0,14
HE-6	977,89	878,28	99,61	0,90
HE-7	636,94	369,72	267,22	0,58
HE-8	14,17	10,84	3,33	0,76
HE-9	1395,79	1395,79	> 0	$0,95 < \eta_E < 1$
HE-10	119,27	119,27	> 0	$0,95 < \eta_E < 1$
HE-11	2217,11	1729,46	487,65	0,78
HE-12	2251,56	2136,54	115,02	0,95
HE-13	331,21	236,43	94,78	0,71
HE-14	464,79	62,13	402,66	0,13
HE-15	1376,00	173,44	1.202,56	0,13
HE-16	263,00	34,76	228,24	0,13
HE-17	585,85	494,72	91,13	0,84
HE-18	1798,15	975,42	822,73	0,54
HE-19	753,86	386,38	367,47	0,51
HE-20	1573,00	203,56	1.369,44	0,13
HE-21	1264,00	163,78	1.100,22	0,13
FU-1	38.210	13.751	24.458	0,36

7.4.1 Eksergijska analiza nove mreže izmjenjivača toplinske energije

Nakon što je kreirana mreža izmjenjivača toplinske energije, provedena je eksergijska analiza. Na slikama 7.18 i 7.19 je vidljivo da predložena mreža izmjenjivača toplinske energije 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 toplinske energije, dovelo je do smanjenja destrukcije eksergije u sustavu.



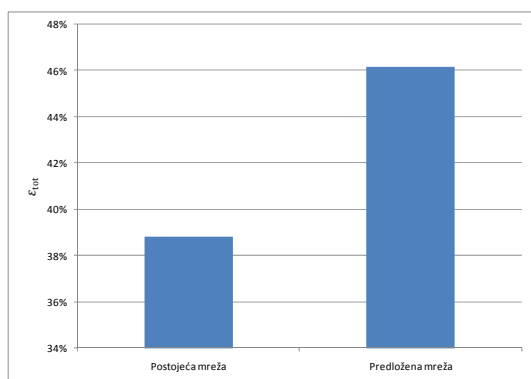
Slika 7.18 Bilanca eksergije za postojeću i novu mrežu izmjenjivača toplinske energije



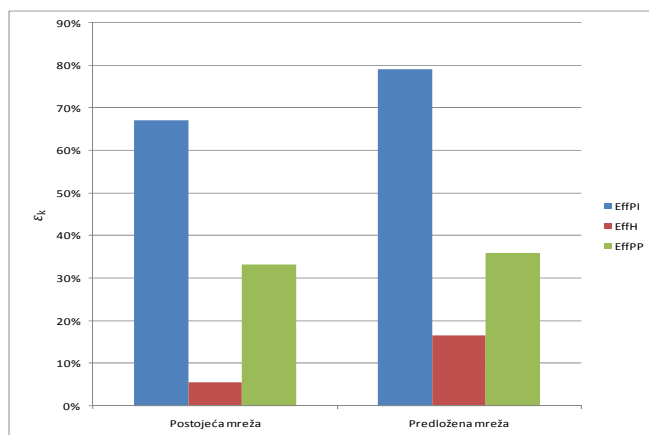
Slika 7.19 Koeficijent gubitka eksergije sustava ($y_{L,tot}$)

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

Eksergijska učinkovitost sva tri podsustava u novoj mreži izmjenjivača toplinske energije 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 toplinske energije u novoj mreži.



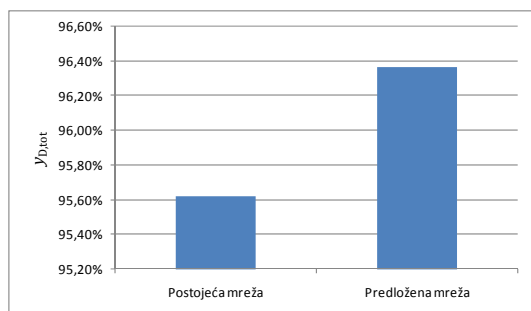
Slika 7.20 Eksergijska učinkovitost stare i nove mreže izmjenjivača toplinske energije



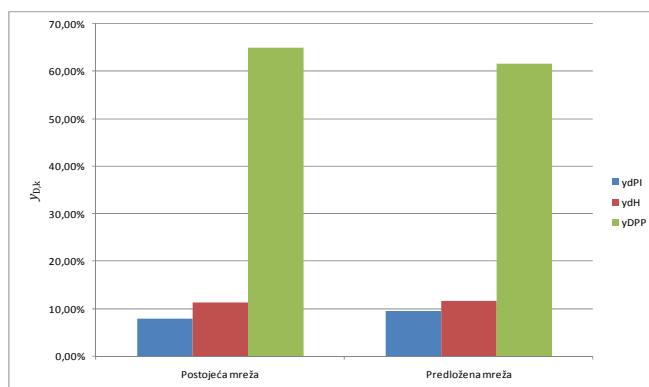
Slika 7.21 Eksergijska učinkovitost u podsustavima (PI – procesni izmjenjivači, H – hladnjaci, PP – procesna peć) postojeće i nove mreže izmjenjivača toplinske energije

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

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.

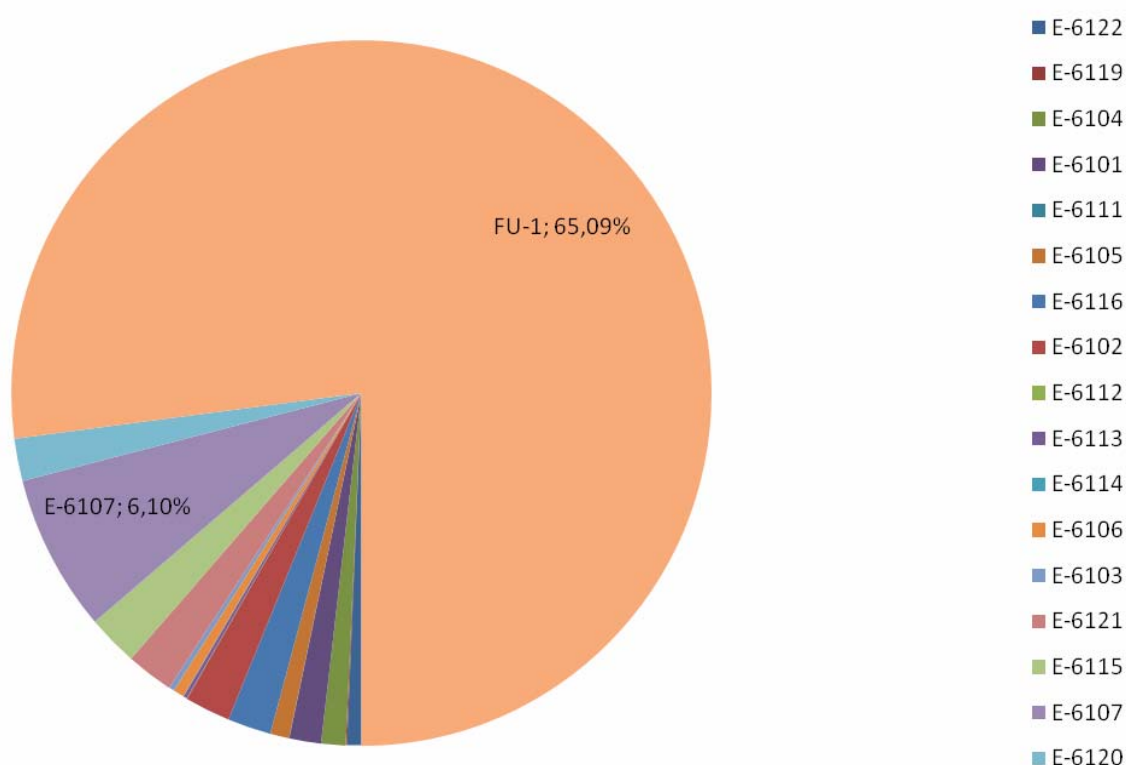


Slika 7.22 Koeficijent destrukcije eksergije



Slika 7.23 Koeficijent destrukcije eksergije u podsustavima postojeće i nove mreže izmjenjivača toplinske energije

U obje mreže izmjenjivača toplinske energije 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.

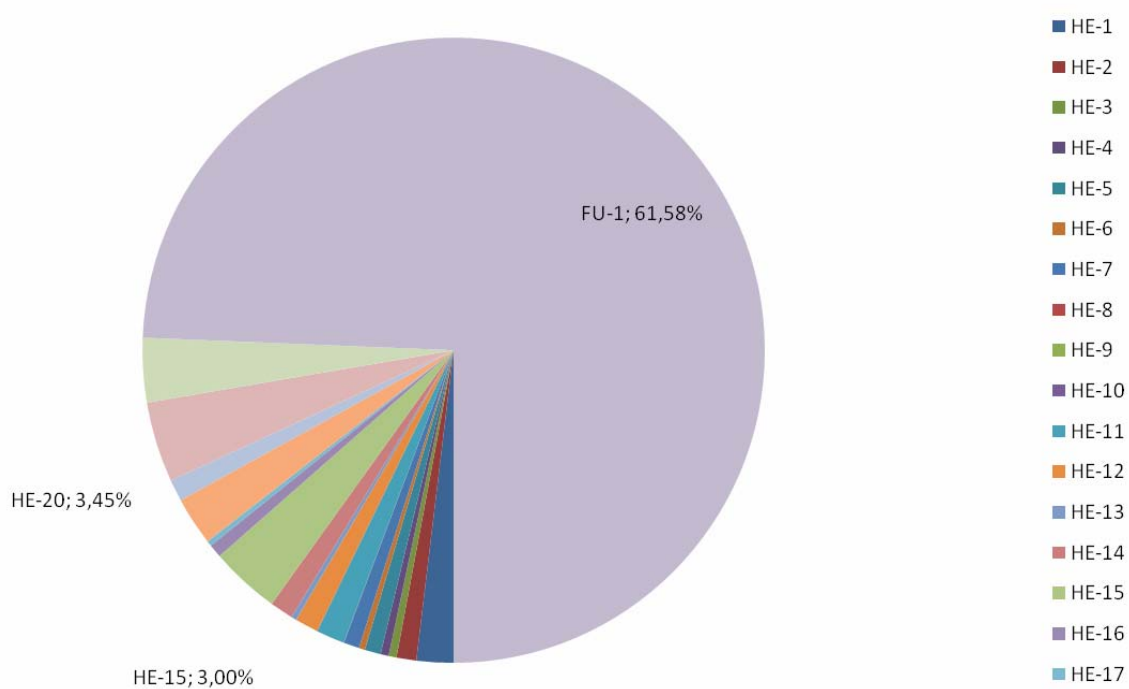


Slika 7.24 Destrukcija eksergije u komponentama postojeće mreže izmjenjivača toplinske energije

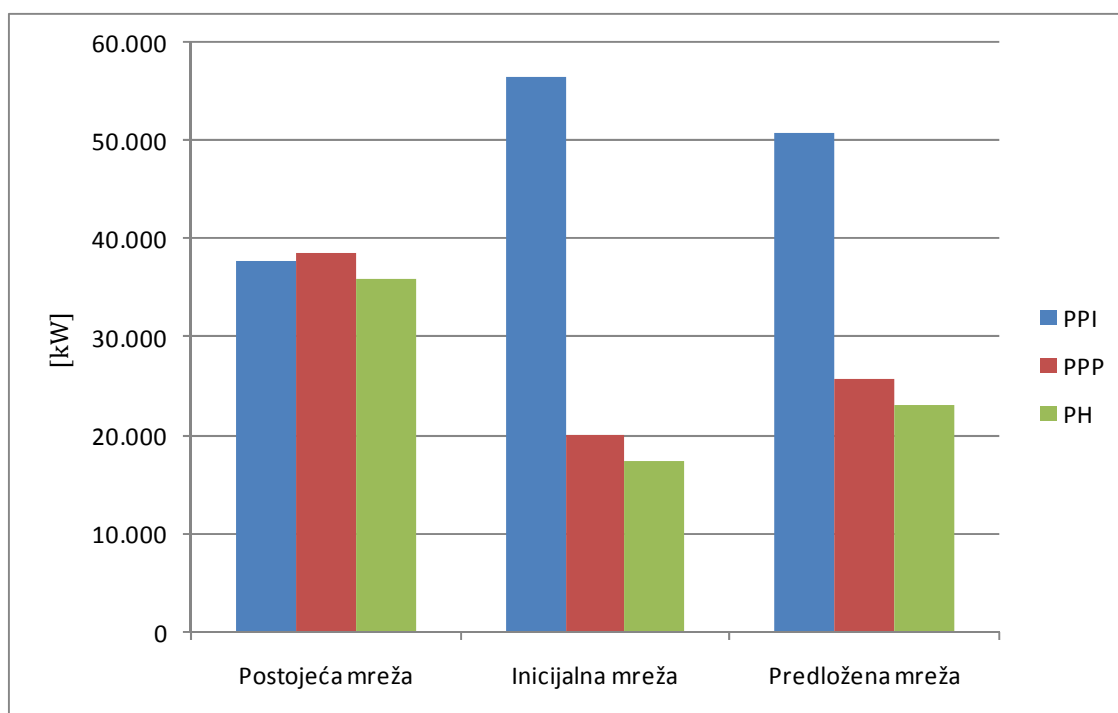
Udio destrukcije eksergije u peći atmosferske destilacije u novoj mreži izmjenjivača je smanjen zbog povećanja temperature nafte na izlazu iz mreže izmjenjivača topline. Udio destrukcije eksergije u pojedinim izmjenjivačima topline u novoj mreži ne prelazi 3,45%, dok je u postojećoj mreži maksimalna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

Na slici 7.26 je vidljivo značajno povećanje snage procesnih izmjenjivača toplinske energije u inicijalnoj i predloženoj mreži izmjenjivača toplinske energije, 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.

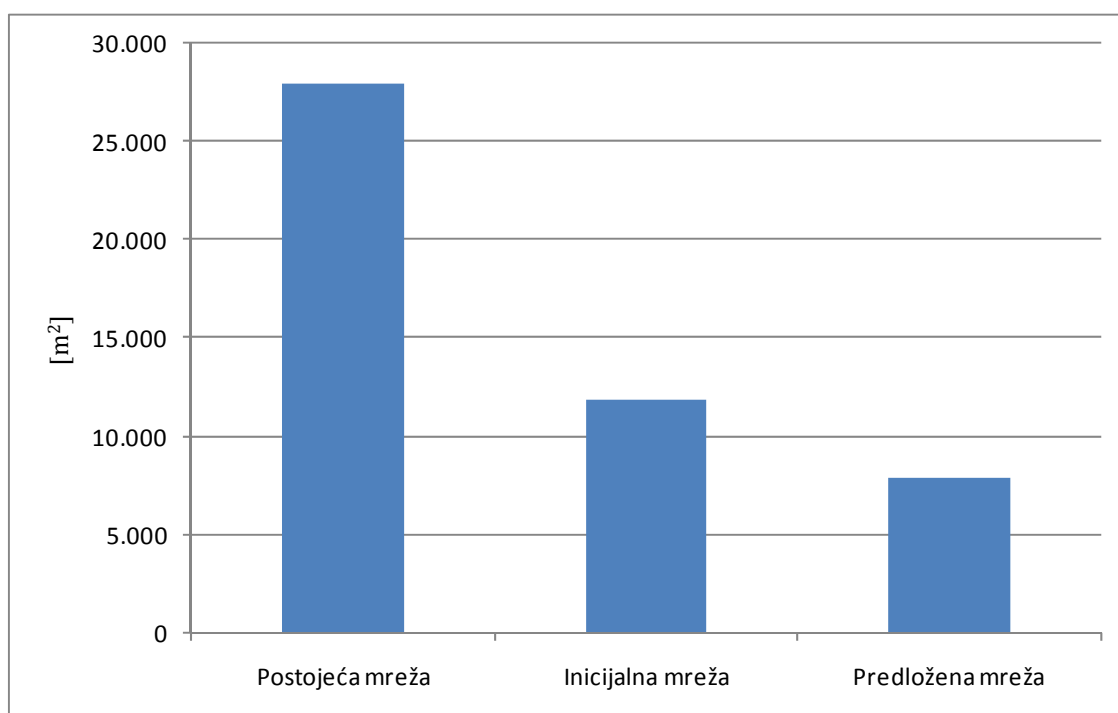


Slika 7.25 Destrukcija eksergije u komponentama predložene mreže izmjenjivača toplinske energije



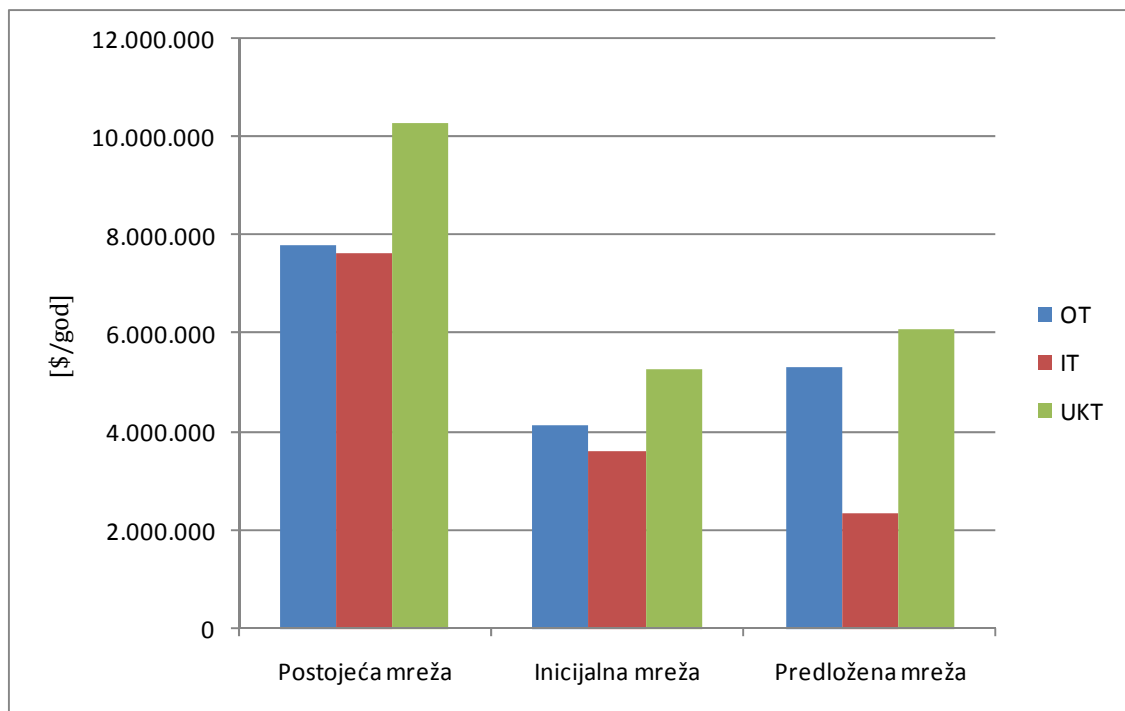
Slika 7.26 Toplinska snaga procesnih izmjenjivača toplinske energije (PPI), hladnjaka (PH) i procesne peći (PPP)

Na smanjenje ukupne površine izmjenjivača toplinske energije (slika 7.27) utjecaj ima 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 toplinske energije u izmjenjivačima je puno bolji između ugljikovodika nego između ugljikovodika i zraka. Inicijalna mreža ima veću površinu na kojoj se odvija izmjena toplinske energije jer se pri postizanju teoretskih ciljeva proces mora odvijati pri znatno nižim temperaturnim razlikama između tokova u izmjenjivačima.



Slika 7.27 Ukupna površina izmjenjivača toplinske energije

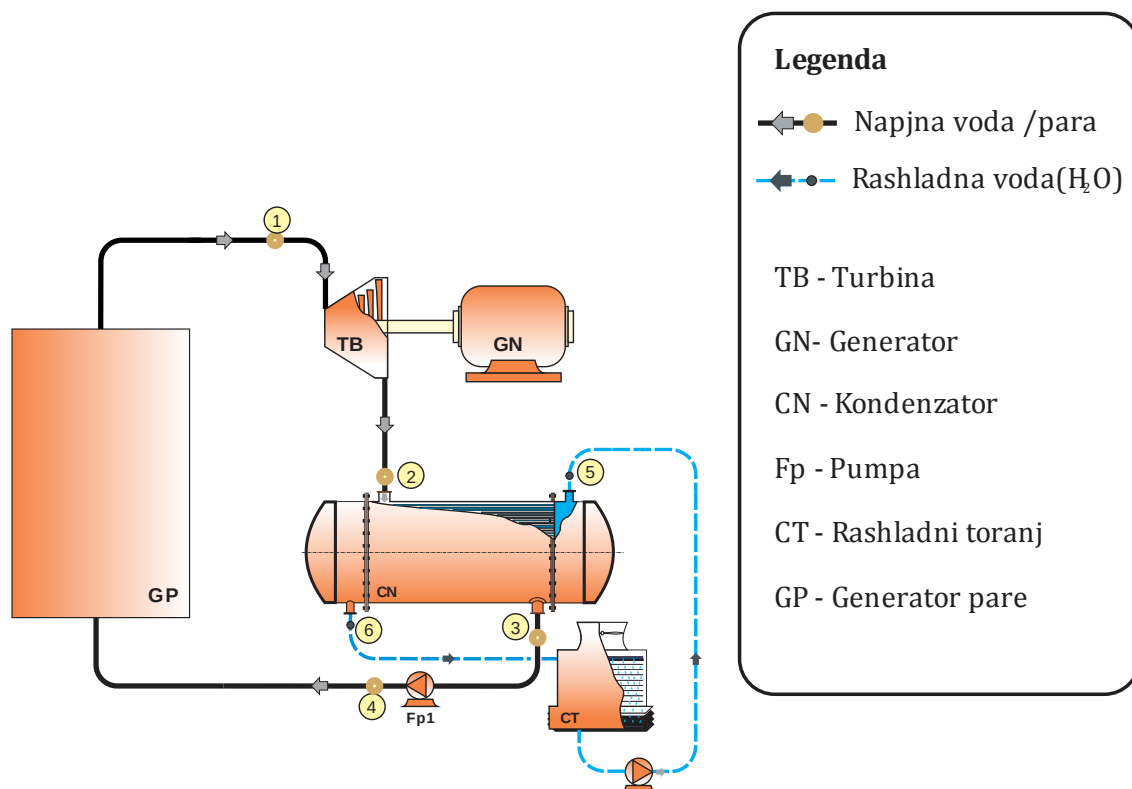
Na slici 7.28 je vidljivo da inicijalna i predložena mreža imaju znatno niže investicijske troškove zbog manje potrebne površine izmjenjivača toplinske energije, kako je prethodno opisano. Zbog znatno veće potrebne površine izmjenjivača topline inicijalna mreža ima veće investicijske troškove, ali bolje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



Slika 7.28 Operativni (OT) i Investicijski (IT) troškovi, te ukupna cijena mreže izmjenjivača toplinske energije na godišnjoh razini

8. Određivanje optimalne konfiguracije ORC-a s ciljem efikasnog korištenja izvora otpadne toplinske energije i dostupne energije sunčevog zračenja u postrojenju Atmosferske 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. Budući se radi o toplinskim izvorima na relativno niskim temperaturama, konvencionalne tehnologije ne omogućuju efikasnu energetska pretvorbu, stoga se intenzivno istražuju tehnologije za efikasniju pretvorbu u mehaničku ili električnu energiju.



Slika 8.1 Shematski prikaz konvencionalnog Rankineovog ciklusa.

U konvencionalnim parno-turbinskim postrojenjima toplinska energija se pretvara u električnu upotrebom vode u Rankineovom ciklusu (Slika 8.1). Takva postrojenja sadrže parnu turbinu s generatorom, kondenzator, napojnu pumpu i generator pare.

Termodinamička učinkovitost Rankineovog ciklusa s vodom značajno opada s temperaturom, te on postaje neekonomičan na temperaturama nižim od 370 °C, uz istodobni porast opasnosti od erozije turbinskih lopatica budući da udio kapljevite faze raste jer se ekspanzija odvija dublje u zoni mokre pare. Zbog toga se konvencionalna postrojenja uglavnom koriste za iskorištavanje toplinske energije iz izvora na visokim temperaturama i u velikim centraliziranim sustavima proizvodnje električne energije.

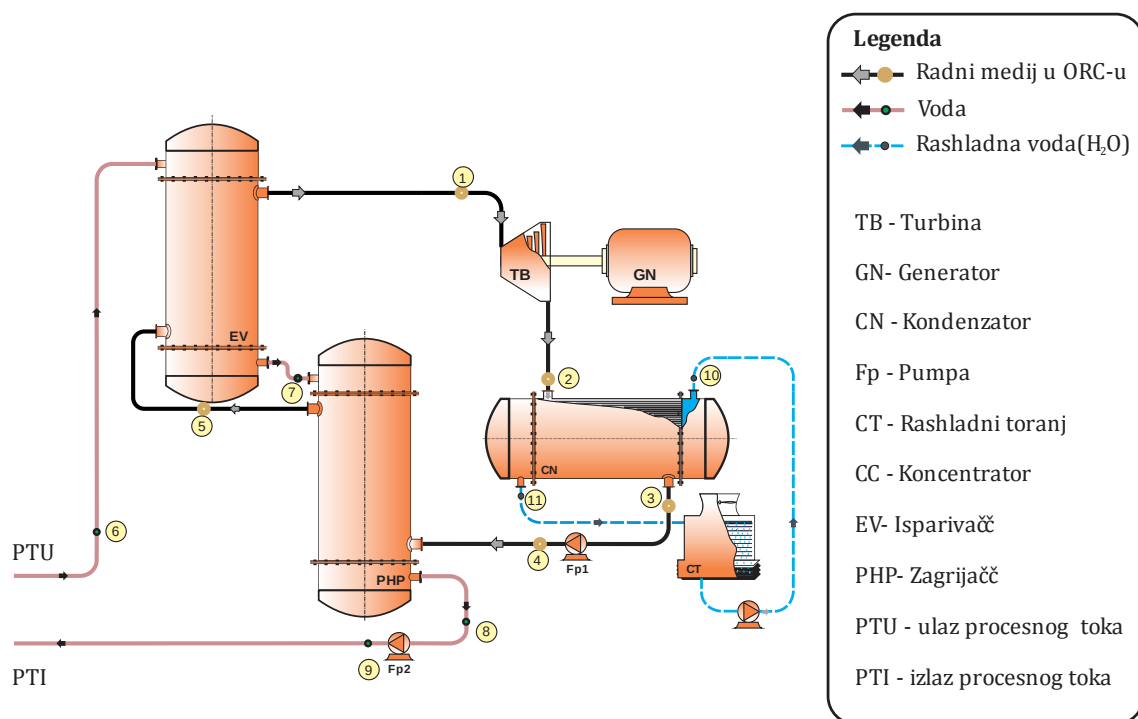
Niskotemperaturne izvore toplinske energije moguće je iskorištavati primjenom postrojenja baziranih na Organskom Rankineovom Ciklusu (ORC) koja omogućuju pretvorbu toplinske energije iz izvora na relativno niskim temperaturama u području 80 – 370 °C, u mehanički rad i/ili u električnu energiju. Pritom se kao radni medij u ciklusu koriste organski fluidi, između ostalih i ugljikovodici, te mediji 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 u odnosu na vodu, te imaju prednost u primjeni pri temperaturama nižim od 370 °C [200]. Prva se odnosi na nagib desne granične krivulje (stanje SZP) koja kod vode ima negativan nagib, a kod organskih medija taj je nagib pozitivan, negativan ili približno izentropski, ovisno o odabranom fluidu. Druga se odnosi na veliku razliku entropije između stanja vrele kapljevine i SZP kod vode u odnosu na organske medije. Linija suho zasićene pare kod organskih medija može imati tri oblika, te se u skladu s njima dijele na suhe (pozitivni nagib linije SZP), izentropske (vertikalna linija SZP) i vlažne (negativni nagib linije SZP). Kod vlažnih fluida, kraj ekspanzije se nalazi u zoni mokre pare, što povećava rizik od erozije dijelova 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, medij izlazi iz turbine u stanju pregrijane pare. Prednost ovakve promjene stanja u odnosu na medij s negativnim nagibom linije SZP, jest u činjenici da nije

potrebno voditi računa o stanju radnog medija na kraju ekspanzije, odnosno nema opasnosti od oštećenja dijelova radnog stroja zbog pojave kondenzacije.

U svjetlu zaključaka prikazanih u brojnim studijama i istraživanjima [6], [7], [8], [9], [94], [201], [202], prema kojima poboljšanje energetske učinkovitosti ima najveći potencijal pri ostvarenju postavljenih ciljeva vezano za smanjenje upotrebe fosilnih goriva i emisija stakleničkih plinova, Organski Rankineov Ciklus je prepoznat kao tehnologija koja bi mogla imati značajnu ulogu u tom procesu. Upotrebljivost pri različitim rasponima temperatura omogućuje 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 baziranih na ORC-u, te je i dosadašnja primjena pokazala da ova tehnologija može imati značajnu ulogu u poboljšanju energetske učinkovitosti novih ali i postojećih industrijskih pogona. Postrojenja bazirana na ORC-u rade pri puno nižim tlakovima u odnosu na parno-turbinska postrojenja, te omogućuju proizvodnju električne energije bez konstantnog nadzora 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.

Osnovne komponente ORC-a su identične komponentama u konvencionalnom Rankineovom ciklusu. Slika 8.2 prikazuje komponente ORC-a namijenjenog za iskorištavanje izvora otpadne toplinske energije. Radni medij, 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 medij kondenzira u kondenzatoru i ponovno pogonjen pumpom ulazi 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 zasnovanog na ORC-u

Učinkovitost ORC-a je manja od 24%, ovisno o temperaturi izvora toplinske energije, dok je kod parno-turbinskog Rankineovog ciklusa korisnost često veća od 30% [203]. S druge strane je konvencionalni ciklus znatno kompleksniji, s većim brojem komponenata sustava. Budući se organski medij u većini slučajeva ne pregrijava, nije potreban bubanj za separaciju pare i vrele kapljevine niti pregrijač. Također, organski medij 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 medija [200]. Konačni izbor uglavnom ovisi o temperaturi toplinskog izvora i o temperaturi rashladnog medija. Zbog velikog izbora organskih medija, za svaki temperaturni nivo postoji više medija koji se

moгу primijeniti u raspoloživim uvjetima temperature izvora toplinske energije i rashladnog medija, uz zadovoljavanje ograničenja koja postoje.

Pri izboru radnog fluida koriste se sljedeći kriteriji:

- Termodinamička svojstva su od ključne važnosti u procesu projektiranja postrojenja baziranog na ORC-u, jer se mora postići optimalno iskorištenje raspoložive toplinske energije. Ovo su najvažnija termodinamička svojstva:
 - Ukupna učinkovitost procesa treba biti što veća za zadani toplinski izvor i rashladni medij
 - 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
 - Manji specifični volumen (veća 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.
 - Linija suho zasićene pare 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 medij je intenzivniji
 - Kod fluida s većim toplinskim kapacitetom u kapljevitoj fazi potrebna je veća energija za zagrijavanje pri istim početnim i krajnjim temperaturama, što rezultira manjim masenim protokom radnog medija
 - Toplinska i kemijska stabilnost je vrlo bitna, jer se od radnog medija 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 (ODP). S druge strane, zbog potencijala zagrijavanja okoliša, postavljena su određena ograničenja upotrebe Kyoto sporazumom. U skladu s navedenim, određeni organski mediji se više ne smiju koristiti, a dodatno je dogovoren postupni prestanak upotrebe određenih fluida u periodu 2020. do 2030. g. Pri procjeni organskih medija 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 medija imaju izvrsna termodinamička svojstva, ali i značajan štetan utjecaj na okoliš, te ne mogu biti upotrijebljeni.
- cijena

Pri konstruiranju turbine, od iznimne važnosti su omjer tlaka na ulazu i izlazu, te promjena entalpije i gustoće. U Rankineovom ciklusu s vodom kao radnim medijem, omjer tlakova i promjena entalpije su vrlo veliki 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 manji, 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 zasnovanih 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 vodom.

Za odvijanje industrijskih procesa, potrebne su značajne količine toplinske energije na visokim temperaturama, pri čemu se nosilac (medij 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 hlade zagrijavajući sirovinu za proces, ali nakon hlađenja na određenu temperaturu, u procesu više nije moguće iskoristiti preostalu raspoloživu energiju na relativno niskim temperaturama. U opisanim slučajevima je pretvorba u električnu energiju moguća opcija za daljnje iskorištavanje. Količina te otpadne toplinske energije iz industrijskih procesa može biti značajna. Kao osobito energetske 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 prenesti na radni medij 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 dizajnirati i za iskorištavanje raspoložive solarne energije. Pritom je za zagrijavanje i isparavanje radnog medija moguće koristiti koncentratore ili obične kolektore sunčevog zračenja. Koncentratori u odnosu na obične, pločaste kolektore, omogućuju zagrijavanje radnog fluida na relativno visoke temperature što rezultira poboljšanjem učinkovitosti pri pretvorbi toplinske energije u električnu energiju. Postrojenja bazirana na tehnologiji ORC-a u sustavu sa solarnim kolektorima rade na istom principu kao ona koja koriste izvore otpadne topline 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

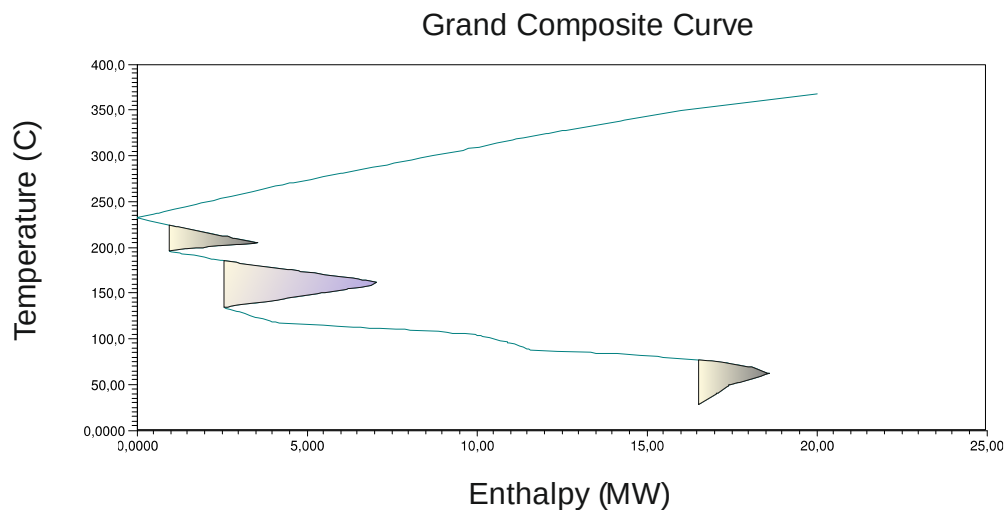
Temperaturno područje unutar kojeg se odvija primarni proces prerade, Pinch točkom je podijeljen na dvije zone. Zona iznad Pinch točke karakterizirana je nedostatkom toplinske energije, te je za podmirenje potreba u toj zoni potrebno dovoditi toplinsku energiju iz vanjskih izvora. S druge strane, područje ispod Pinch točke, karakterizirano je viškom toplinske energije, koju je iz te zone potrebno odvoditi rashladnim medijima.

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

- kao jedinicu koja proizvodi mehanički rad i oslobađa toplinu koja se zatim iskorištava za procesne potrebe, ili
- kao jedinicu koja iskorištava otpadnu toplinsku energiju oslobođenu u proizvodnom procesu pri čemu se proizvodi mehanički rad.

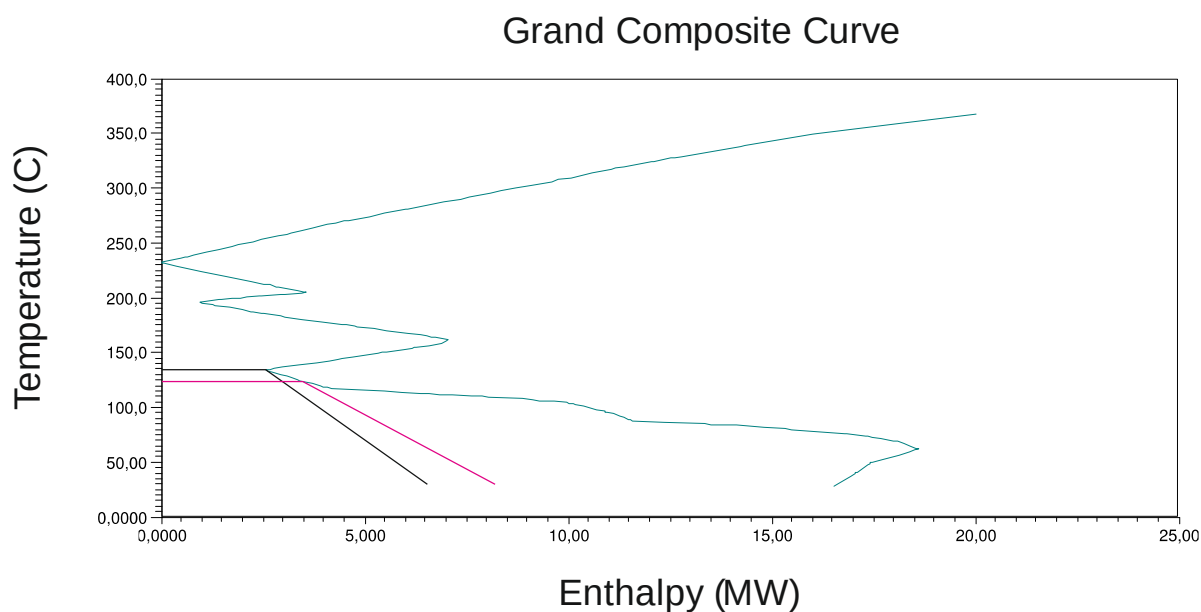
Ukoliko se radi o jedinici koja oslobađa toplinsku energiju koja se potom iskorištava u procesu prerade, ona se integrira u proces na parametrima koji se nalaze u zoni iznad Pinch točke, odnosno u zoni karakteriziranoj nedostatkom energije. U tom slučaju, toplinska energija oslobođena u Rankineovom ciklusu 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 zoni s viškom toplinske energije, odnosno u zoni 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 (teoretskim) 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 ovisnosti 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 medija 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 pretpostavimo da se radi o istom radnom mediju i istoj minimalnoj temperaturi medija (temperatura kondenzacije), prvi profil (crveni) prikazuje izmjenu toplinske energije pri nižem tlaku i temperaturi u odnosu na drugi profil (crni). 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 veća.



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

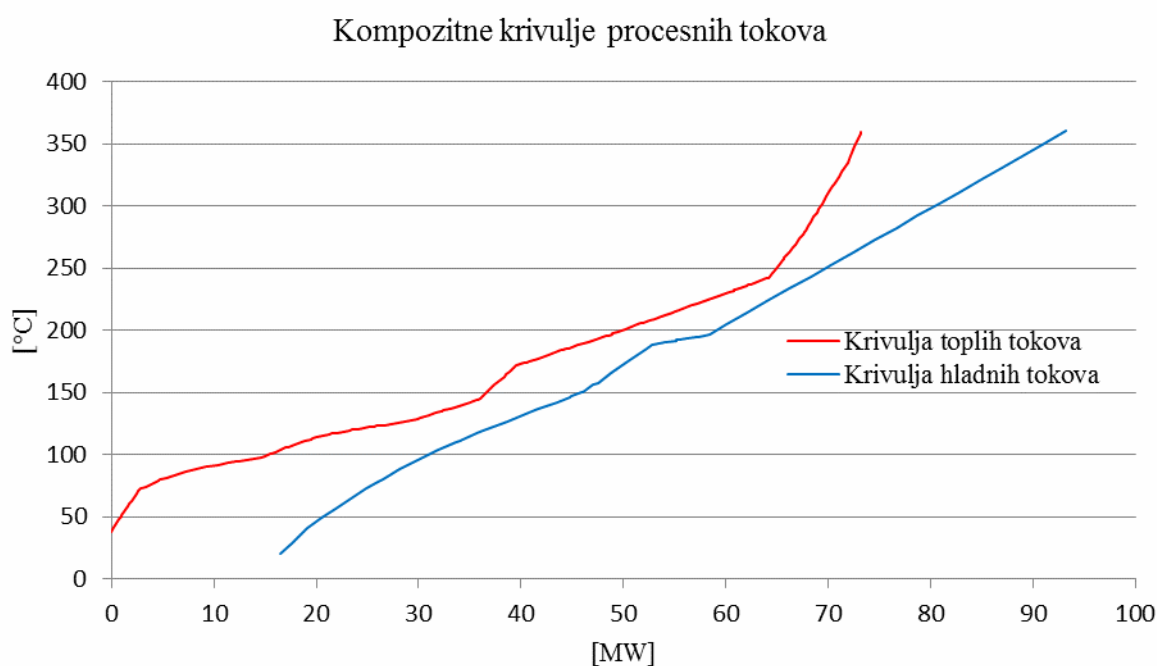
Povećanjem tlaka radnog medija u ORC-u povećava se i temperatura isparavanja, što rezultira poboljšanjem učinkovitosti kružnog ciklusa. Pritom se zbog pomicanja linije promjene stanja radnog medija u lijevo, smanjuje izmijenjena toplinska energija. S druge strane, smanjenjem tlaka i temperature, smanjuje se učinkovitost, ali se linija promjene stanja pomiče u desno te se povećava i prenesena energija na radni medij. Uzrok pomicanja linije promjene stanja radnog medija je postojanje ograničenja. S lijeve strane je ograničenje postojeća Pinch točka, odnosno ishodište osi apscisa (raspoloživa toplinska snaga), a s desne velika kompozitna krivulja. Toplinska energija koju je moguće prenesti na radni medij pri zadanoj temperaturi (os ordinata) ispod Pinch točke, određena je velikom kompozitnom krivuljom koja toj temperaturi pridružuje raspoloživu energiju (os apscisa). Dakle, potpunim iskorištavanjem raspoložive energije pri određenoj temperaturi pojavljuje se nova Pinch točka, u kojoj se pri postupku integracije dodiruju linija promjene stanja radnog medija 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 dobije postavljanjem parametara pri kojima učinkovitost kružnog ciklusa i prenesena toplinska energija omogućuju maksimalnu proizvodnju mehaničkog rada, odnosno električne energije, unutar postojećih procesnih ograničenja. U izračun je potrebno uključiti i potrošnju energije za vlastite potrebe u ORC-u, a u prvom redu se to odnosi na pumpe radnog i rashladnog medija. Navedeni pristup toplinske integracije ORC-a smanjuje potrebu za rashladnim medijima u procesu, uz dodatnu transformaciju toplinske energije na srednjim i niskim temperaturama, koja ne može biti iskorištena za procesne potrebe, u mehanički rad i/ili električnu energiju.

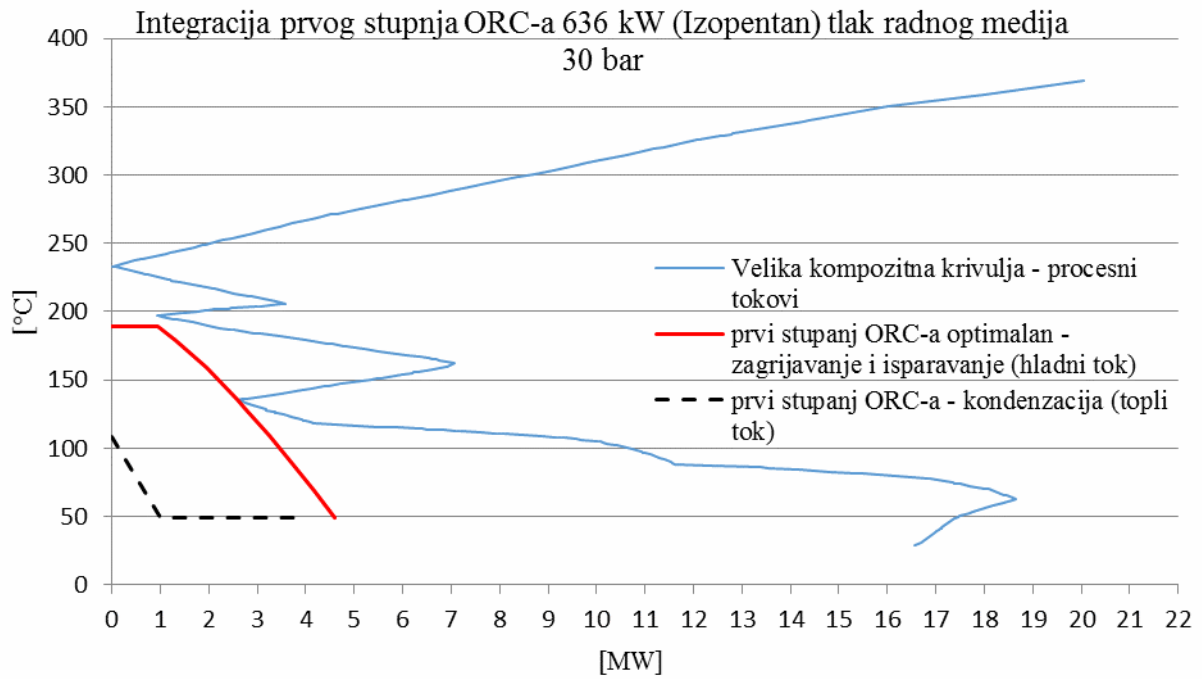
Pinch analiza je pokazala da se, s termodinamičkog gledišta, mreža izmjenjivača toplinske energije u referentnom postrojenju može kreirati tako da se potrebna toplinska energija za zagrijavanje procesnih tokova smanji s trenutnih 38,7 MW na 20,05 MW za promatrani režim rada. Za tako kreiranu mrežu izmjenjivača potrebno je osigurati rashladne medije s ciljem odvođenja 17,45 MW toplinske energije. Budući da je Pinch točka sustava pri temperaturi 242,3 °C na kompozitnoj krivulji toplih tokova, odnosno na 224,3 °C na kompozitnoj krivulji hladnih tokova, postoji potencijal da se dio

od raspoloživih 17,45 MW na temperaturama ispod Pinch točke, umjesto odvođenja korištenjem rashladnih medija iskoristi za proizvodnju mehaničkog rada, odnosno električne energije, te je u tu svrhu odabran sustav zasnovan na organskom Rankineovom ciklusu (ORC).

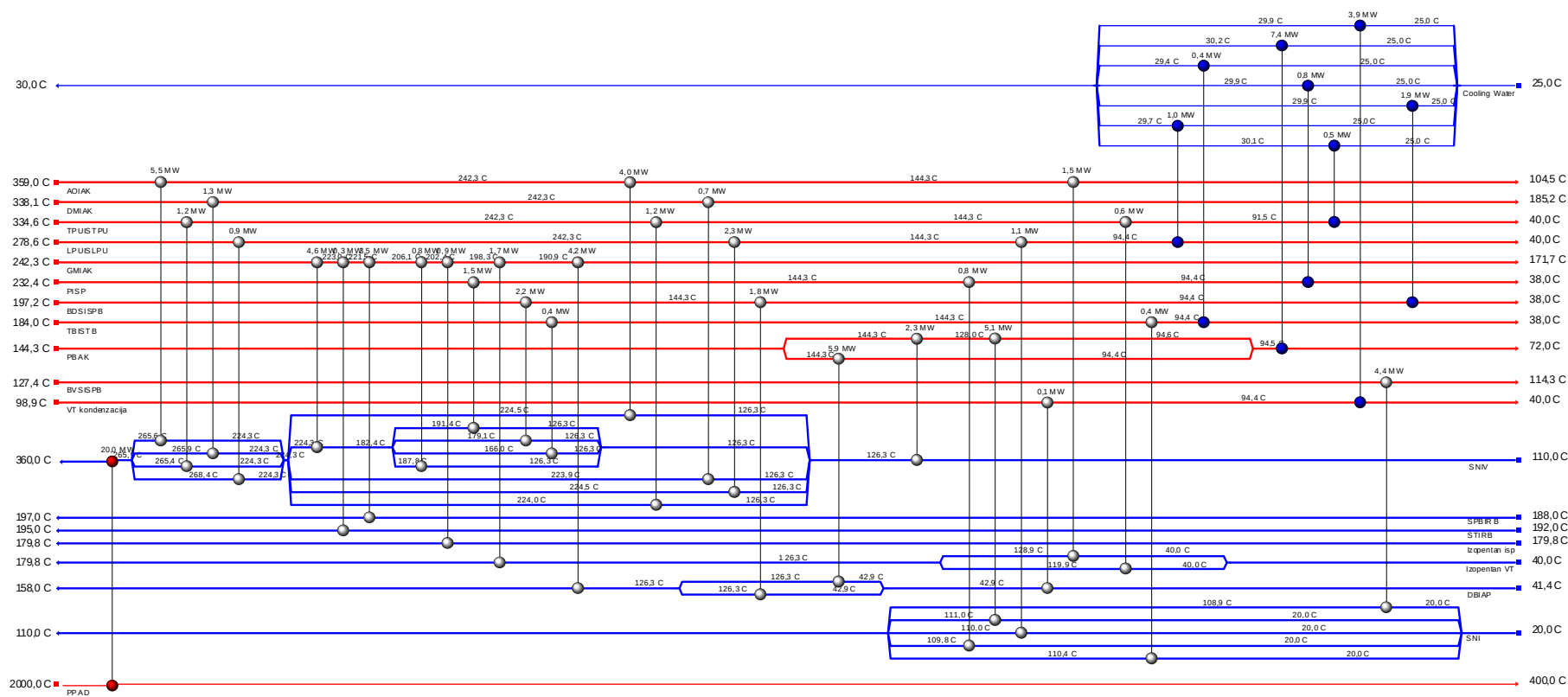
Slika 8.5 prikazuje kompozitne krivulje procesnih tokova, a Slika 8.6 veliku kompozitnu krivulju procesnih tokova i postupak integracije prvog stupnja ORC-a. Crvena linija (Slika 8.6) prikazuje proces zagrijavanja i isparavanja radnog medija (Izopentan) u ORC-u, dok crna isprekidana linija pokazuje toplinsku energiju koju radni medij oslobađa nakon izlaska iz ekspandera (turbine) i u kondenzatoru, te ju je moguće iskoristiti za predgrijavanje radnog medija u ORC-u ili u neke druge svrhe u procesu. Ukoliko taj višak energije nije moguće iskoristiti, mora biti odvedena rashladnim medijima u okoliš. Shodno tome, ako se želi postići maksimalno iskorištenje raspoložive otpadne toplinske energije, potrebno je odabrati odgovarajući radni medij i radne parametre.



Slika 8.5 Kompozitne krivulje procesnih tokova. Teoretski (minimalno) je potrebno dovoditi 20,05 MW toplinske energije iz vanjskih izvora i odvoditi 17,45 MW



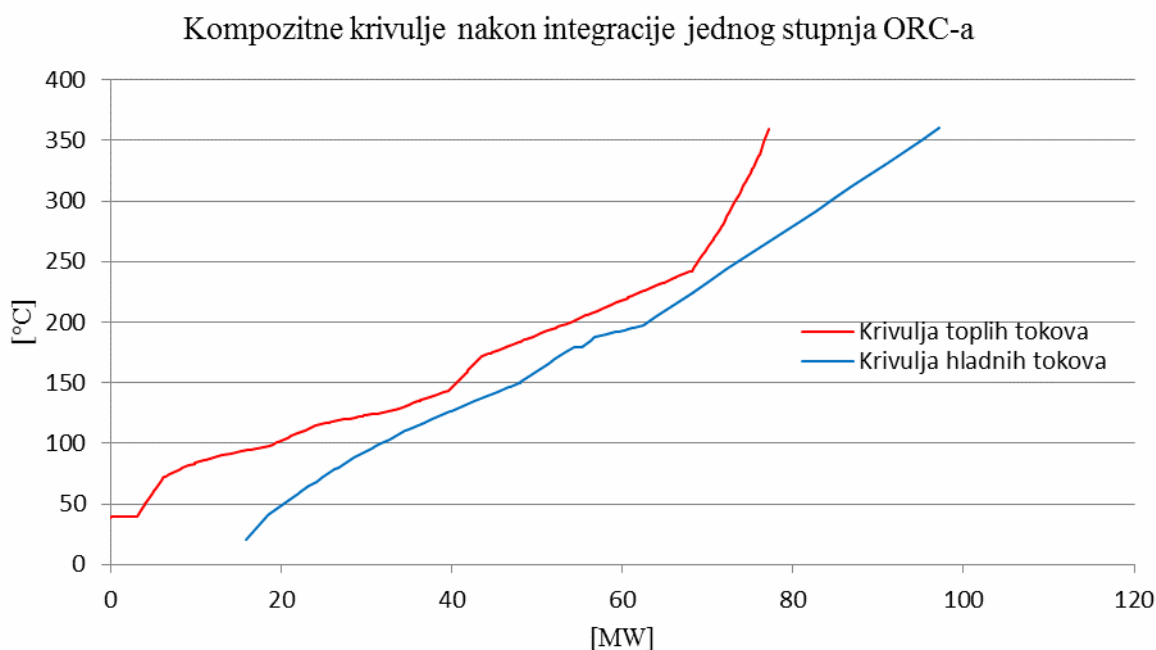
Slika 8.6 Integracija prvog stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje



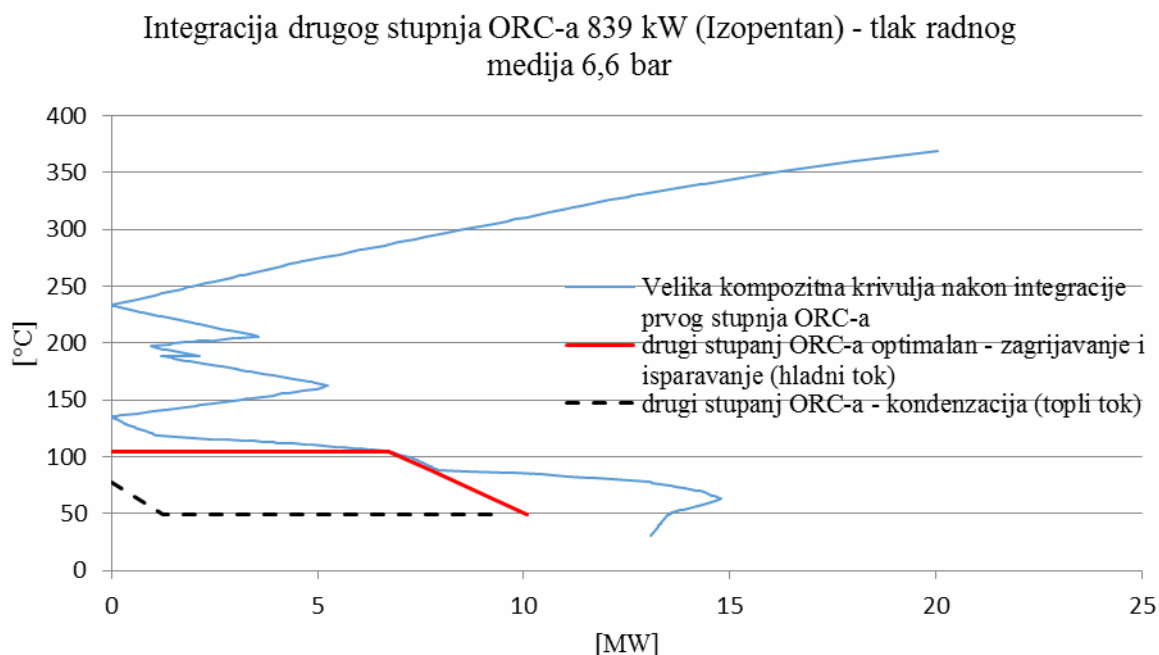
Slika 8.7 Mreža izmjenjivača nakon integracije 1. stupnja ORC-a

Razlika između energije koju preuzima radni medij (crvena linija na Slici 8.6) i energije koju on predaje pri hlađenju i kondenzaciji (crna isprekidana linija), idealno je jednaka proizvedenom mehaničkom radu (uz zanemarenje gubitaka), i istodobno je jednaka smanjenju potrebe za odvođenjem toplinske energije korištenjem rashladnih medija. Nakon integracije prvog stupnja ORC-a, potreba za dovodenjem 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 medija Izopentana, odabranog na temelju rezultata analize u poglavlju 8.3, omogućuje proizvodnju 636 kW mehaničke snage na vratilu turbine uz učinkovitost 13,8%. Slika 8.7 prikazuje mrežu izmjenjivača nakon integracije prvog stupnja ORC-a i sadrži 37 jedinica uz ukupnu površinu na kojoj se odvija izmjena toplinske energije od 25280 m².

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. Budući da se novonastala Pinch točka nalazi na temperaturi 144,3 °C na kompozitnoj krivulji toplih tokova, odnosno 126,3 °C na krivulji hladnih tokova, 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 8.8 Kompozitne krivulje nakon integracije prvog stupnja ORC-a

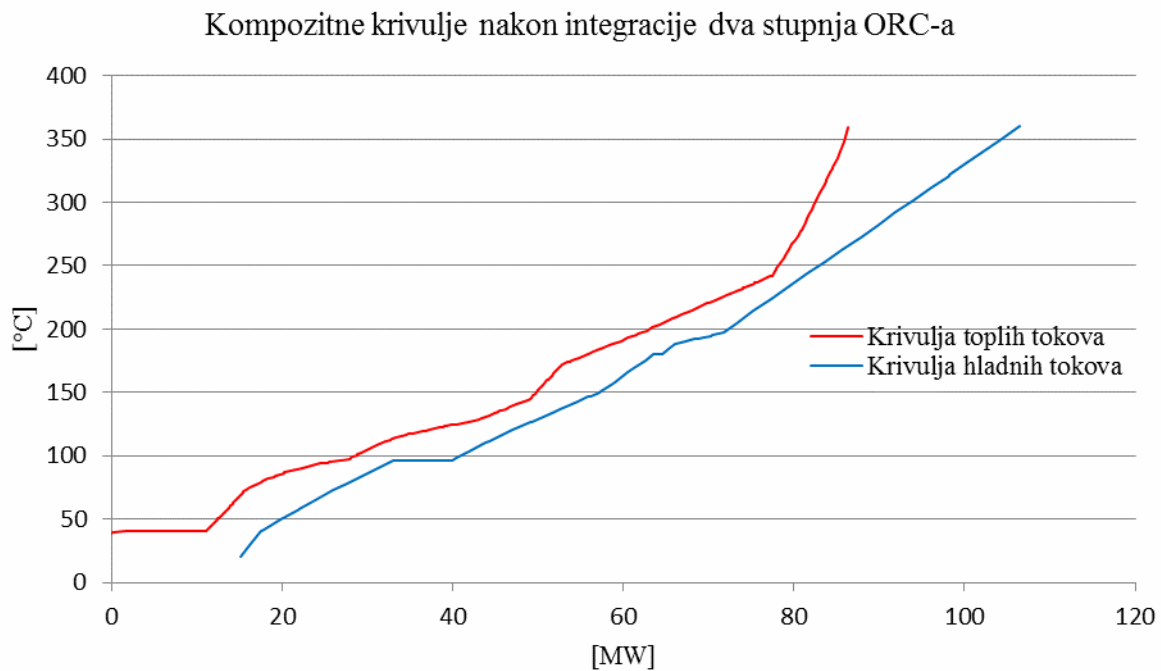


Slika 8.9 Integracija drugog stupnja ORC-a korištenjem velike kompozitne krivulje

Cilj integracije drugog stupnja jest daljnja proizvodnja mehaničkog rada i smanjenje potrebe za rashladnim medijima. U postupku integracije, linija promjene stanja radnog medija i velika kompozitna krivulja se dodiruju te nastaje nova Pinch točka.

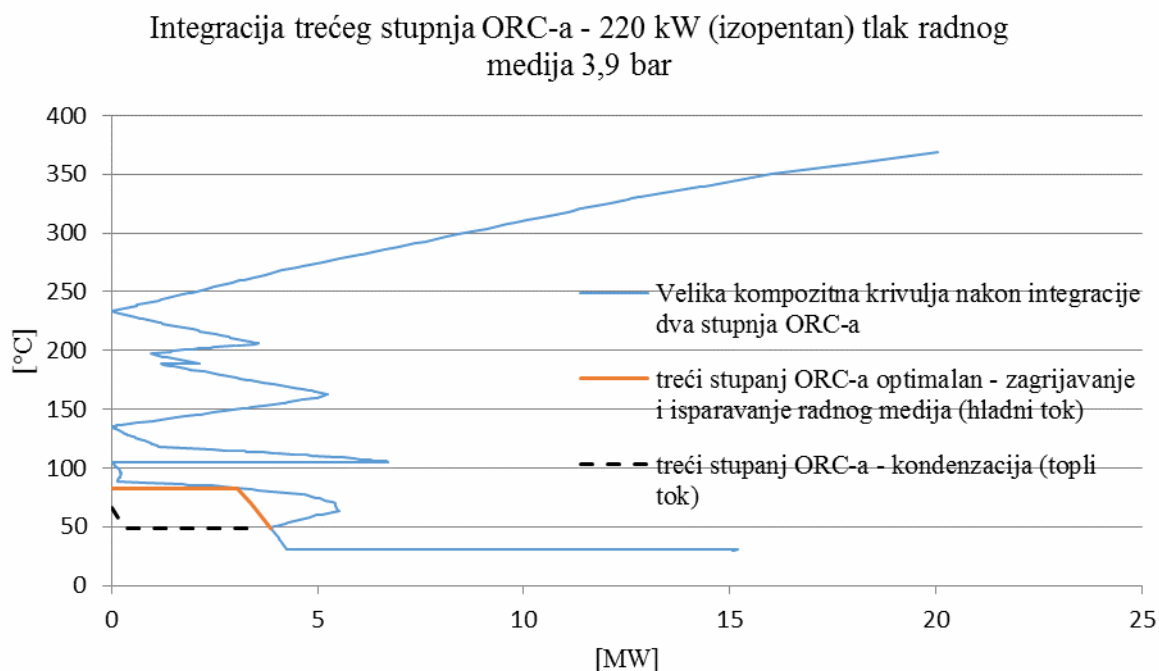
Rezultat integracije drugog stupnja ORC-a uz korištenje radnog medija Izopentana, jest dodatna proizvodnja mehaničkog rada 839 kW uz učinkovitost 8,3% i jednako smanjenje potrebe za odvođenjem toplinske energije iz sustava. Slika 8.10 prikazuje mrežu izmjenjivača nakon instalacije drugog stupnja ORC-a koja sadrži 43 izmjenjivača u kojima se izmjena topline 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). Budući se novonastala Pinch točka nalazi na temperaturi 114 °C na kompozitnoj krivulji toplih tokova, odnosno na 96 °C na kompozitnoj krivulji hladnih tokova (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.



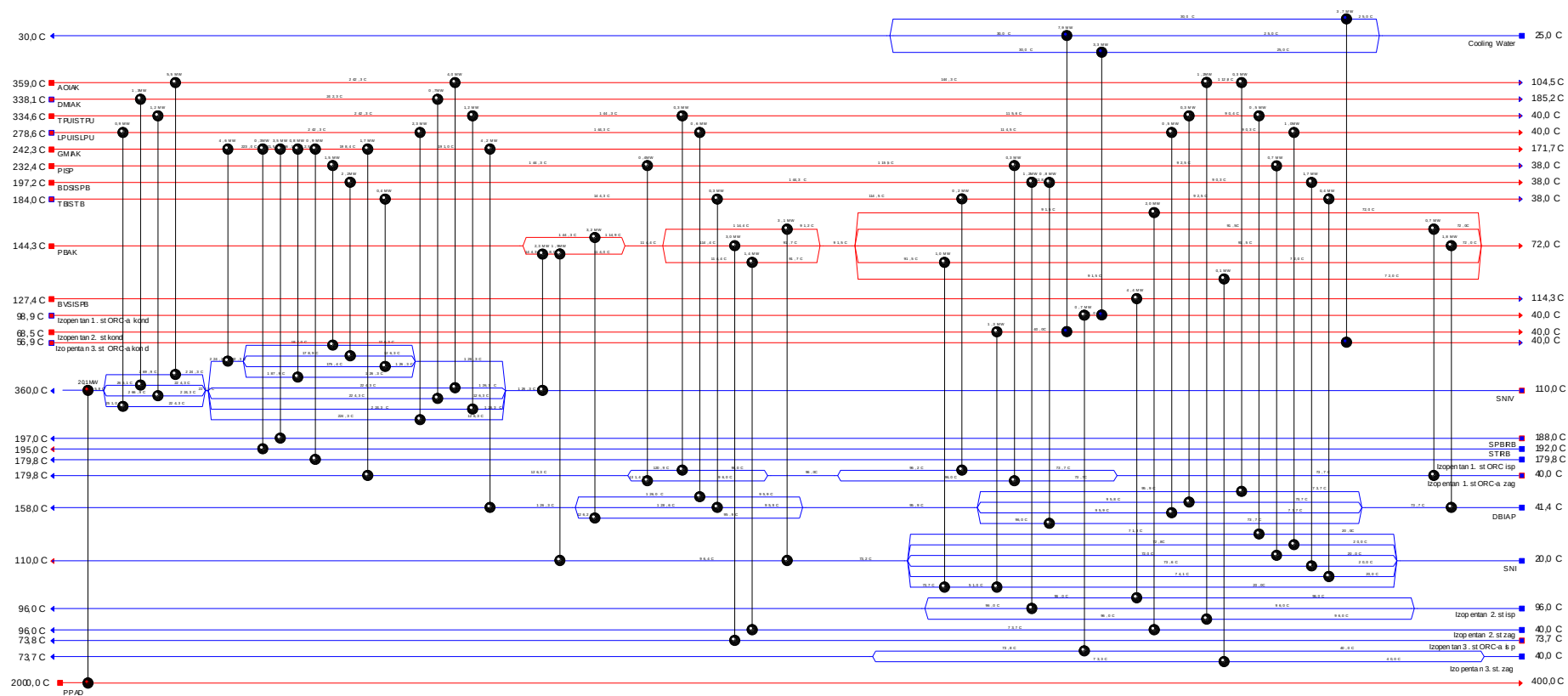
Slika 8.11 Kompozitne krivulje nakon integracije dva stupnja ORC-a

Prva Pinch točka se nalazi na temperaturi zasićenja (na hladnoj kompozitnoj krivulji), te se krivulja promjene stanja radnog medija 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, jest dodatno ograničenje. Zbog tog ograničenja krivulje se dodatno dodiruju na temperaturi radnog medija 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 medija. Potreba za odvođenjem toplinske energije je smanjena na 15,76 MW. Slika 8.13 prikazuje mrežu izmjenjivača nakon integracije tri stupnja ORC-a i sadrži 53 jedinice, a površina izmjenjivača toplinske energije je sada narasla na 35290 m².



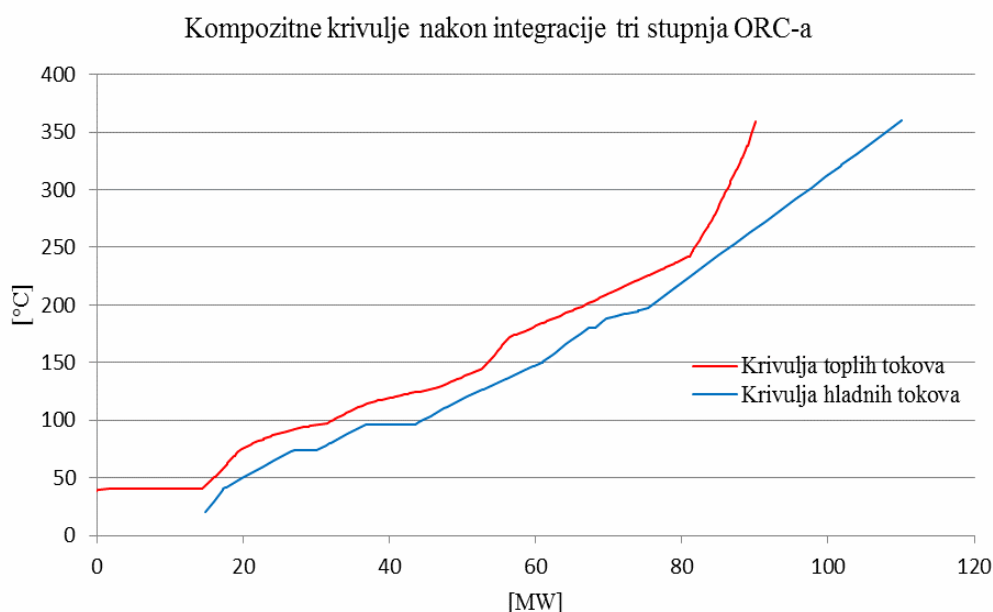
Slika 8.12 Integracija trećeg stupnja ORC-a.

Novonastalo stanje je prikazano na Slikama 8.14 i 8.15. Na temperaturama ispod Pinch točke procesnih tokova, 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 manju temperaturnu razliku. Pri tome je bitno istaknuti činjenicu da izmjena toplinske energije pri većoj temperaturnoj razlici rezultira većom destrukcijom eksergije i obrnuto, te je razmak između kompozitnih krivulja proporcionalan s destrukcijom eksergije. Dakle, ako promatramo destrukciju eksergije i pokušavamo postići maksimum, cilj je postići izmjenu toplinske energije uz što manju temperaturnu razliku, odnosno što manji razmak između kompozitnih krivulja. Međutim, izmjena topline pri manjim temperaturnim razlikama zahtijeva veću površinu izmjenjivača topline što rezultira progresivno većim kapitalnim troškovima.



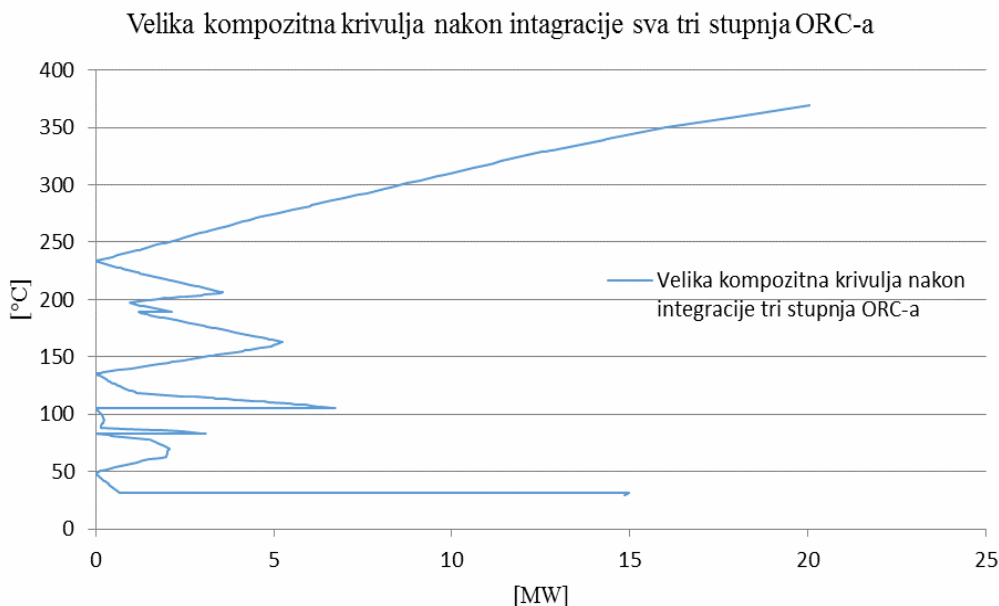
Slika 8.13 Mreža izmjenjivača toplinske energije nakon integracije tri stupnja ORC-a

Nakon integracije trećeg stupnja ORC-a imamo ukupno pet Pinch točaka (Slika 8.15). Budući da je preostalu raspoloživu toplinsku energiju (15,76 MW) moguće iskoristavati isključivo na temperaturama ispod 40 °C, ne postoji mogućnost daljnje proizvodnje 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 način moguće je dodatno poboljšati učinkovitost sustava u cjelini.



Slika 8.14 Kompozitne krivulje nakon integracije tri stupnja ORC-a (Potreba za toplinskom energijom 20 MW, hlađenje 15,76 MW)

Analizirano rješenje s novom mrežom izmjenjivača 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 medijima, ali se smanjuje i potreba za opskrbu električnom energijom iz vanjskih izvora. Međutim, istovremeno se povećava i složenost postrojenja što je jasno vidljivo ukoliko se usporede mreže izmjenjivača nakon integracije pojedinih stupnjeva ORC-a. Dodatni benefit 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.



Slika 8.15 Velika kompozitna krivulja.

Problem je što analizirana opcija koja uključuje integraciju ORC-a može rezultirati značajnim utjecajem na odvijanje procesa prerade. Osim toga, dobivena mreža izmjenjivača 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 prethodna dva kriterija.

8.2. Iskorištavanje otpadne toplinske energije procesnih tokova u ORC-u

Općeniti prijedlog rješenja koje zadovoljava sve uvjete navedene na kraju prethodnog poglavlja, dobiven je na temelju mreže izmjenjivača predložene u poglavlju 7.4 (Slika 7.17). Od tog rješenja se krenulo jer zadovoljava sve postavljene uvjete. U model navedene mreže izmjenjivača, pripremljen u AEA, dodan je radni medij ORC-a koji preuzima dio raspoložive topline, umjesto odvođenja rashladnom vodom (Slika 8.16).

Dobivena mreža izmjenjivača toplinske energije zadovoljava sve procesne kriterije navedene u prethodnim poglavljima, dakle izmjena toplinske energije između procesnih tokova se odvija tako da ne utječe na odvijanje procesa prerade i zadovoljava procesna ograničenja. Osim toga, predložena mreža izmjenjivača je znatno jednostavnija od rezultata iz prošlog poglavlja (Slika 8.13).

U rashladnom sustavu koji se koristi u RNS, najniža temperatura na koju se radni medij u postojećem Rankineovom ciklusu hladi je $40\text{ }^{\circ}\text{C}$, te je ta temperatura uzeta kao najniža i za radni medij u ORC-u. U skladu s time, te definiranim parametrima rada mreže izmjenjivača, najniža temperatura na koju se procesni mediji hlade pri predavanju toplinske energije radnom mediju u ORC-u, iznosi $58\text{ }^{\circ}\text{C}$. Analiza pokazuje da je pri hlađenju svih procesnih tokova na krajnju temperaturu, a najniže do $58\text{ }^{\circ}\text{C}$, maksimalno raspoloživa toplinska energija za iskorištavanje u sustavu ORC iznosi $20,7\text{ MW}$. Ovo je maksimalno raspoloživa energija, ali ju zbog fizikalnih svojstava procesnih medija i radnog medija u ORC-u, možda neće biti moguće u potpunosti iskoristiti.

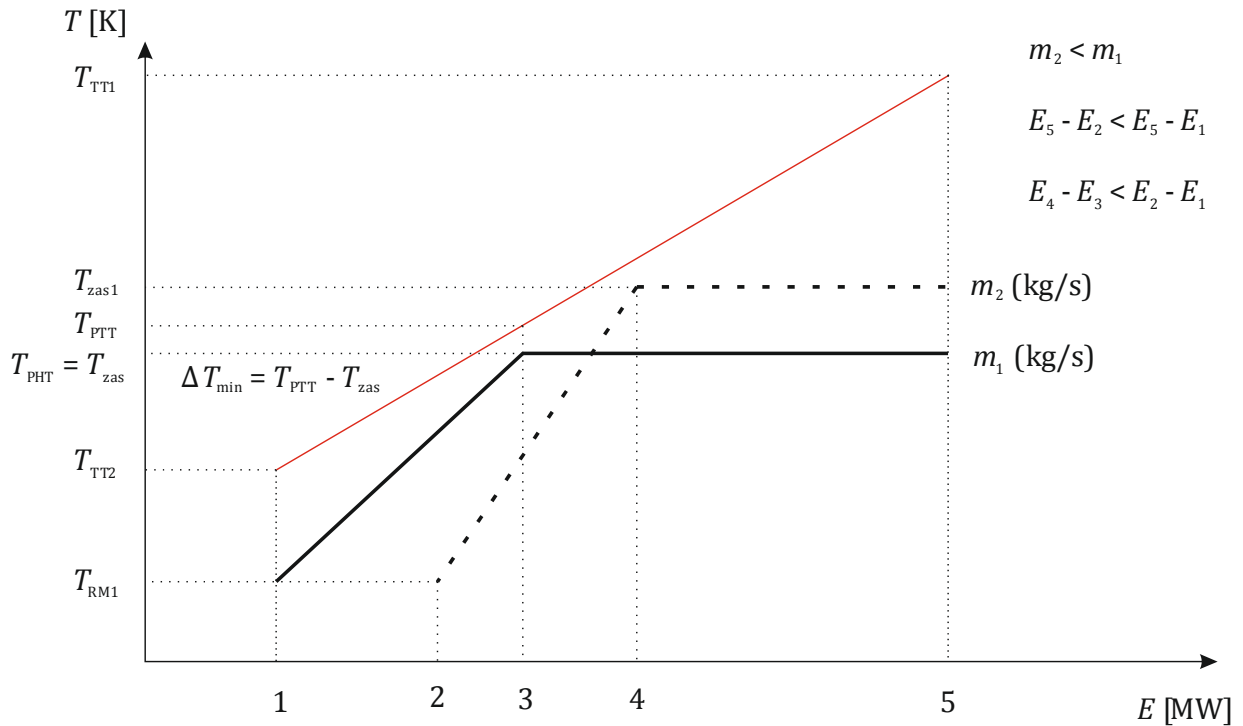
Kao što je već objašnjeno ranije, vrlo bitnu ulogu u procesu projektiranja ORC-a ima izbor radnog medija i parametara, zbog čega je potrebno provesti postupak optimizacije.

8.3. Izbor radnog medija i optimizacija parametara u ORC-u (realno rješenje)

Pri opisu optimizacije parametara radnog medija u ORC-u, kao osnovni slučaj razmatra se izmjena toplinske energije između toplog i hladnog toka pri čemu hladni tok isparava do stanja suho zasićene pare (SZP), (Slika 8.17).

U prvom koraku je pretpostavljeno da pri zadanoj minimalnoj temperaturnoj razlici postoji tlak radnog medija (uz odgovarajuću temperaturu zasićenja) pri kojem će topli medij (crvena puna linija) predati hladnom mediju (crna puna linija) ukupno raspoloživu toplinsku energiju između stanja 1 i 5 uz odgovarajući protok radnog medija m_1 . Najmanja temperaturna razlika (Pinch točka) se nalazi u točki 3.

Ukoliko se tlak radnog medija poveća (isprekidana linija), s ciljem poboljšanja učinkovitosti Rankineovog ciklusa, uz istu minimalnu temperaturnu razliku, pinch točka se pomiče u točku 4. Budući je raspoloživa toplinska energija za isparavanje medija ($E_5 - E_4$) manja nego kod prethodnog slučaja ($E_5 - E_3$) maseni protok m_2 mora biti manji nego u prethodnom slučaju. Manji protok m_2 rezultira i manjom potrebnom energijom za zagrijavanje radnog medija 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 medija na izlazu iz kondenzatora.



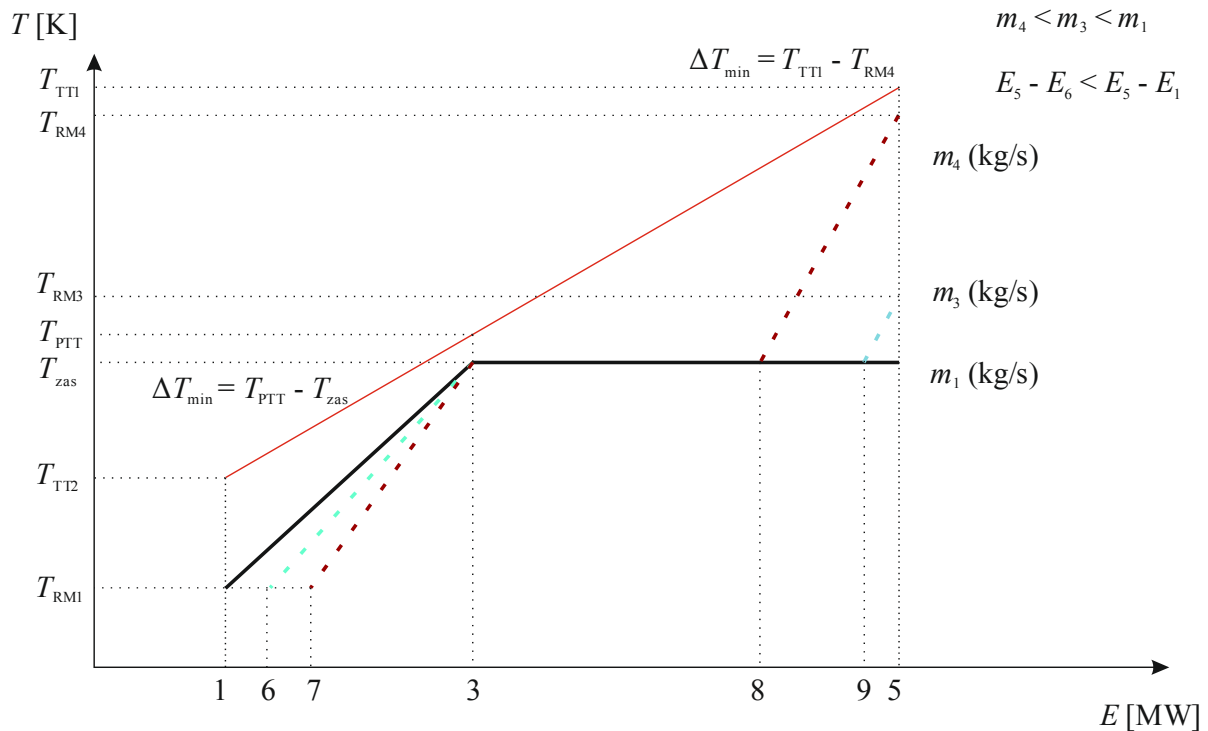
Slika 8.17 Osnovni slučaj zagrijavanja radnog medija do stanja SZP (crna puna linija) i slučaj povećanja tlaka (isprekidana linija)

Zbog smanjenja entalpije isparavanja pri povećanju tlaka, što ovisi o karakteristikama radnog medija, te ovisno o nagibu linije koja prikazuje promjenu temperature toplog toka, teoretski 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 medija u kapljevitom stanju. Analiza će se ipak bazirati na općem slučaju u kojem je smanjenje raspoložive energije po jedinici mase radnog medija, pri povećanju tlaka radnog medija osjetno različito nego promjena entalpije isparavanja, što je i potvrđeno izračunima na razmatranom objektu istraživanja. Model izračuna optimalnih parametara je pripremljen tako da uzima u obzir i ovakve teoretske mogućnosti.

Dakle, povećanjem tlaka radnog medija poboljšava se učinkovitost kružnog cilusa, ali se istovremeno smanjuje protok medija i izmjenjena toplinska snaga, odnosno raspoloživa toplinska snaga u kružnom ciklusu.

Situaciju kod povećanja tlaka radnog medija, uz pregrijavanje, prikazuje Slika 8.18 (plava isprekidana linija). Pri pregrijavanju radnog medija postoji ograničenje

maksimalne temperature do koje se medij može pregrijavati, a postiže se kad razlika između temperature toplog toka i temperature pregrijavanja dostigne zadanu minimalnu temperaturnu razliku (smeđa isprekidana linija). U tom slučaju se javlja druga pinch točka u točki 5.

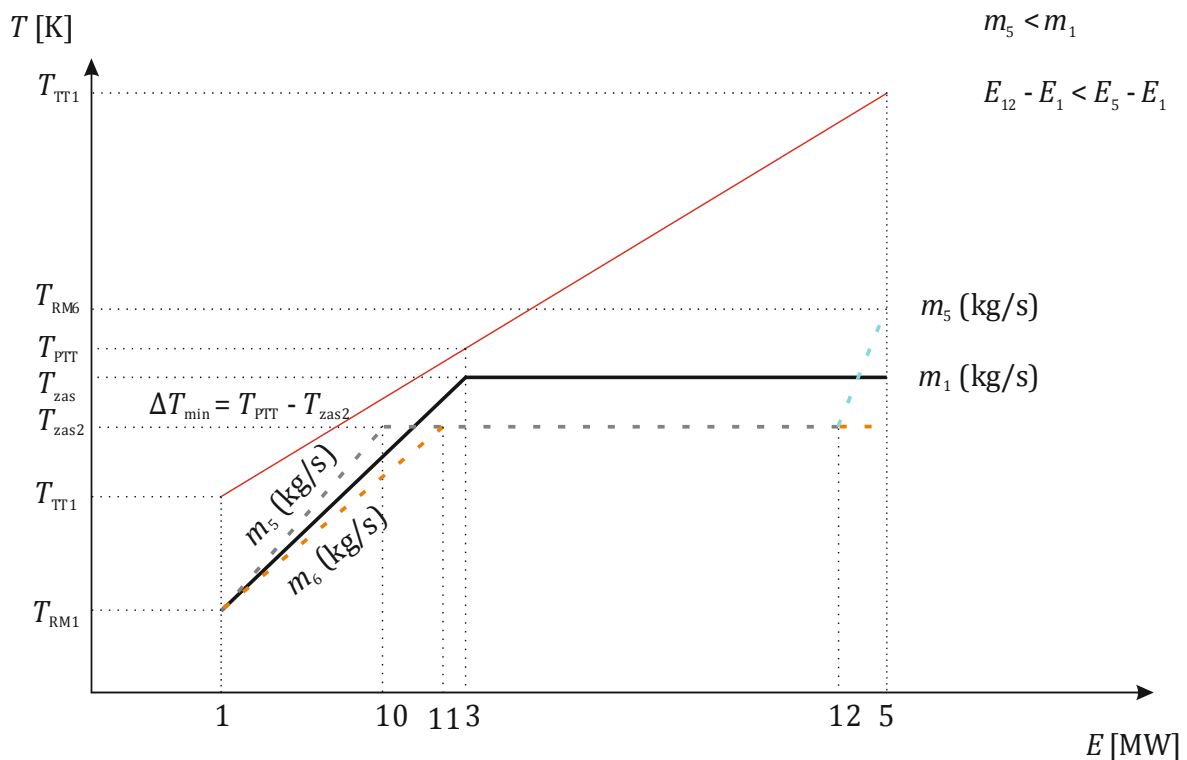


Slika 8.18 Pregrijavanje radnog medija

Kod smanjenja tlaka radnog medija u odnosu na osnovni slučaj, dolazi do smanjenja učinkovitosti kružnog ciklusa. Uz zadržavanje minimalne temperaturne razlike, pinch točka se pomiče ulijevo u točku 10 (siva isprekidana linija na slici 8.19). Raspoloživa energija isparavanja medija (desno od pinch točke) se povećava, ali se smanjuje raspoloživa energija za zagrijavanje radnog medija od stanja 1 do stanja vrele kapljevine u točki 10 (lijevo od pinch točke). Pretpostavimo li da se specifični toplinski kapacitet medija u kapljevitoj fazi mijenja zanemarivo malo, njegova promjena ne može rezultirati smanjenjem potrebne energije po jedinici mase za zagrijavanje radnog medija do temperature zasićenja, a koja bi bila usporediva s promjenom raspoložive energije po jedinici mase lijevo od pinch točke. Dakle, zbog smanjenja raspoložive energije lijevo od pinch točke, smanjio bi se i protok radnog medija m_5 , te bi pri zagrijavanju te količine medija 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 medija (isprekidana plava linija), ili
- pomicanjem pinch točke u desno smanjuje se dio energije koji se koristi za isparavanje radnog medija, ali se povećava i dio energije lijevo od pinch točke, pri čemu se povećava minimalna temperaturna razlika (isprekidana narančasta linija). Rezultat je povećanje protoka radnog medija (m_6).



Slika 8.19 Snižavanje tlaka radnog medija

U prvom slučaju maseni protok se ne mijenja i poboljšava se učinkovitost kružnog ciklusa. Ograničenje primjene ove opcije jest dostizanje druge pinch točke kada se razlika temperature između toplog medija i temperature na koju se pregrijava radni medij 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 medija, ali uz posljedično povećanje minimalne temperaturne razlike. Uz pretpostavku potpunog iskorištenja raspoložive energije i smanjenu učinkovitost, ova opcija kod analiziranog objekta istraživanja nije posebno zanimljiva pri optimizaciji parametara

radnog medija u ORC-u, jer ne donosi nikakvo poboljšanje u odnosu na prethodna razmatranja. Međutim, 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.

8.3.1. Matematički model

U programskom paketu Matlab (Simulink) je pripremljen model s ciljem izračuna optimalnih parametara radnog medija pri instalaciji ORC-a u pogon atmosferske destilacije nafte.

$$T_{\text{PTT},1} = T_{\text{zas}} + \Delta T_{\text{min}} \quad (8.1)$$

$$h_{\text{PTTmin}} = h_{\text{TT},2} + \frac{m_{\text{RM}}(h'_{\text{RM}} - h_{\text{RM},1})}{m_{\text{TT}}} \quad (8.2)$$

$$\text{Ako je } T_{\text{PTT},1} \geq T_{\text{PTTmin}} \text{ tada je } T_{\text{PTT}} = T_{\text{PTT},1}, \text{ u suprotnom je } T_{\text{PTT}} = T_{\text{PTTmin}}. \quad (8.3)$$

$$m_{\text{RM}} = \frac{m_{\text{TT}}(h_{\text{TT},1} - h_{\text{PTT}})}{h_{\text{RM},2} - h'_{\text{RM}}} \quad (8.4)$$

$$E_{\text{RM}} = m_{\text{RM}}(h_{\text{RM},2} - h_{\text{RM},1}) \quad (8.5)$$

$$\eta_{\text{C}} = 1 - \frac{T_{\text{odv}}}{T_{\text{dov}}} \quad (8.6)$$

$$E_{\text{maxKC}} = \eta_{\text{C}} E_{\text{RM}} \quad (8.7)$$

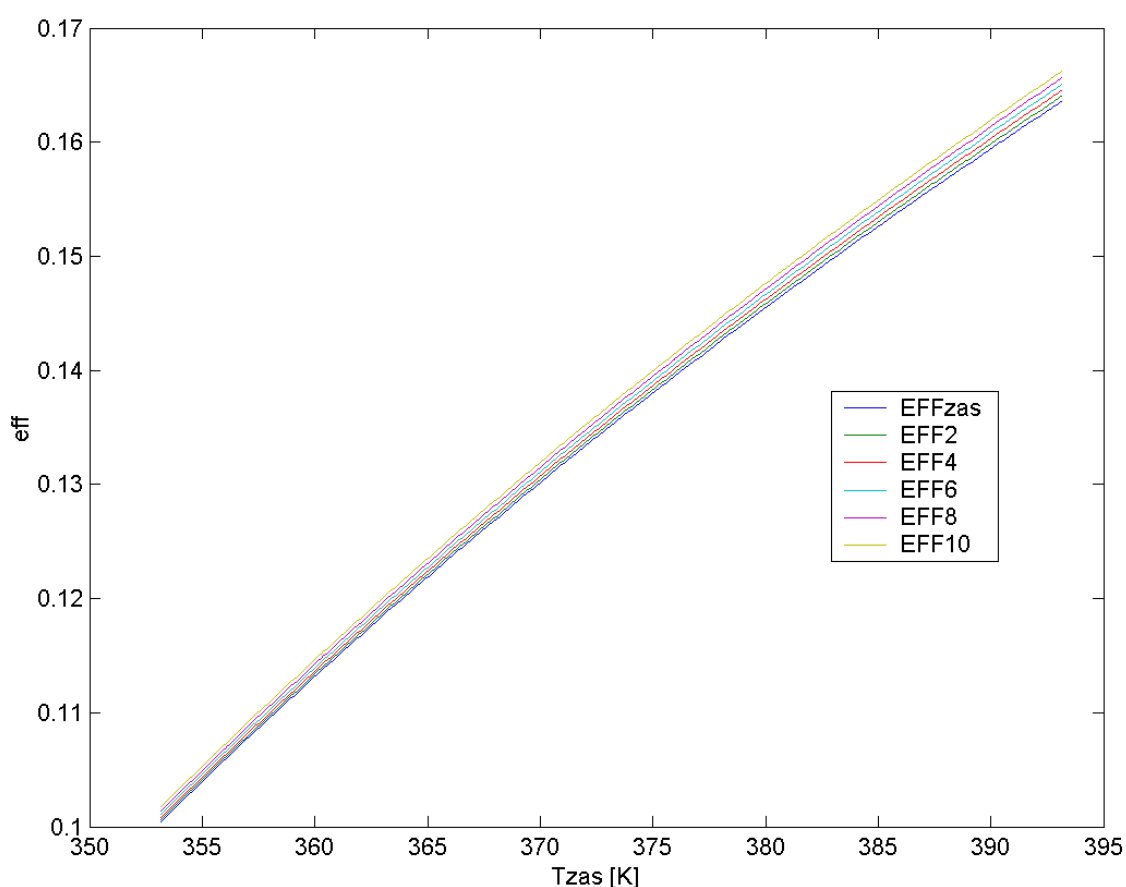
U modelu se nalazi 7 nepoznanica: $T_{\text{PTT}1}$, $T_{\text{PTT}2}$, T_{PTT} , m_{RM} , E_{RM} , η_{C} i E_{maxKC} sa pripadajućih 7 jednadžbi.

8.3.2. Rezultati optimizacije

Model je postavljen tako da izračunava parametre rada radnog medija za slučajeve zagrijavanja medija do stanja SZP i pet slučajeva pregrijanja medija za 2, 4, 6, 8 i 10 °C od promatrane temperature zasićenja (ovisne o tlaku radnog medija). Izvor toplinske energije za kružni proces su šest procesnih tokova (PB_{AK} , $\text{P}_{\text{SP}}^{\text{I}}$, $\text{BVS}_{\text{AD}}^{\text{I}}$, $\text{BDS}_{\text{AD}}^{\text{I}}$, $\text{TPU}_{\text{STPU}}^{\text{I}}$,

TB_{STB}) koji su odabrani nakon provedenog postupka integracije procesa nad objektom istraživanja. Svi rezultati su prikazani za radni medij Izopentan.

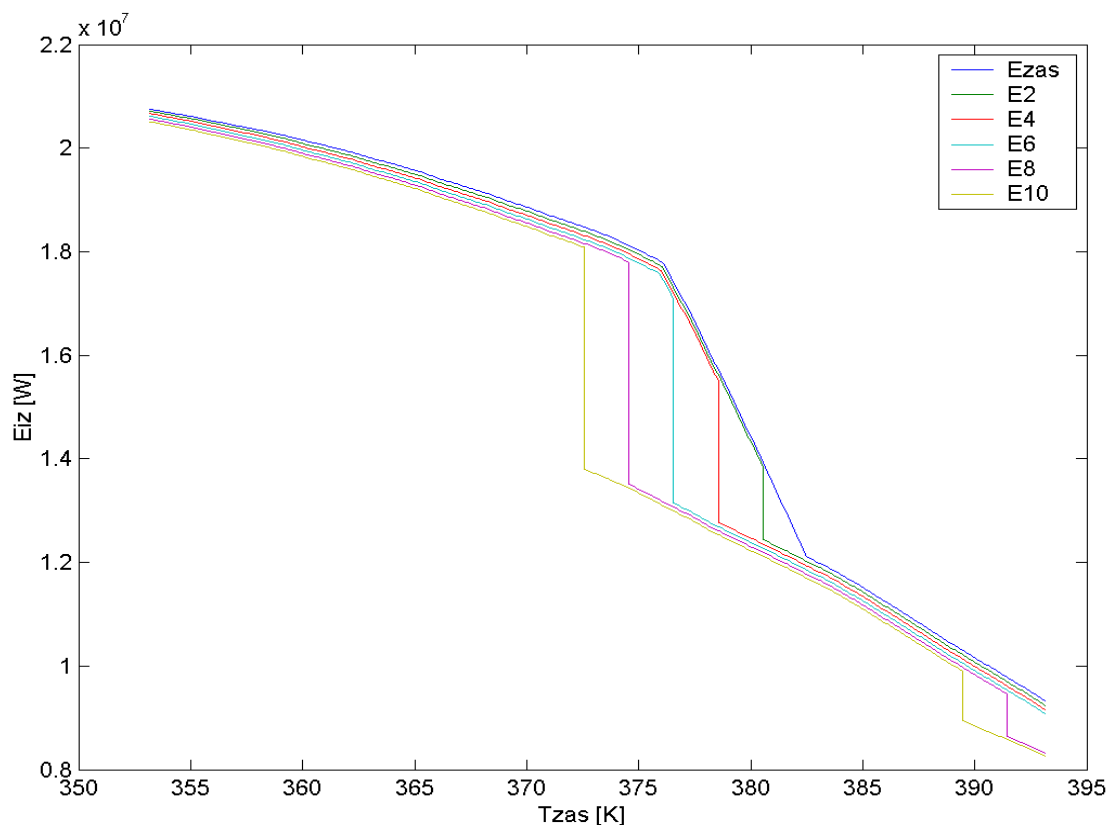
Slika 8.20 prikazuje ovisnost Carnotove učinkovitosti o temperaturi zasićenja (ovisnoj o tlaku radnog medija) za svih šest navedenih slučajeva koji se razmatraju. Na osi apscisa je prikazana temperatura zasićenja radnog medija, te se vidi da je u promatranim slučajevima, za sve temperature zasićenja koje su uzete u razmatranje, najveća Carnotova učinkovitost kod pregrijanja medija za 10 °C, odnosno kod najveće zadane krajnje temperature radnog medija.



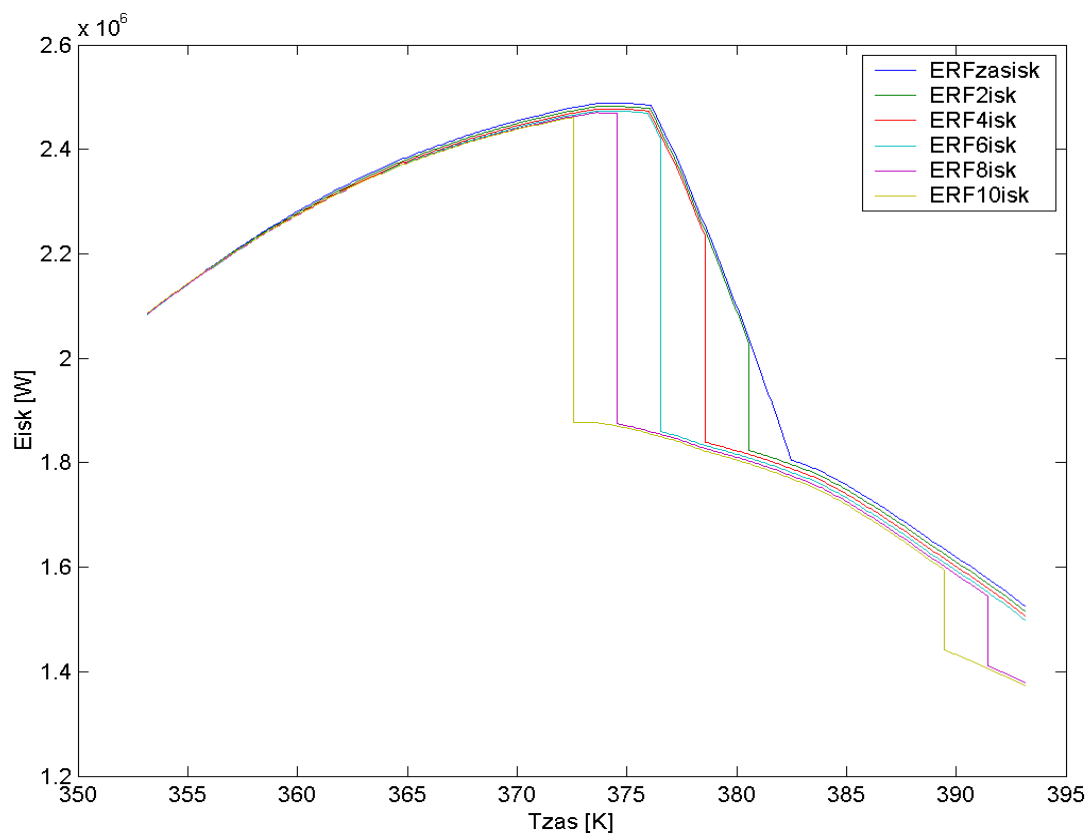
Slika 8.20 Promjena Carnotove učinkovitosti ovisno o temperaturi zasićenja radnog medija (tlaku radnog medija) i pregrijanju

Slika 8.21 prikazuje ovisnost ukupno izmijenjene toplinske energije između procesnih tokova (topli tok) i radnog medija u ORC-u, o temperaturi zasićenja. Očito je da izmjena energije opada s povećanjem tlaka radnog medija što je u skladu s uvodnim objašnjenjem, te da se najveća količina energije izmjenjuje u slučaju zagrijavanja radnog

medija do stanja SZP. Nagli padovi u karakteristikama su rezultat stanja u kojem je razlika između temperature nekog od toplih procesnih tokova i krajnje temperature radnog medija u ORC-u, pri promatranom tlaku radnog medija manja od zadane minimalne temperaturne razlike, te taj topli tok više ne sudjeluje u izmjeni toplinske energije. Odnosno, za zadani tlak radnog medija i krajnju temperaturu na koju se zagrijava, u točki naglog pada količine izmijenjene energije nalazi se druga pinch točka.



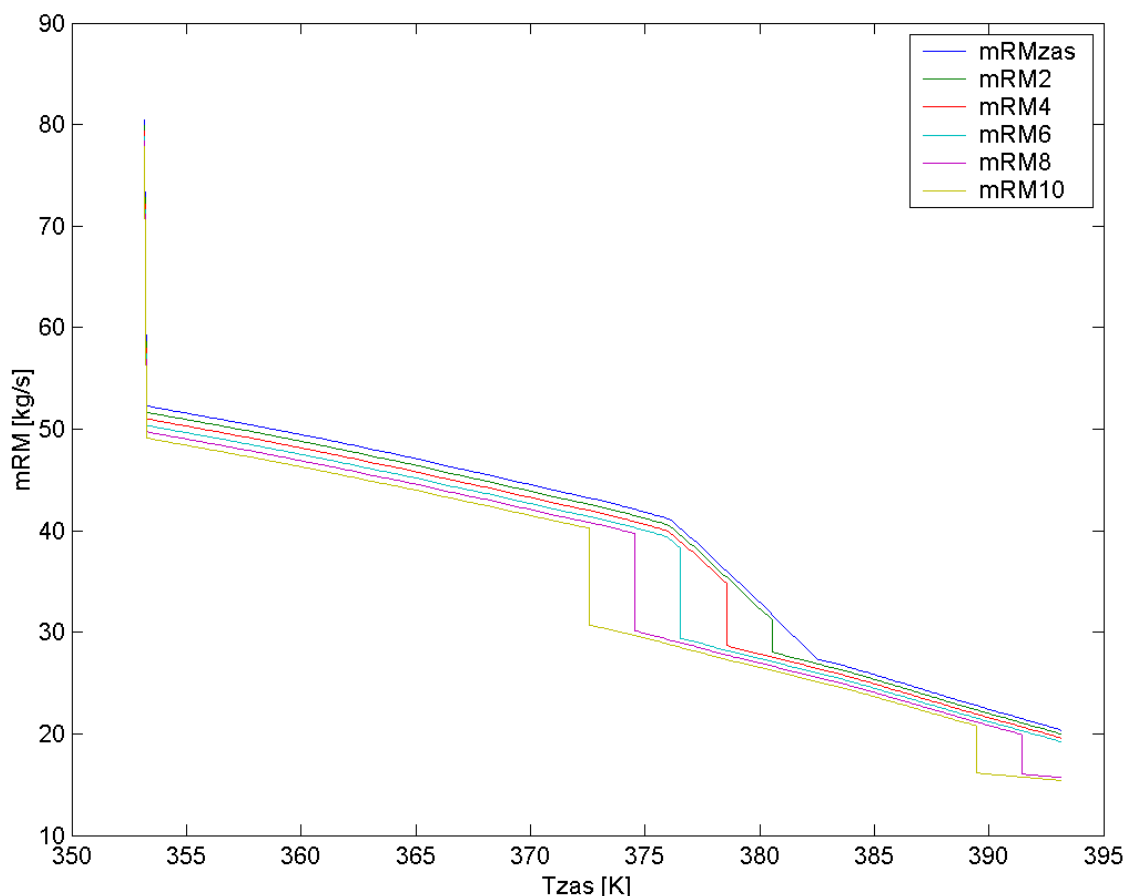
Slika 8.21 Ovisnost toplinske snage o tlaku radnog medija



Slika 8.22 Maksimalno iskoristiva energija (uz Carnotovu učinkovitost)

Na kraju se množenjem te dvije vrijednosti dobije maksimalno moguća (Carnot-ova) iskoristiva toplinska snaga ORC-a (Slika 8.22), na kojoj je vidljivo da se optimum postiže za slučaj korištenja medija u stanju SZP.

Slika 8.23 prikazuje ovisnost masenog protoka o temperaturi zasićenja i završnom stanju radnog medija.



Slika 8.23 Ovisnost masenog protoka o parametrima rada ORC-a

Pri izboru odgovarajućeg radnog medija 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 medij u ORC-u moguće prenesti između 17,34 i 20,17 MW raspoložive otpadne toplinske energije pri zagrijavanju radnog medija na temperaturu 101 – 103 °C, ovisno o mediju i njegovim fizikalnim karakteristikama. Podaci dobiveni analizom u AEA iskorišteni su za izračune parametara rada procesa za proizvodnju električne energije upotrebom ORC-a, uključujući i sve dodatne elemente, pumpe i ventilatore, potrebne za transport radnog medija, rashladne vode i zraka na rashladnim tornjevima.

Na temelju provedene analize, možemo zaključiti da je izopentan najprikladniji medij za analizirani proces. Razlozi za ovakav izbor su iskoristiva električna energija od 1518 kW, najmanja potrebna količina radnog medija u cirkulaciji, 143 t/h u odnosu na 541 t/h kod R245, što rezultira manjom investicijom u pumpu radnog medija, instalacije,

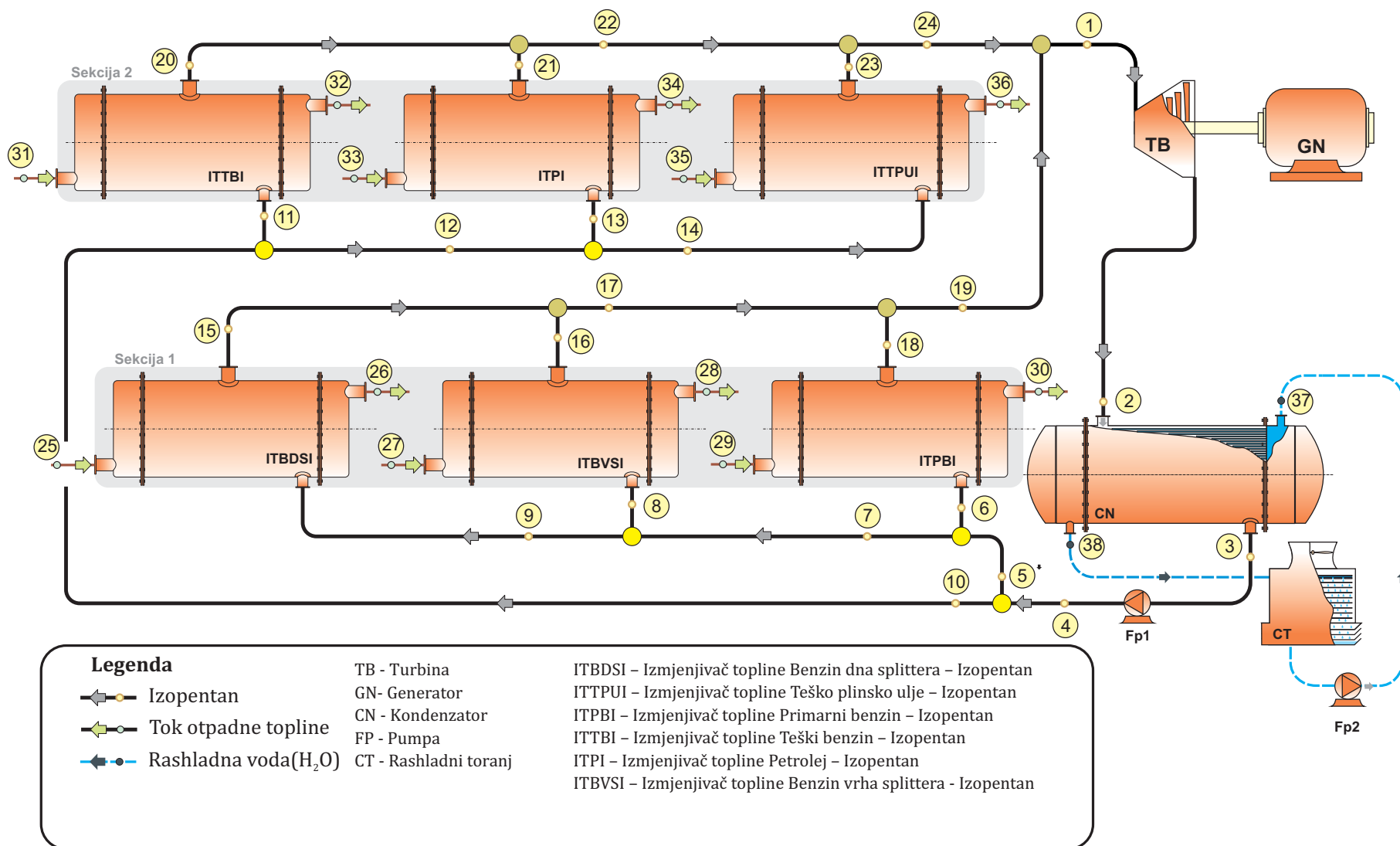
izmjenjivače toplinske energije i kondenzator. Ovo je vrlo važno jer su odabirom izopentana snižavaju investicijski troškovi budući je snaga pumpe za radni medij kod upotrebe izopentana gotovo sedam puta manja nego kod R245. U pogledu zaštite okoliša, izopentan je isto tako jedno od najboljih rješenja jer ima potencijal zagrijavanja okoliša $GWP_{IP} = 3$, u odnosu na 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.

Tablica 8.1 Optimalni radni parametri za tipične organske medije

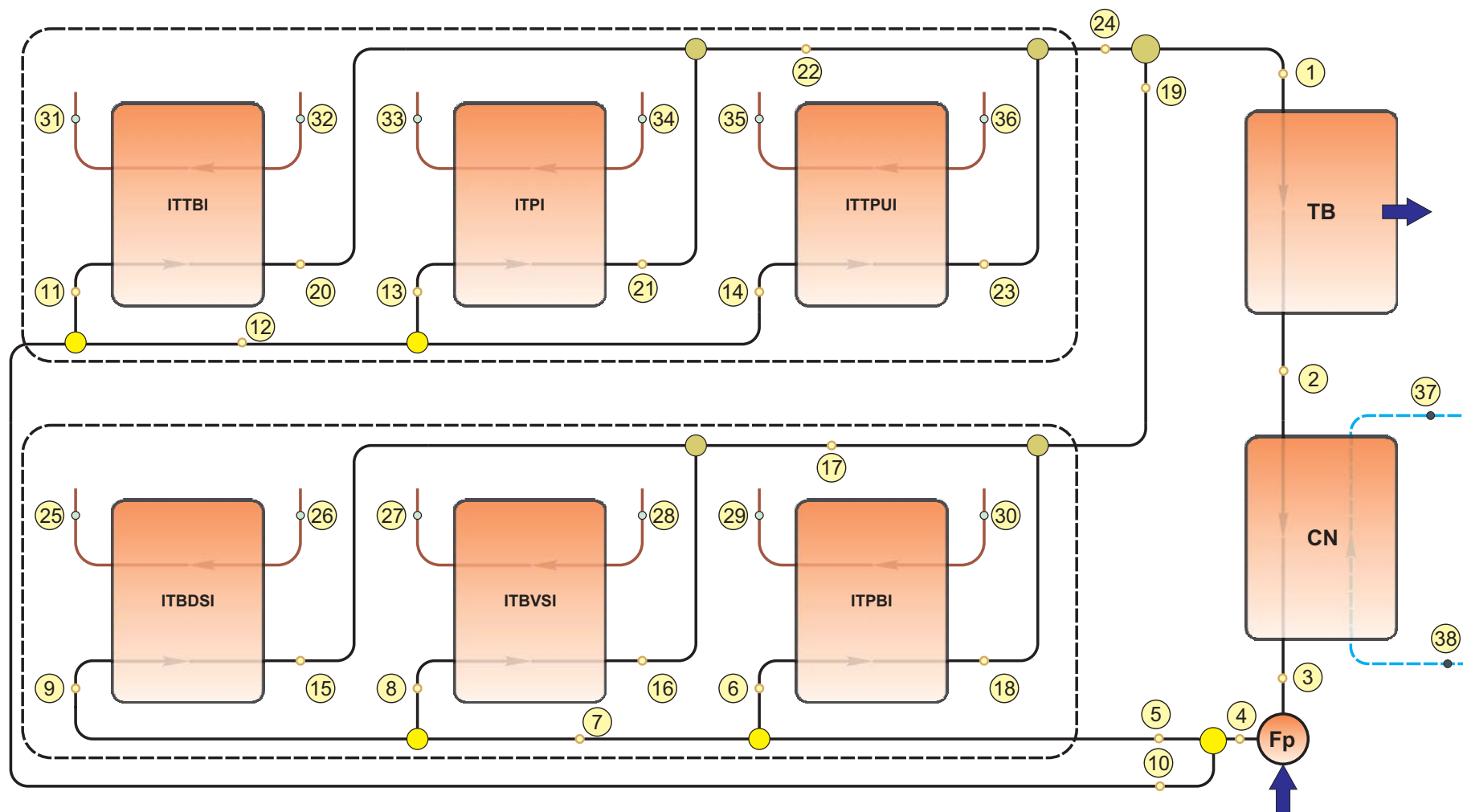
	Preuzeta toplina [kW]	Radni tlak [bar]	Temperatura isparavanja [°C]	Proizvodnja el. energije [kW]	Snaga pumpe radnog medija [kW]	Iskoristiva snaga el. energije [kW]
Butan	18416	15.99	102	1675	146	1529
Heksan	17341	2.49	101	1525	19	1505
Izobutan	19174	21.11	103	1745	229	1516
Izopentan	18031	7.30	101	1581	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

8.3.3. Prijedlog rješenja sustava ORC

Na temelju predloženog općeg rješenja, rezultata analize u AEA i rezultata optimizacije parametara radnog medija u ORC-u u prethodnom poglavlju, predloženo je rješenje sustava izmjenjivača i ugradnja ORC-a za iskorištavanje otpadne toplinske energije procesnih tokova, a koje zadovoljava sve postavljene procesne uvjete (Slika 8.24). Slika 8.25 prikazuje pojednostavljenu shemu sustava.

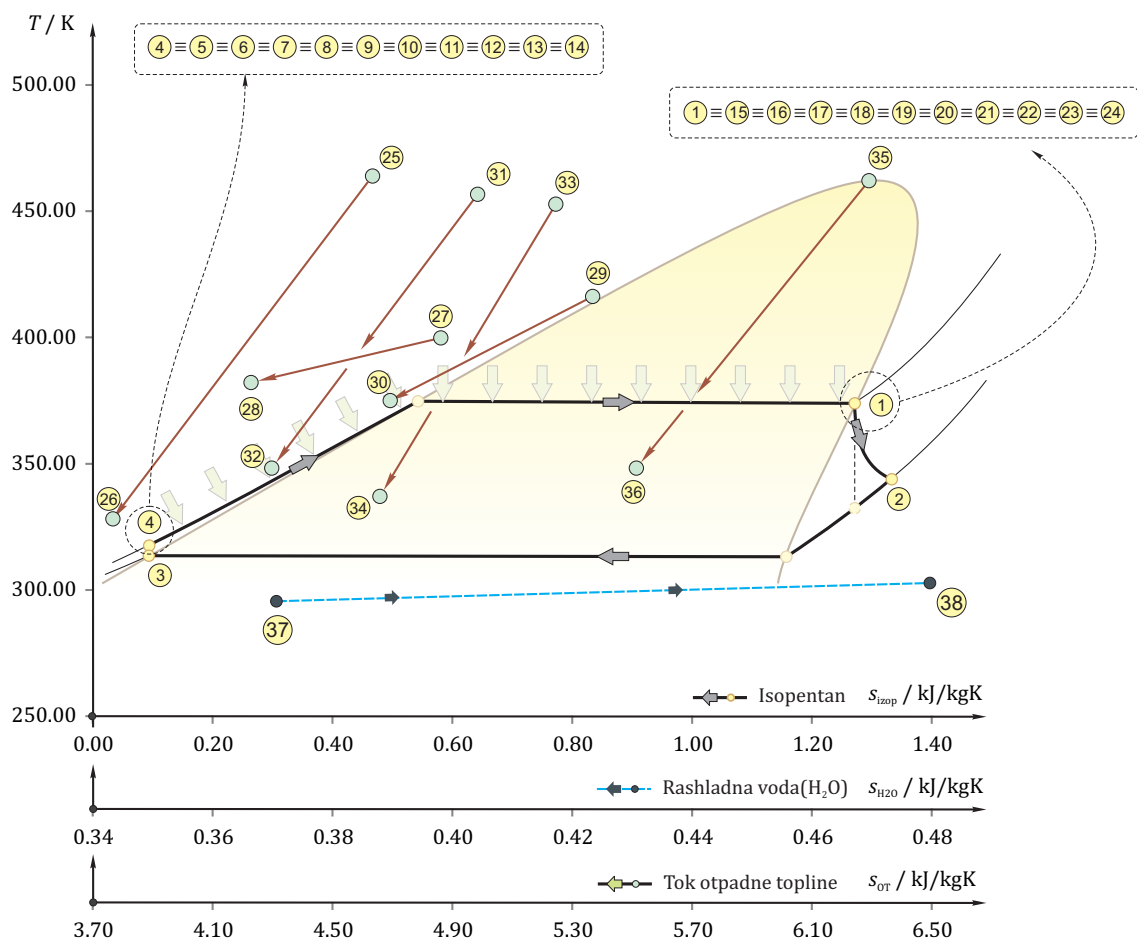


Slika 8.24 Mreža izmjenjivača



Slika 8.25 Pojednostavljena shema predloženog sustava

Slika 8.26 prikazuje dijagram promjene stanja radnog medija u ORC-u, procesnih tokova od kojih se preuzima raspoloživa energija i rashladne vode u kondenzatoru, a u tablici 8.2 su specificirani tokovi i njihovi parametri u označenim točkama procesa.



Slika 8.26 T-S krivulja za predloženi sustav

U predloženom sustavu s novom mrežom izmjenjivača i izopentanom kao radnim medijem u ORC-u, energetske potrebe su značajno smanjene, te je umjesto 38,7 MW potrebno dovoditi 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 dodatnu uštedu od 40%. Pored toga, nova mreža izmjenjivača osigurava dodatni benefit u financijskom smislu, odnosno po pitanju učinkovitosti sustava. Naime, u postojećem sustavu se u izmjenjivačima topline E-6107, E-6116 i E-6120 kao rashladni medij 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 tokovima u predloženom sustavu za iskorištavanje otpadne toplinske energije

Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	$\dot{m}$	h	T	p	s
1	Izopentan	Ulaz u TB	41,97	457,19	374,15	0,74	1,27
2	Izopentan	Ulaz u CN (izlaz iz TB)	41,97	419,41	344,28	0,15	1,33
3	Izopentan	Ulaz u FPP (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 ITBVS i ITBDSI	21,95	29,80	313,60	0,74	0,09
8	Izopentan	Ulaz u ITBVS	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 ITBVS	10,23	457,19	374,15	0,74	1,27
17	Izopentan	Izlaz iz ITBDSI i ITBVS	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 ITBVS	15,17	584,41	400,55	0,52	4,87
28	Benzin vrha splittera	Izlaz iz ITBVS	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]

Tablica 8.3 Parametri izmjenjivača toplinske energije I parametri tokova u izmjenjivačima toplinske energije ORC

Izmjenjivač topline	U /W/m²K	Tok	Tip	Radni fluid	$\dot{m}$	T	h	h_0	s	s_0	e_{ph}	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
KN		2	topli	Izopentan	41,97	344,28	419,41	-6,45	1,33	-0,02	22,90	961,15
		3	topli	Izopentan		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	voda		313,15	167,88	104,92	0,57	0,37	3,33	1090,18

Tablica 8.4 Parametri rada turbine u ORC-u ($P_M = 1581$ kW)

Tok	Radni fluid	$\dot{m}$	T / K	P / Mpa	$H / \text{kJ/kg}$	$h_0 / \text{kJ/kg}$	s / kJ/kgK	$s_0 / \text{kJ/kgK}$	$e_{ph} / \text{kJ/kg}$	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 toplinske energije 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 medijem, ali dio se i dalje mora odvoditi iz kondenzatora u sustavu ORC. Cirkulacija procesnih tokova osigurana je postojećim pumpama za transport produkata atmosferske destilacije. Budući se parametri u procesu prerade ne mijenjaju, a potrebna površina pri izmjeni topline između produkata atmosferske destilacije s radnim medijem u ORC-u je manja nego pri izmjeni topline sa zrakom, prihvaćena je pretpostavka da se pad tlaka u novim izmjenjivačima topline neće povećati, te nije potrebno mijenjati postojeće pumpe procesnih tokova. Nadalje, za dobavu vode za hlađenje procesnih tokova u postojećem sustavu potrebno je oko 130 kW el. en., 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 potrošnje električne energije za 140 kW u odnosu na postojaće stanje. Ukupni benefit 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 parametri rada izmjenjivača toplinske energije i turbine u ORC-u, a u tablicama 8.5 i 8.6 elementi eksergijske analize sustava.

Tablica 8.5 Elementi eksergijske analize izmjenjivača toplinske energije u ORC-u

Izmjenjivač topline	Eksergija goriva	Eksergija produkta	Destrukcija eksergije	Eksergetska efikasnost
ITPBI	1.271	886	385	0,70
ITBVSİ	1.174	773	401	0,66
ITBDSİ	1.294	886	409	0,68
ITTBI	247	156	91	0,63
ITPI	412	269	143	0,65
ITTPUI	286	202	84	0,71
KN	898	798	101	0,89

Tablica 8.6 Elementi eksergijske analize turbine u ORC-u

Radni stroj	Eksergija goriva	Eksergija produkta	Destrukcija eksergije	Eksergetska efikasnost
TB	2.336	1.581	755	0,68

8.4. Solarna energija

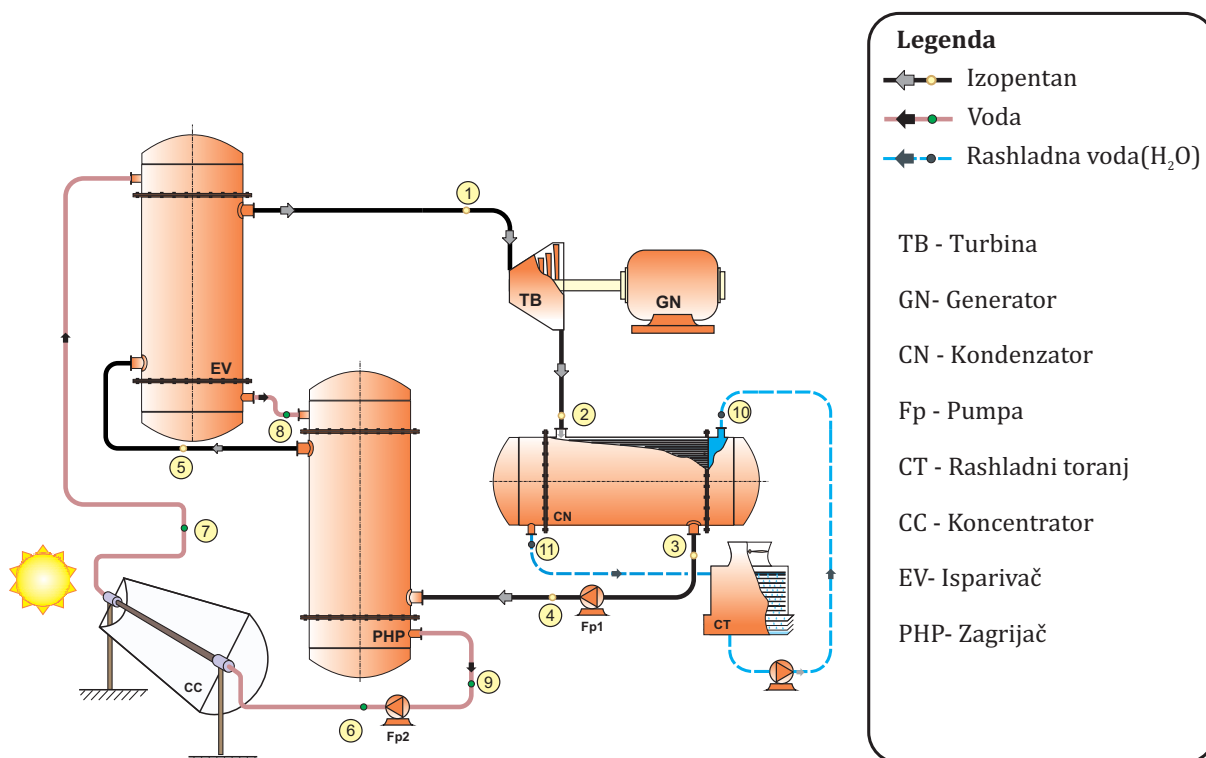
Europski plan aktivnosti do 2050. g. u području energetike i zaštite okoliša, usmjeren je na smanjenje emisija stakleničkih plinova za 80% do 2050. g. u odnosu na 1990. Kao jedna od mogućnosti za postizanje tog cilja je iskorištavanje tehnologija za konverziju energije iz izvora koji ne emitiraju stakleničke plinove, kao što su obnovljivi izvori energije. 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 efikasno transformirati tako dobivenu toplinsku energiju u električnu ili mehaničku energiju. Stoga su istraživanja s ciljem efikasnog iskorištavanja solarne energije vrlo značajna.

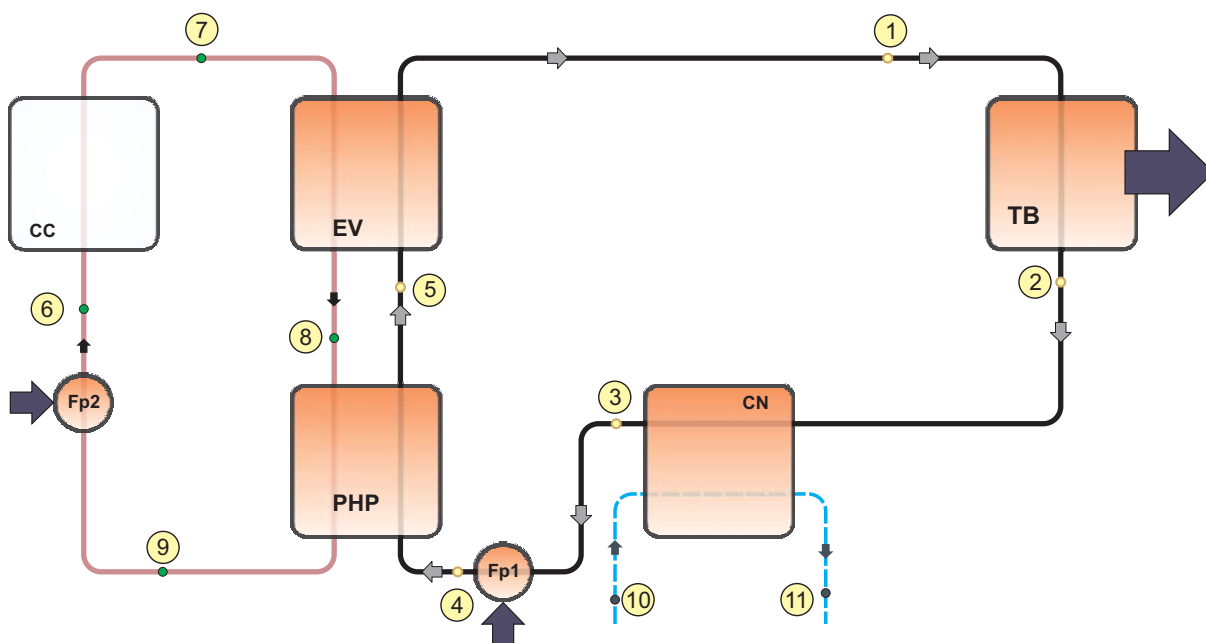
8.4.1. Prijedlog rješenja sustava za iskorištavanje solarne energije

Upotreba ORC-a pri iskorištavanju obnovljivih izvora energije, u posljednja je dva desetljeća bila najčešće vezana za geotermalne izvore energije i biomasu [176], [204], [205], [206], 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 nosioca toplinske energije, iskoristiti za zagrijavanje i isparavanje radnog medija u ORC-u, nakon čega radni medij 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 koncentrator zračenja ukupne površine 10.000 m², izmjenjivač toplinske energije u kojem se radni medij ORC-a zagrijava do temperature vrenja, isparivač u kojem isparava

do stanja suho zasićene pare (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 koncentratorima se voda zagrijava na optimalnu temperaturu koja se mijenja ovisno o trenutnoj snazi sunčevog zračenja i

okolišnoj temperaturi, a s ciljem postizanja maksimalnog iskorištavanja raspoložive energije. Voda zatim prolazi kroz isparivač u kojem radni medij ORC-a isparava, a zatim kroz zagrijač u kojem se radni medij zagrijava na odgovarajuću temperaturu vrenja iz fizikalnog stanja na kojem se nalazi iza pumpe radnog medija. Nakon pijenosa 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 transformirana u električnu energiju u ORC-u. Budući 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 kružnog ciklusa, niti provoditi novi postupak izbora radnog fluida, jer su oni već određeni. Svi izračuni se rade na bazi prerade u procesu proizvodnje od 300 dana/god i 24 sata/dan, a s druge strane podaci pokazuju da je raspoloživost solarne energija 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 medij ORC-a korištenjem solarne energije iznosi 101 °C i jednaka je temperaturi na koju se zagrijava iskorištavanjem otpadne toplinske energije u procesu prerade. Radni medij, nakon što je preuzeo toplinsku energiju od vode zagrijane u kolektoru sunčevog zračenja, odvodi se u turbinu u ORC-u. 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:

$$W_{TB} + Q_{CC} + Q_{CT} + W_{Fp,1} + W_{Fp,2} + W_{Fp,3} = 0 \quad (8.8)$$

$$W_{TB} = m_{RM} (h''_{RM} - h_{RM,2}) \quad (8.9)$$

$$Q_{CC} = \eta_{CC} I = m_v c_v (T_{v,2} - T_{v,1}) \quad (8.10)$$

Pri izračunu 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 medija iz zagrijača (ulazu u isparivač). Budući se radni medij u ORC-u ne pregrijava, nema mogućnosti za postizanje temperature koja bi odgovarala drugoj „Pinch točki“. Izračun učinkovitosti kolektora je proveden u skladu s Europskim standardom EN 12975, pri čemu je učinkovitost ovisna o intenzitetu sunčevog zračenja, srednjoj temperaturi kolektora i temperaturi okoliša. Koeficijente krivulje učinkovitosti daje proizvođač (tablica 8.7).

$$\eta_{CC} = c_0 + \frac{c_1}{I} (T_s - T_0) + \frac{c_2}{I} (T_s - T_0)^2 \quad (8.11)$$

Tablica 8.7 Koeficijenti učinkovitosti solarnih kolektora za kolektor s evakuiranim cijevima I parabolični kolektor. Vrijednosti su preuzete izravno iz specifikacija proizvođača.

Tip	Model	Koeficijent 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

$$T_s = \frac{T_{v,1} + T_{v,2}}{2} \quad (8.12)$$

$$T_{v,1} = T_{v,2} (1 - X) + 393X \quad (8.13)$$

$$X = \frac{h''_{RM} - h_{RM,1}}{h''_{RM} - h'_{RM}} \quad (8.14)$$

Toplinska snaga izmijenjena u rashladnom tornju:

$$E_{CT} = m_{RV} c_v (T_{RV,2} - T_{RV,1}) = E_{CN} = m_{RM} (h_{RM,2} - h_{RM,3}) \quad (8.15)$$

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:

$$W_{\text{Fp},2} = \frac{\Delta p_v V_v}{\eta_{\text{pv}}} \quad (8.18)$$

$$\Delta p_v = \left(\sum \xi_v + \lambda \frac{l_v}{d_v} \right) \frac{m_v^2}{2 \rho_v A_v^2} \quad (8.19)$$

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 pronađe točka u kojoj je iskoristivi rad maksimalan.

$$\frac{d}{dT_{v,2}} (W_{\text{TB}} + W_{\text{Fp},1} + W_{\text{Fp},2} + W_{\text{Fp},3}) = 0 \quad (8.22)$$

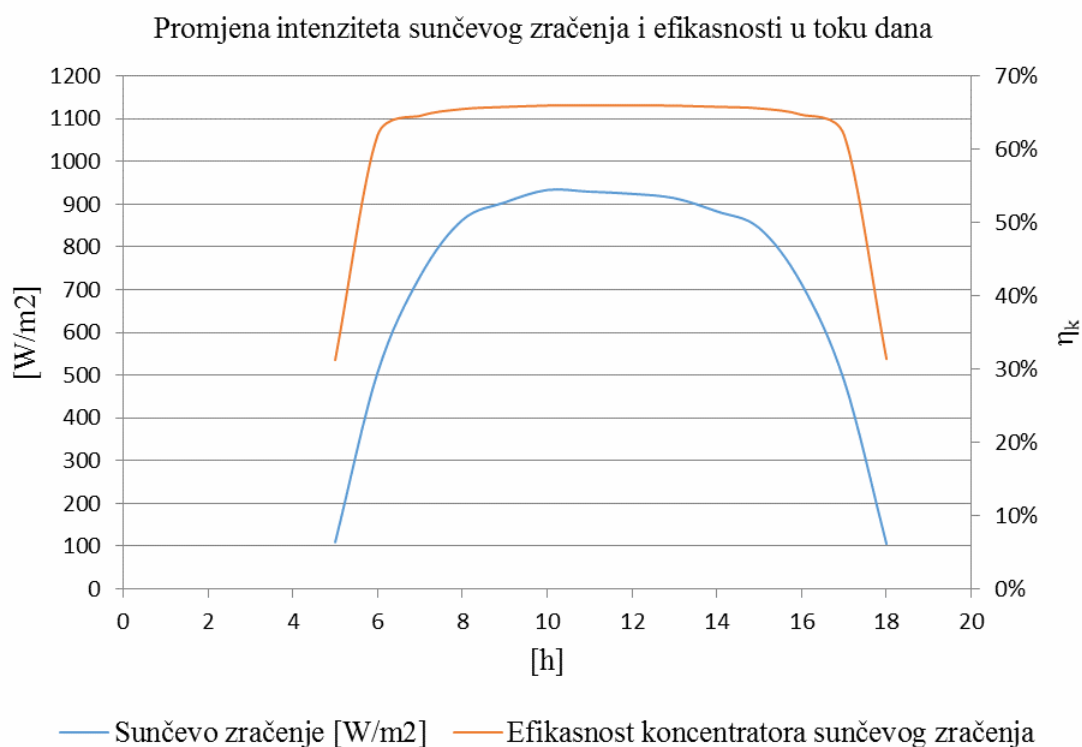
Korišteni način određivanja učinkovitosti koncentratora sunčevog zračenja, upotrebom podataka koje daje proizvođač i u skladu sa navedenim standardom, omogućuje da se provede izračun raspoložive energije uz poznavanje osnovnih varijabli, intenziteta sunčevog zračenja, površine koncentratora i temperature okoliša. Pri izračunu 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

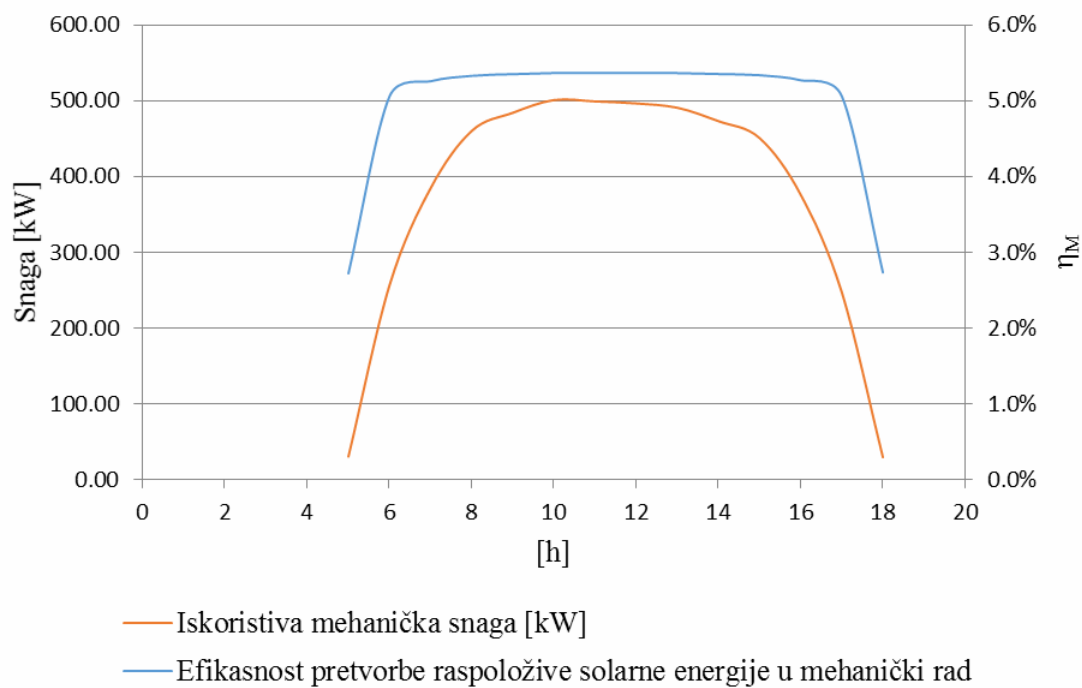
Rezultati se u skladu s ulaznim podacima izračunavaju na satnoj bazi, na temelju čega se zatim dolazi do rezultata na godišnjoj razini. Pri izračunima je korišten programski paket Microsoft Excel. Maksimalna temperatura vode postignuta u modelu je oko 150 °C, što odgovara radnim tlakovima iznad 6 bara zbog sprječavanja vrenja.

Slika 8.29 prikazuje varijacije učinkovitosti koncentratora i intenziteta sunčevog zračenja u toku jednog dana. Promjene iskoristive mehaničke snage i učinkovitosti pretvorbe raspoložive solarne energije u mehaničku snagu u toku dana su prikazuje

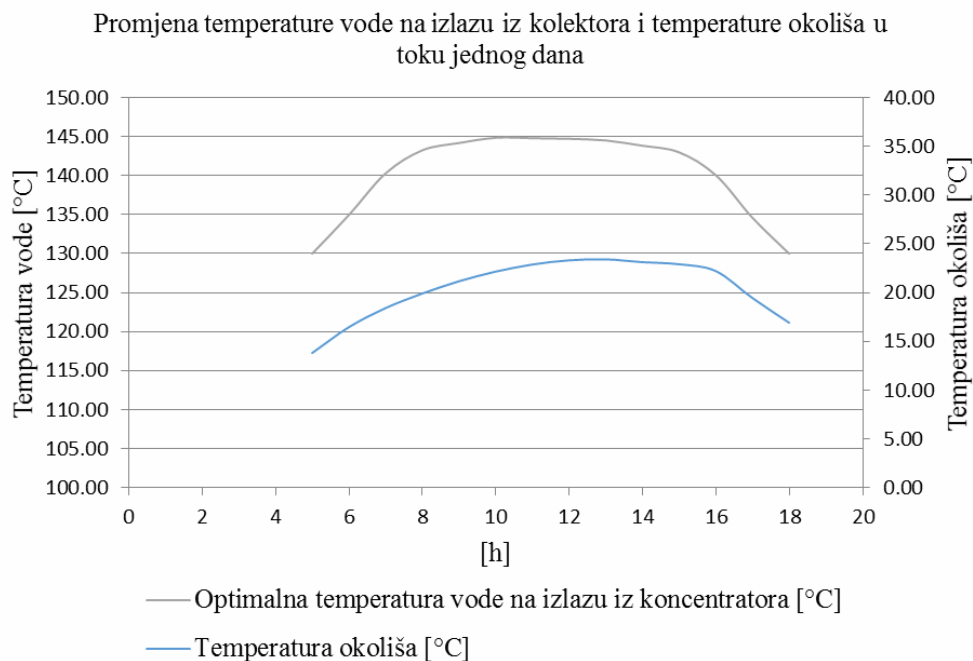
Slika 8.30. Promjena temperature okoliša i optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora prikazuje Slika 8.31.



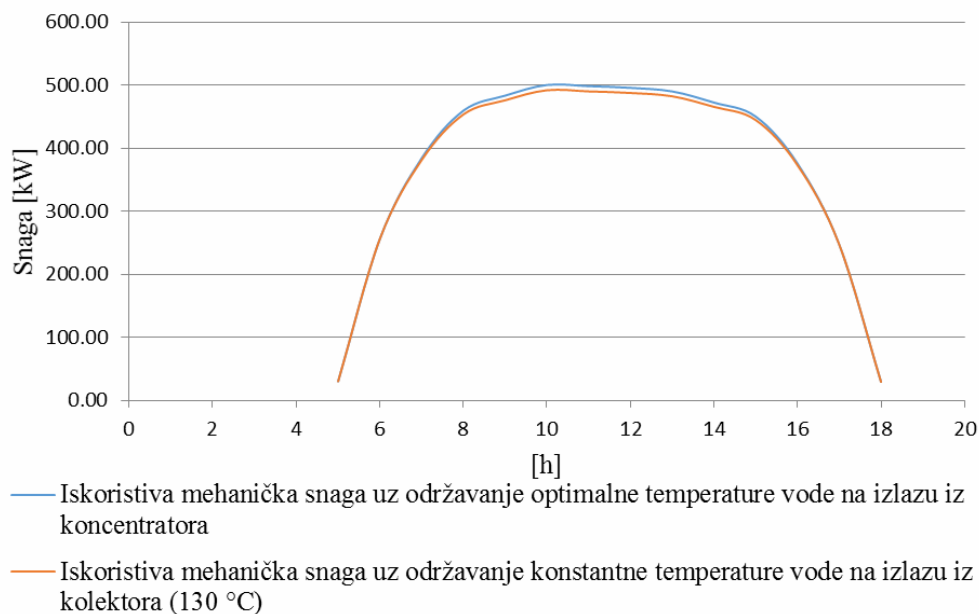
Slika 8.29 Promjena raspoložive solarne energije i učinkovitosti koncentratora u toku jednog dana



Slika 8.30 Promjena iskoristive mehaničke snage i učinkovitosti pretvorbe solarne energije u mehaničku snagu u toku jednog dana



Slika 8.31 Promjena temperature okoliša i optimalne temperature vode na izlazu iz koncentratora solarne energije u tijeku 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.

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.

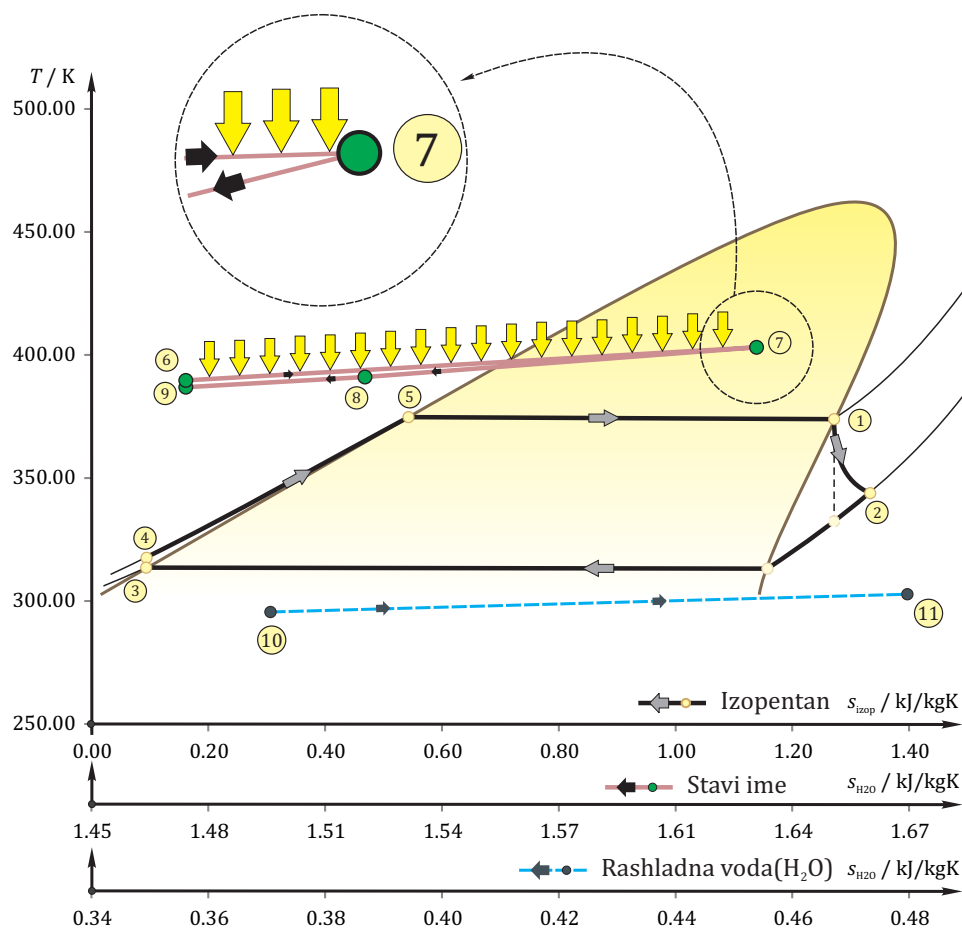
Pri nižim vrijednostima intenziteta sunčevog zračenja nema vidljive razlike između sustava s optimalnom regulacijom temperature i onoga koji drži konstantnu temperaturu vode na izlazu, jer izračun pokazuje da tek pri zračenju od 350 W/m^2 optimalna temperatura prelazi minimalno zadanu vrijednost $130 \text{ }^\circ\text{C}$. Vrijednost od $130 \text{ }^\circ\text{C}$ je zadana zbog osiguravanja temperaturne razlike u Pinch točki. Pri najvećem analiziranom intenzitetu zračenja od 1011 W/m^2 , uz optimalnu temperaturu na koju se voda zagrijava u koncentratoru, proizvodnja mehaničkog rada 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 baziranu 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 el. energije godišnje što sačinjava 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
Max toplinska snaga kolektora (MW)	6,63
Prosječna toplinska snaga (MW)	3,23
Ukupno godišnja proizvodnja toplinske energije (MWh)	7488
Max mehanička snaga turbine (kW)	540,82
Snaga pumpe	27,04
Maksimalna korisna 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 korisna mehanička snaga (MWh)	580,14

Tablica 8.9 sadrži parametre tokova u karakterističnim točkama sustava u skladu sa slikama 8.27 i 8.28, dok Slika 8.33 prikazuje promjene stanja svih tokova u sustavu: radnog medija 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 tokova u sustavu za iskorištavanje solarne energije

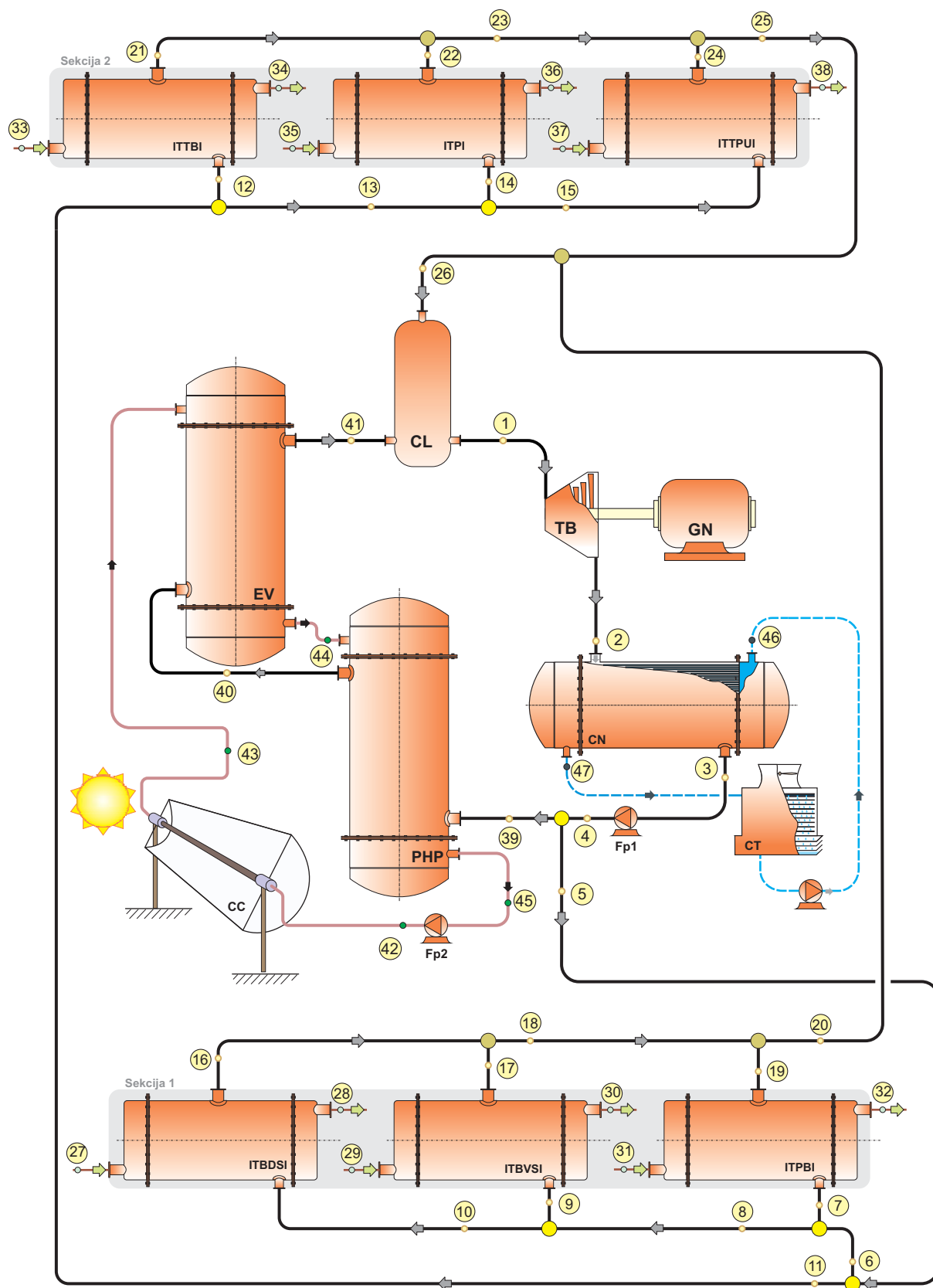
Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	$\dot{m}$ / kg/s	h / kJ/kg	T / K	p / MPa	s / kJ/kgK
1	Izopentan	Ulaz u TB		457,19	374,15	0,74	1,27
2	Izopentan	Ulaz u CN (izlaz iz TB)		419,41	344,28	0,15	1,33
3	Izopentan	Ulaz u FP1 (izlaz iz CN)		28,30	313,15	0,15	0,09
4	Izopentan	Izlaz iz Fp1		29,80	313,60	0,74	0,09
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

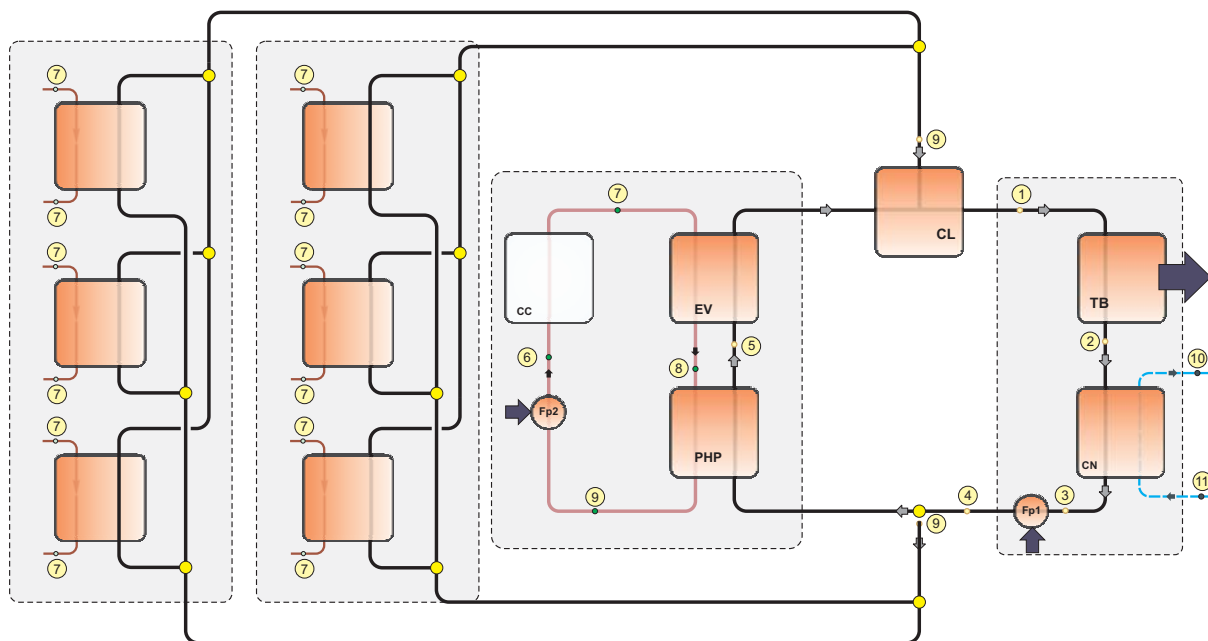
Kombinacija postrojenja za iskorištavanje solarne energije s konvencionalnim postrojenjima u kojima se koriste fosilna goriva (elektrane), pokazala se vrlo uspješnom kao način za efikasnu transformaciju energije sunca u električnu energiju. U takvim postrojenjima se toplinska energija dobivena na kolektorima (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 transformacija 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 dnevni period, osnovno obilježje svih sustava koji se koriste za njeno iskorištavanje jest 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 reflektira 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 medija što smanjuje troškove i u tom slučaju sustav za iskorištavanje solarne energije samo povećava raspoloživu energiju u postojećem postrojenju baziranom na ORC-u.

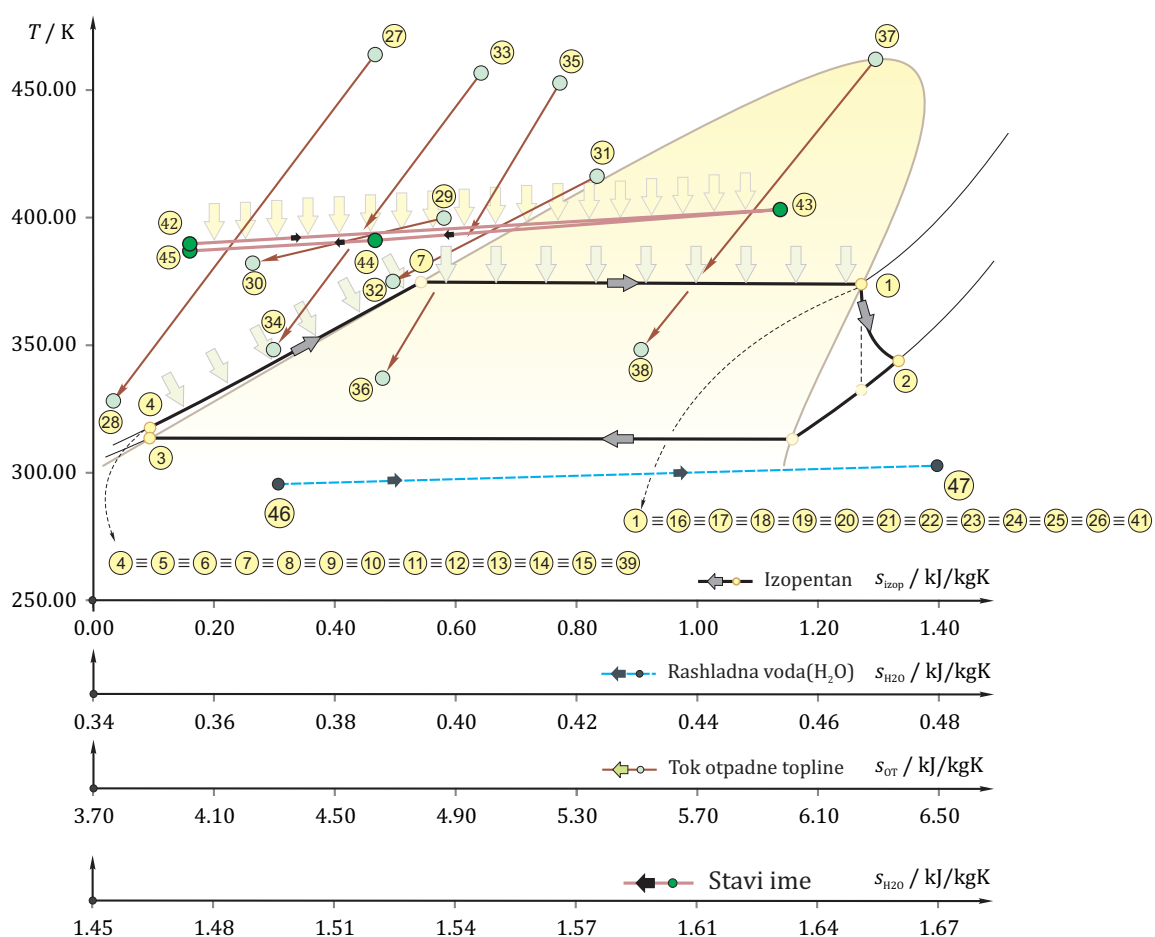
Slika 8.34 prikazuje shemu predloženog sustava za iskorištavanje otpadne toplinske energije iz procesa prerade i solarne energije (OT+SE), a Slika 8.35 pojednostavljenu shemu sustava. Promjene stanja tokova u takvom sustavu prikazuje Slika 8.36, a radne parametre u karakterističnim točkama prikazuje Tablica 8.10.



Slika 8.34 Shematski prikaz ORC sustava proširenog solarnim kolektorima.



Slika 8.35 Mreža izmjenjivača u predloženom rješenju.



Slika 8.36 T-S krivulja predloženog rješenja

Tablica 8.10 Parametri tokova u karakterističnim točkama kombiniranog sustava OT+SE

Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	$\dot{m}$ / kg/s	h / kJ/kg	T / K	p / MPa	s / kJ/kgK
1	Izopentan	Ulaz u TB		457,19	374,15	0,74	1,27
2	Izopentan	Ulaz u CN (izlaz iz TB)		419,41	344,28	0,15	1,33
3	Izopentan	Ulaz u FPP (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 ITBVS i ITBDSI	21,95	29,80	313,60	0,74	0,09
9	Izopentan	Ulaz u ITBVS	10,23	29,80	313,60	0,74	0,09
10	Izopentan	Ulaz u ITBDS	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 ITBDS	11,72	457,19	374,15	0,74	1,27
17	Izopentan	Izlaz iz ITBVS	10,23	457,19	374,15	0,74	1,27
18	Izopentan	Izlaz iz ITBDS i ITBVS	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
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 ITBDS	15,86	453,23	470,35	0,52	4,62
28	Benzin dna splittera	Izlaz iz ITBDS	15,86	121,18	333,15	0,52	3,78
29	Benzin vrha splittera	Ulaz u ITBVS	15,17	584,41	400,55	0,52	4,87
30	Benzin vrha splittera	Izlaz iz ITBVS	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

nastavak Tablice 8.10

Stanje	Radni fluid	Dodatni opis	$\dot{m}$ / kg/s	h / kJ/kg	T / K	p / MPa	s / kJ/kgK
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. Budući da se i utjecaj na okoliš može kvantificirati preko troškova uzrokovanih emisijama CO₂ (kupnja emisijskih kvota), odnosno pretvoriti u ekonomski parametar, navedeni prijedlog je dovoljno analizirati s ekonomskog stanovišta. Najjednostavniji pokazatelj opravdanosti investicije jest vrijeme povrata investicije, koje u izračun uključuje kapitalne troškove i uspoređuje ih s planiranim financijskim uštedama. Pri izračunu 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, a 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 izračun 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 teoretskog stanovišta, dakle 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 teoretskih ciljeva. Prethodna analiza je pokazala da je za postojeće procesne parametre, teoretski 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 koja zadovoljava

postavljeni teoretski cilj, proveden je postupak integracije ORC-a s ciljem iskorištavanja dijela raspoložive otpadne topline (poglavlje 8.1), umjesto odvođenja toplinske energije korištenjem rashladne vode. Uspješno su integrirana tri stupnja ORC-a. Pri procjeni iznosa kapitalne investicije za instalaciju ORC-a korišteni su podaci dostupni u relevantnoj literaturi [207], 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 predviđeni raspon snaga ORC-a prihvaćena je cijena od 2000 USD/kW.

Pri izračunu vremena povrata investicije korištena je sljedeća formula:

$$VPI = \frac{KT_{PR}}{OT_T - OT_{PR} + PE + USE} \quad (8.25)$$

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 samo izgradnju nove mreže izmjenjivača, a koja bi rezultirala s maksimalnom energetsom efikasnošću, zahtijeva kapitalne troškove od 43 milijuna kuna. Nakon implementacije takvog rješenja, operativni troškovi bi bili 29,5 milijuna kuna godišnje, što bi doneslo smanjenje emisija CO₂ uz rezultirajući financijski efekt od 3,6 milijuna kuna godišnje. Ovi rezultati pokazuju da je povrat takve investicije 1,5 godina (18 mjeseci). Period povrata investicije je vrlo prihvatljiv 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. U odnosu na prethodno rješenje, smanjenje emisija stakleničkih plinova se povećava zbog dodatne proizvodnje električne energije i smanjenja potreba za rashladnim medijima što donosi ukupno 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

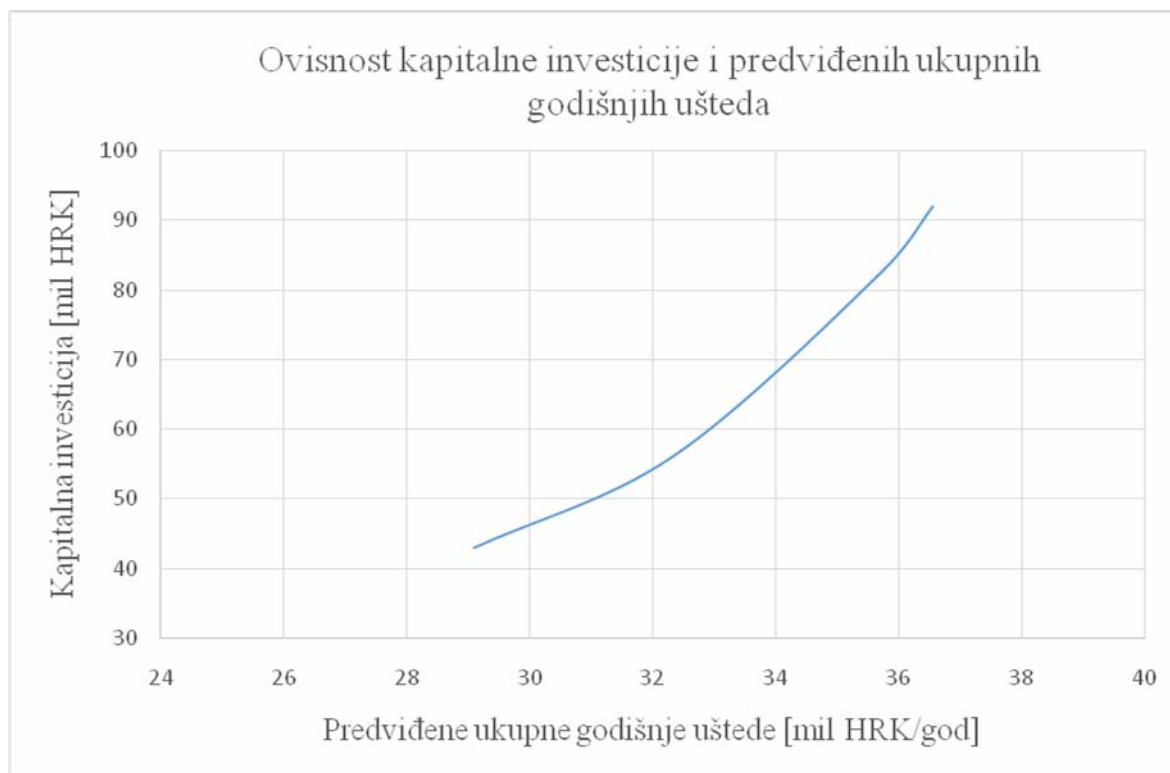
zanemarivo malo u odnosu na rješenje s integracijom jednog stupnja ORC-a, na 28,8 milijuna kuna. To je rezultat činjenice da se ukupno potrebna količina energije iz vanjskih izvora ne mijenja i promjena operativnih troškova je rezultat smanjenja potreba za rashladnim medijima uslijed pretvorbe dijela otpadne toplinske energije u mehanički rad. Udio mehaničkog rada u energiji koju je potrebno odvesti rashladnim medijima je oko 10%. Povećana proizvodnja električne energije u odnosu na prethodno opisano rješenje i rezultirajuće smanjenje emisija stakleničkih plinova donose 9,47 milijuna kuna. Vrijeme povrata investicije se osjetno 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

		Kapitalni troškovi (mil kn)	Operativni troškovi (mil kn/god)	Smanjenje troškova el. energije i emisija CO ₂ (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
Teoretsko 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 ovisnost potrebnih kapitalnih investicija o predviđenim ukupnim financijskim uštedama za prethodno razmatrane četiri teoretske opcije. Na slici se jasno vidi da vrijednost investicije puno brže raste u odnosu na uštede što rezultira odgovarajućim povećanjem vremena povrata investicije.



Slika 8.37 Ovisnost kapitalnih investicija i predviđenih godišnjih ušteda za teoretski razmatrane opcije

Provođenjem integracije procesa i uzimanjem u obzir svih procesnih ograničenja, dobije se rješenje s nižom energetsom efikasnošću u odnosu na prethodno opisana četiri teoretska rješenja. Ukoliko se razmotri opcija ugradnje izmjenjivača toplinske energije s ciljem boljeg iskorištavanja raspoložive energije, uz poštivanje svih procesnih ograničenja, potrebna je kapitalna investicija od 25,2 milijuna kuna. Nakon rekonstrukcije mreže izmjenjivača, 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, a koje bi doneslo dodatnih 2,55 milijuna kuna godišnje. Ovom rješenju odgovara vrijeme povrata investicije od 1,2 godine.

Ukoliko se izvede identična mreža procesnih izmjenjivača koja je predviđena u prethodnom rješenju, ali se sustav izmjenjivača u kojima se procesni tokovi hlade,

izmijeni s ciljem da se dio energije koja se odvodi rashladnim medijima, 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 u ORC-u, izmjenjivač topline i isparivač u kojima se radni medij u ORC-u zagrijava do temperature zasićenja i isparava, te cjevovode i pumpe. Operativni troškovi obuhvaćaju samo pripadajući dio troškova u sustavu hlađenja radnog medija u ORC-u. Uštede se baziraju na cijeni električne energije, smanjenju emisija CO₂ i iskorištavanju dijela otpadne toplinske energije za zagrijavanje potrošne tople vode. Izračuni se baziraju na ugradnji 10.000 m² koncentratora po cijeni 1000 kn/m² (Tablica 8.12), uz maksimalnu proizvodnju električne energije od 500,59 kW. Izračun 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 medija u kondenzator nakon ekspanzije u turbini.
- Proizvodnja električne energije uz djelomično iskorištavanje osjetne topline radnog medija nakon izlaska iz turbine s ciljem predgrijavanja radnog medija
- Proizvodnja električne energije uz iskorištavanje toplinske energije radnog medija nakon izlaza iz turbine u svrhu predgrijavanja radnog medija, 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 slučaju se maksimalno dozračena energija u periodu

od jednog dana u godini, podijeli na 24 sata. Dobivena vrijednost koristi se za izračun maksimalne snage turbine. Na taj način se 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 kojoj smanjenje investicije u 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 medija koji se zagrijava u koncentratorima, dalje povećavala, vrijeme povrata investicije se smanjuje.

Tablica 8.12 Cijene solarnih sustava.

Stavka	Cijena
Parabolični kolektor ^a	1000 kn/m ²
Kolektor sa evakuiranim cijevima	600 kn/m ²

^a 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 investiranjem u opisani sustav za iskorištavanje solarne energije. Rezultati su usporedivi s rezultatima istraživanja sličnih postrojenja ostalih autora [120], 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 dobiveni period povrata investicije od 33 do 42 godine, ovisno o odabranoj opciji, koji se odnose na postrojenje i lokaciju analizirane u ovom radu

9. Zaključak

U radu je prikazana metodologija projektiranja procesa za povrat otpadne toplinske energije i primjenu obnovljivih izvora energije na postrojenju za atmosfersku destilaciju u Rafineriji nafte Sisak, INA – Industrija nafte d.d. Zagreb. Postavljena je metodologija za procjenu energetske, ekološke i ekonomske (EEE) karakteristika rafinerijskog postrojenja (RP), primjenjiva i na druge vrste kemijskih postrojenja, kao i kod projektiranja novih procesnih postrojenja. Kao osnova postavljene 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 dvije metode integracije toplinskih procesa temeljene na tzv. „pinch“ i eksergijskoj analizi.

Analizom dobivenih rezultata dobivene su ključne spoznaje o mogućnostima rekonstrukcije energetske sustava u rafinerijskom postrojenju, a koje su iskorištene za postizanje poboljšanja njegovih EEE karakteristika (to jest, unaprjeđenja indikatora održive proizvodnje) primjenom odgovarajućih tehnoloških rješenja. Konkretno, kreirana je nova mreža izmjenjivača uz uvažavanje procesnih ograničenja, te je pokazano da je moguće kreirati novi sustav s boljim iskorištavanjem otpadne topline bez utjecaja na normalno odvijanje procesa prerade. Pritom su uštede nešto manje od teoretskih 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, provedena je analiza mogućnosti toplinske integracije sustava zasnovanih na organskom Rankine-ovom ciklusu (ORC) u proces prerade nafte. U ovom slučaju postoji određeni utjecaj nadogradnje sustava na sam proces prerade, uz nezanemarivo povećanje kompleksnosti sustava izmjenjivača. S druge strane, ovakvim procesom integracije postignuto je značajno poboljšanje indikatora održive proizvodnje. Iako ova

opcija nije prihvatljiva za konačnu implementaciju, budući da više nije zadovoljen uvjet da rješenje ne smije imati utjecaj na proces prerade, dobiveni su izrazito ohrabrujući rezultati. Naime, nakon provedene ekonomske analize, pokazuje se da je vrijeme povrata ovakve investicije svega 1,7 – 2,5 godina.

S ciljem iskorištavanja otpadne topline preostale nakon kreiranja mreže izmjenjivača koja zadovoljava sve procesne uvjete (odnosno, nema utjecaja na proces prerade), predloženo je alternativno rješenje koje uključuje instalaciju ORC sustava. Rezultati analize su pokazali da se s takvim rješenjem 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 nema utjecaja na normalno odvijanje procesa prerade nafte.

Konačno, predloženo je i rješenje za iskorištavanje solarne energije, a koje je naknadno implementirano u postojeći sustav na način da ne utječe 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, ovisno o odabranom rješenju.

Shodno gore navedenom, potvrđeno je da se integracijom otpadne toplinske energije i obnovljivih izvora energije u proizvodnom procesu u referentnom postrojenju, te korištenjem pinch metode i eksergijske analize, mogu poboljšati njegovi pokazatelji održivog razvoja postrojenja, odnosno energetske, ekološke i ekonomske performanse. Priказana metodologija je također primjenjiva za projektiranje novih visokoučinkovitih kemijskih i ostalih procesnih 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, te analiza rada rafinerije nafte u cjelini i iznalaženje rješenja za poboljšanje njenih ukupnih EEE karakteristika. Konačni cilj bi bio kreirati metodologiju koja bi bila iskoristiva u svim postrojenjima procesne industrije uz prihvatljive ekonomske benefite.

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 energetskog 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.
- [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.
- [11] Cameron I, Gani R. Product and Process Modelling: A Case Study Approach. New York: Elsevier Science; 2011.
- [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.
- [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.

- [14] Shenoy UV. Heat Exchanger Network Synthesis: Process optimization by energy and resource Analysis. Huston, United States: Gulf Publishing Company; 1995.
- [15] Smith R. Chemical process design and integration. 1st ed. West Sussex, England: John Wiley & Sons Ltd; 2005.
- [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.
- [17] Klemeš J, editor. Handbook of Process Integration (PI) Minimisation of Energy and Water Use, Waste and Emissions. Cambridge, UK: Woodhead Publishing Limited; 2013.
- [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.
- [20] Kotas TJ. The exergy method of thermal plant analysis. Malabar (FL): Reprint Edition, Krieger; 1995.
- [21] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal Design and Optimization. New York: John Wiley; 1996.
- [22] Energija u Hrvatskoj, Godišnji energetske pregled 2014. Republika Hrvatska – Ministarstvo gospodarstva. 2015. Available from: http://www.mingo.hr/public/energetika/Energija_RH_2014.pdf
- [23] Prilagodba i nadogradnja strategije energetske razvoja Republike Hrvatske (Nacrt zelene knjige). Ministarstvo gospodarstva, rada i poduzetništva. 2008. Available from: <http://www.mingo.hr/userdocsimages/Zelena%20knjiga%20Energetika.pdf>
- [24] National inventory report 2014. EKONERG. 2014. Available from: <http://www.azo.hr/lgs.axd?t=16&id=5180>
- [25] 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>
- [26] 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>
- [27] Profil energetske učinkovitosti: Hrvatska. ODYSSEE-MURE. 2015. Available from: <http://www.odyssee-mure.eu/publications/profiles/hrvatska-efficiency-trends.pdf>
- [28] Stupin K. Stanje i perspektive energetske zakonodavstva Republike Hrvatske. Zbornik radova Pravnog fakulteta u Splitu. 2015;52:623-39

- [29] 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>
- [30] 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-uniqueidmRRWSbk196E4DjKFq6pChJc5hcOhHolCkFX3fYtGpNiEBXh0K0voNg/>
- [31] 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.
- [32] 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
- [33] BENDIG M. Integration of Organic Rankine Cycles for Waste Heat Recovery in Industrial Processes [dissertation]. Lausanne (SUI): École Polytechnique Fédérale de Lausanne; 2015.
- [34] 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.
- [35] 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
- [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] 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
- [39] 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.

- [40] 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>
- [41] Pehnt M, Boedekery J, Arens M, Jochem E, Idrissora F. Die Nutzung industrieller Abwärmetechnisch-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.
- [42] 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.
- [43] 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.
- [44] 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
- [45] Bendig M, Maréchal F, Favrat D. Defining “Waste Heat” for industrial processes. *Applied Thermal Engineering*. 2013;61:134-142.
- [46] Oluleye G, Jobson M, Smith R, Perry JS. Evaluating the potential of process sites for waste heat recovery. *Applied Energy*. 2016;161:627-646.
- [47] 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.
- [48] 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.
- [49] Kurle D, Schulze C, Herrmann C, Thiede S. Unlocking waste heat potentials in manufacturing. *Procedia CIRP*. 2016;48:289–294
- [50] 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.
- [51] Huang F, Zheng J, Baleynaud JM, Lu J. Heat recovery potentials and technologies in industrial zones. *Journal of the Energy Institute*. 2016:1-11.
- [52] 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.

- [53] 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.
- [54] Kosmadakis G, Manolakis 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.
- [55] <http://www.izvorienergije.com/nafta.html>
- [56] Speight JG. The Refinery of the Future. Oxford: Elsevier; 2010
- [57] Redžepagić D. Energetika i naftna industrija. 2013. Available from: <http://www.eizg.hr/Download.ashx?FileID=ff5a56e8-4242-40a1-8fa0-ecdbd11c1ed1>
- [58] <http://www.enciklopedija.hr/natuknica.aspx?id=27254>
- [59] <http://www.ina.hr/o-kompaniji/temeljne-djelatnosti/rafinerije-i-marketing/29>
- [60] <http://www.enciklopedija.hr/natuknica.aspx?id=42761>
- [61] Tehnološki procesi organske industrije VI.: Nafta i proizvodi prerade nafte. Kemijsko – Tehnološki fakultet Sveučilišta u Splitu
- [62] Purdy GA. Petroleum: Prehistoric to Petrochemicals. Toronto: Copp Clark Publishing; 1957.
- [63] 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>
- [64] Vitorović D. Hemijska tehnologija. Beograd: Naučna knjiga; 1987.
- [65] Gruse WA, Stevens DR. The Chemical Technology of Petroleum. New York: McGraw-Hill; 1960.
- [66] Sertić-Bionda M. PROCESI PRERADE NAFTE. Zagreb: Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije.
- [67] Rossini FD, Mair BJ, Streif AJ. Hydrocarbons from Petroleum. New York: Reinhold; 1953.
- [68] Goriva i maziva: časopis za tribologiju, tehniku podmazivanja i primjenu tekućih i plinovitih goriva i inženjerstvo izgaranja. 2011;50(4):367-375.
- [69] Speight JG. The Chemistry and Technology of Petroleum, fourth ed. Boca Raton Florida: CRC Press Taylor & Francis Group; 2007.
- [70] Kostić-Pulek A. Hemija i prerada nafte i gasa. Beograd: Rudarsko – geološki fakultet; 2008.
- [71] Bell HS. American Petroleum Refining. New York: D. Van Nostrand Company, Inc.; 1945.
- [72] Bower T. Oil: Money, Politics, and Power in the 21st Century. New York: Grand Central Publishing; 2009.

- [73] Yergin D. *The Prize: The Epic Quest for Oil, Money, and Power*. New York: Simon & Schter; 1991.
- [74] Gary JH, Handwerk GE, Kaiser MJ. *Petroleum Refining: Technology and Economics*, Fifth Edition. Boca Raton Florida: CRC Press Taylor & Francis Group; 2007.
- [75] Chernow R. *Titan – The Life of John D. Rockefeller, Sr.* New York: Random House; 1998.
- [76] Vassiliou MS. *Historical Dictionary of the Petroleum Industry*. Plymouth: SCARECROW PRESS, INC.; 2009
- [77] Cerić E. *Nafta, procesi i proizvodi*. Zagreb: INA Industrija nafte: Kigen; 2006
- [78] 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
- [79] EU refinery energy systems and efficiency. CONCAWE; 2012. Available from: www.concawe.org
- [80] 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_refini ng_workshop_final.pdf
- [81] 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.
- [82] Petrick M, Pellegrino J. *The Potential for Reducing Energy Utilisation in the Refining Industry*. Argonne National Laboratory; 1999.
- [83] *Refinery CO2 Management Strategies: Energy Efficiency Improvements*. Hydrocarbon Publishing Company. 2011. Available from: <http://www.hydrocarbonpublishing.com/ReportP/energy09.php>
- [84] *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>
- [85] Szklo A, Schaeffer R. Fuel Specification, Energy Consumption and CO2 Emission in Oil Refineries. *Energy*. 2007;32(7):1075-92.
- [86] *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>
- [87] <http://escholarship.org/uc/item/15w780mf>
- [88] *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
- [89] 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>
- [90] 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
- [91] 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.
- [92] Habibullah A, Rameshni M, Passmore M. Carbon Footprint Reduction Strategies. Monrovia, California: WorleyParsons; 2009.
- [93] 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>
- [94] 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
- [95] 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.
- [96] Chai KH, Yeo C. Overcoming energy efficiency barriers through systems approach – A conceptual framework. Energy Policy. 2012;46:460-472.
- [97] Sola AVH, Xavier AAP. Organizational human factors as barriers to energy efficiency in electrical motors systems in industry. Energy Policy. 2007;35:5784-94.
- [98] 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
- [99] Global Industrial Energy Efficiency Benchmarking: An Energy Policy Tool (Working Paper). United Nations Industrial Development Organization; 2010.
- [100] 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

[101] Milošević Z, Cowart W. Refinery Energy Efficiency and Environmental Goals. KBC Process Technology; 2002

[102] 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

[103] 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

[104] 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>.

[105] 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.

[106] Rašković P. Energetika u procesnoj industriji. Leskovac, Srbija: Tehnološki Fakultet u Leskovcu; 2013.

[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.

[108] Gundersen T. A Process Integration Primer. Trondheim, Norway: Sintef Energy Research; 2000.

[109] Rašković P. Optimizacija industrijskih energetskeg 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.

[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.

[112] Smith R. Chemical Process Design. New York: McGraw-Hill; 1995.

[113] Towler G, Sinnott R. Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, 2nd edn. Oxford: Elsevier; 2012.

- [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.
- [115] Klemeš JJ, Varbanov PS, Kravanja Z. Recent developments in Process Integration. Chemical Engineering Research and Design. 2013;91:2037–53.
- [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.
- [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.
- [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.
- [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.
- [121] Umeda T. Computer aided process synthesis. Computers and Chemical Engineering. 1983;7(4):279–309.
- [122] Cvetković S. Analiza hemijskih i energetske postrojenja u funkciji unapređenja konceptualne faze projektovanja [doktorski rad]. Leskovac: Tehnološki fakultet; 2014.
- [123] Valero A. Exergy accounting: capabilities and drawbacks. Energy. 2006;31(8):164–80.
- [124] Gong M. Using Exergy and Optimization Models to Improve Industrial Energy Systems Towards Sustainability [dissertation]. Linköping, Sweden: Linköping University; 2004.
- [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 substances 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.

- [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.
- [133] Lazzaretto A, Tsatsaronis G. SPECO: A systematic and general methodology for calculating efficiencies and costs in thermal systems. *Energy*. 2006;31:1257–89.
- [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.
- [135] Petrakopoulou A. Comparative Evaluation of Power Plants with CO₂ Capture: Thermodynamic, Economic and Environmental Performance [dissertation]. Berlin, Germany: Technische Universität Berlin; 2011.
- [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.
- [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.
- [139] Koroneos C, Roubas G, Moussiopoulos N. Exergy analysis of cement production. *International Journal of Exergy*. 2005;2(1):55–68.
- [140] Dincer I, Rosen MA. Thermal energy storage systems and applications. London (UK): Wiley; 2002.
- [141] Rosen MA, Dincer I. Exergy as the confluence of energy, environment and sustainable development. *Exergy*. 2001;1(1):3–13.
- [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.
- [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.
- [147] Rivero R. Application of the Exergy Concept in the Petroleum Refining and Petrochemical Industry. *Energy Conversion and Management*. 2002;43:1199–1220.
- [148] Rivero R, Rendón C, Gallegos S. Exergy and exergoeconomic analysis of a crude oil combined distillation unit. *Energy*. 2004;29:1909–27.
- [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.
- [151] Cornelissen RL. Thermodynamics and Sustainable Development [dissertation]. Twente, The Netherlands: University of Twente; 1997.
- [152] Pinto JM, Joly M, Moro LFL. Planning and scheduling models for refinery operations. *Computers and Chemical Engineering*. 2000;24:2259–76.
- [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.
- [154] Doledersum A. Exergy analysis proves viability of process modifications. *Energy Conversion and Management*. 1998;39(16–18):1781–89.
- [155] Andersen TR, Siragusa G, Andresen B, Salamon P, Jørgensen SB. Energy Efficient Distillation by optimal Distribution of Heating and Cooling Requirements. In: Pierucci S. editor. *Proceedings of ESCAPE2000, series in Computer Aided Chemical Engineering*. Oxford, UK: Elsevier; 2000.
- [156] Al-Muslim H, Dinçer I. Thermodynamic Analysis of Crude Oil Distillation Systems. *International Journal of Energy Research*. 2005;29:637–55.
- [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.

- [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.
- [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.
- [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.
- [162] Yahyaabadi R. Rethink placement of preflash drum in crude preheat train network. *Hydrocarbon Processing*. 2006;85:78-84.
- [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.
- [164] Waheed MA, Oni AO, Adejuyigbe SB, Adewumi BA. Thermoeconomic and environmental assessment of crude oil distillation unit of a Nigeria refinery. *Applied Thermal Engineering*. 2014;66:191-205.
- [165] Oni AO. Thermoeconomic 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.
- [167] Odejebi OJ. Exergy and economic analyses of crude oil distillation unit. *African Journal of Engineering Research*. 2015;3(2):44-55.
- [168] Braimah MN, Anozie AN, Odejebi 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.
- [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.
- [170] Nur Izyan Z, Shuhaimi M. Exergy analysis for fuel reduction strategies in crude distillation unit. *Energy*. 2014;66:891-97.
- [171] Linnhoff B, Dhole VR. Shaftwork targets for low-temperature process design. *Chemical Engineering Science*. 1992;47(8):2081-91.

- [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.
- [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.
- [174] Dinçer I, Rosen MA. *Exergy: Energy, Environment And Sustainable Development*. Amsterdam: Elsevier; 2007.
- [175] De Oliveira S Jr. *Exergy: Production, Cost and Renewability*. London: Springer-Verlag; 2013.
- [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.
- [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.
- [178] Szargut J. *Exergy method - technical and ecological applications*. Southampon, Boston: WIT Press; 2005.
- [179] Tsatsaronis G. Definition and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics. *Energy*. 2007;32(4):249–53.
- [180] Wall G. *Exergy - a useful concept within resource accounting*. Goteborg, Sweden: Institute of Theoretical Physics Goteborg; 1977.
- [181] 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
- [182] Katalog goriva. Zagreb: INA – Industrija nafte, d.d. Zagreb; 2014. Available from: http://www.ina.hr/UserDocsImages/katalog%20goriva%202014_web.pdf
- [183] Hangos K, Cameron I. *Process Modelling and Model Analysis*. London: Academic Press; 2001.
- [184] Aris R. *Mathematical modelling: a chemical engineer's perspective*. London (UK): Academic Press; 1999.
- [185] Gani R, Cameron I, Lucia A, Sin G, Georgiadis M. *Process systems engineering, 2. modeling and simulation*. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry; 2000.

- [186] 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>.
- [187] Banks J, Carson J, Nelson BL, Nicol D. Discrete-Event System Simulation. New York; 2004.
- [188] Thome B, editor. Principles and Practice of Computer-based Systems. Hoboken: Wiley; 1993.
- [189] Babu BV. Process plant simulation. New Delhi, India: Oxford University Press; 2004.
- [190] Westerberg AW, Hutchinson HP, Motard RL, Winter P. Process Flowsheeting. Cambridge: Cambridge University Press; 1979.
- [191] Martín M. Introduction to Software for Chemical Engineers. Boca Ratin: CRC Press; 2015.
- [192] Polt A. Collaborative conceptual engineering at BASF. Orlando: AspenWorld; 2004.
- [193] 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>
- [194] 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.
- [195] Advanced process modelling examples. 2014. Available from: <http://www.psenterprise.com/concepts/examples.html>
- [196] Martín-Rodríguez H, Cano A, Marzopoulos M. Improve engineering via whole-plant design optimization. Hydrocarbon Processing. December 2010:43–49.
- [197] 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.
- [198] Aspen Energy Analyzer v7.3. USA: Aspen Technology, Inc.; 2011.
- [199] Aspen Energy Analyzer User Guide V7.1. USA: Aspen Technology, Inc.; 2009.
- [200] 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.
- [201] 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.
- [202] International Energy Agency. Energy Efficiency Market Report 2014: Market Trends and Medium-Term Prospects. Paris; 2014.

- [203] 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.
- [204] Zvonimir Guzović, Predrag Rašković, Zoran Blatarić. 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.
- [205] 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.
- [206] 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.
- [207] Takamatsu T. The nature and role of process systems engineering. *Computers and Chemical Engineering*. 1983;7:203-18.

Prilozi

Prilog A1.

Process Stream: SNI

Flowrate [kg/h]: 2,300e+001
Total Heat Load [MW]: 11.71

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Effective Cp [kJ/kg-C]	MCp [kJ/C-h]	Heat Load [MW]	HTC [W/m2-C]
20.0	29.7	1.8700	4.301e+005	1.160	106.7
29.7	39.4	1.9100	4.393e+005	1.186	140.3
39.4	49.1	1.9500	4.485e+005	1.210	178.4
49.1	58.9	2.0000	4.600e+005	1.242	220.6
58.9	68.6	2.0300	4.669e+005	1.259	265.0
68.6	78.3	2.0700	4.761e+005	1.285	311.6
78.3	88.0	2.1200	4.876e+005	1.315	360.2
88.0	97.7	2.1500	4.945e+005	1.334	408.0
97.7	110.0	2.1900	5.037e+005	1.720	457.1

Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

Slika A1.1. Temperaturni segmenti toka SNI

Process Stream: SNI

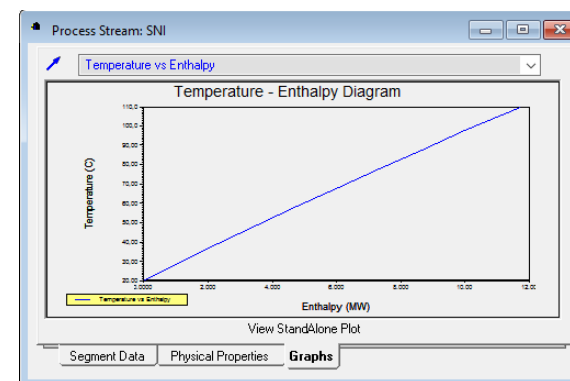
Velocity [m/s]: 1.000
Flow Area Diameter [m]: 2.540e-002

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
20.0	29.7	0.053	0.099	816.76	1.870	106.66	
29.7	39.4	0.029	0.097	809.64	1.910	140.32	☒
39.4	49.1	0.017	0.096	802.48	1.950	178.41	☒
49.1	58.9	0.010	0.095	795.26	2.000	220.64	☒
58.9	68.6	0.007	0.093	787.95	2.030	264.97	☒
68.6	78.3	0.005	0.092	780.55	2.070	311.59	☒
78.3	88.0	0.003	0.091	773.03	2.120	360.19	☒
88.0	97.7	0.003	0.089	765.37	2.150	407.97	☒
97.7	110.0	0.002	0.088	757.55	2.190	457.13	☒

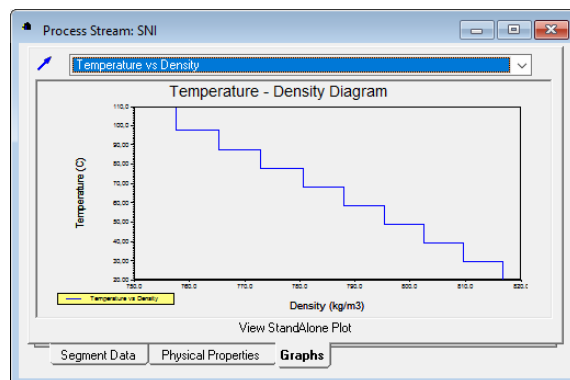
Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

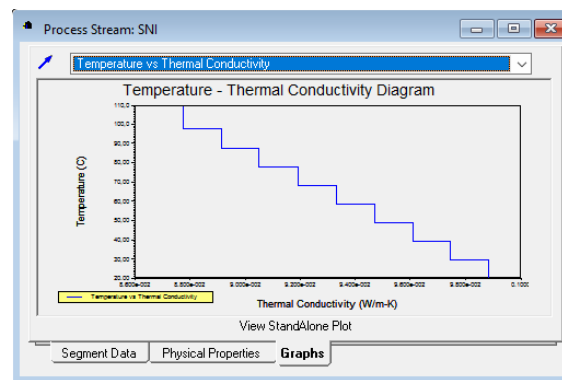
Slika A1.2. Fizikalna svojstva toka SNI



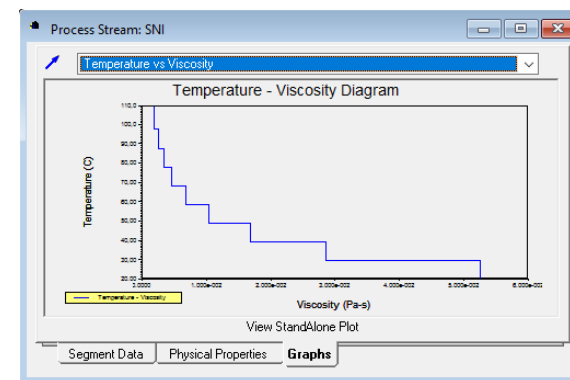
Slika A1.3. Funkcija $h = f(T)$ toka SNI



Slika A1.4. Funkcija $\rho = f(T)$ toka SNI



Slika A1.5. Funkcija $\lambda = f(T)$ toka SNI



Slika A1.6 Funkcija $\nu = f(T)$ toka 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]	Heat Load [MW]	HTC [W/m²-C]
110.0	117.1	2.2300	5.129e+005	1.017
117.1	126.9	2.2700	5.221e+005	1.410
126.9	136.6	2.3100	5.313e+005	1.433
136.6	147.0	2.3600	5.420e+005	1.567
147.0	156.0	2.4000	5.704e+005	1.432
156.0	165.7	2.6000	5.980e+005	1.513
165.7	175.4	2.4000	6.303e+005	1.702
175.4	185.1	2.9000	6.670e+005	1.799
185.1	194.9	3.0900	7.019e+005	1.894
194.9	204.6	3.1900	7.337e+005	1.979
204.6	214.3	3.2000	7.544e+005	2.037
214.3	224.0	3.3400	7.680e+005	2.072
224.0	233.7	3.3700	7.751e+005	2.091
233.7	243.4	3.3800	7.774e+005	2.099
243.4	253.1	3.3800	7.774e+005	2.097
253.1	262.9	3.3700	7.751e+005	2.093
262.9	272.6	3.3600	7.729e+005	2.084
272.6	282.3	3.3500	7.705e+005	2.080
282.3	292.0	3.3400	7.680e+005	2.072
292.0	301.7	3.3400	7.680e+005	2.072
301.7	311.4	3.3300	7.659e+005	2.068
311.4	321.1	3.3200	7.636e+005	2.060
321.1	321.1	3.3200	7.636e+005	3.191e+002
321.1	330.9	3.3200	7.636e+005	2.029
330.9	350.3	3.3300	7.659e+005	4.134
350.3	360.0	3.3300	7.659e+005	2.066

Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

Slika A1.7. Temperaturni segmenti toka SNIV

Process Stream: SNIV

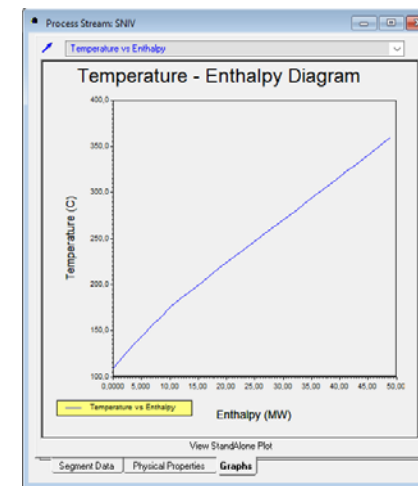
Velocity [m/s]: 1.000
Flow Area Diameter [m]: 2.540e-002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa-s]	Thermal Conductivity [W/m-K]	Density [kg/m³]	ER Cp [kJ/kg-C]	HTC [W/m²-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	551.00	
126.9	136.6	0.001	0.083	729.90	2.310	586.40	
136.6	147.0	0.001	0.082	724.23	2.360	644.26	
147.0	156.0	0.001	0.080	714.66	2.400	693.15	
156.0	165.7	0.001	0.079	708.07	2.600	737.00	
165.7	175.4	0.001	0.077	693.13	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	806.18	
214.3	224.0	0.000	0.062	599.74	3.340	785.97	
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	690.24	
272.6	282.3	0.000	0.054	457.68	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	413.06	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	321.1	0.000	0.052	351.36	3.320	606.66	
321.1	330.9	0.000	0.051	331.69	3.320	602.77	
330.9	350.3	0.000	0.051	312.37	3.330	590.04	
350.3	360.0	0.000	0.050	294.75	3.330	556.35	

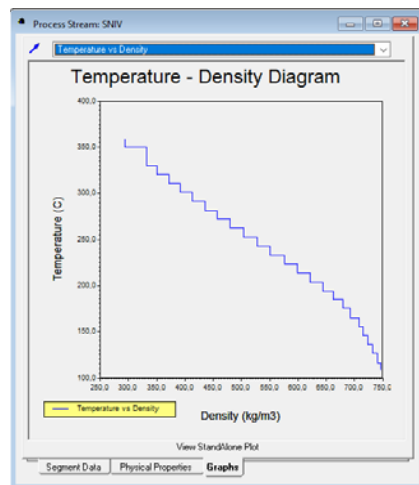
Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

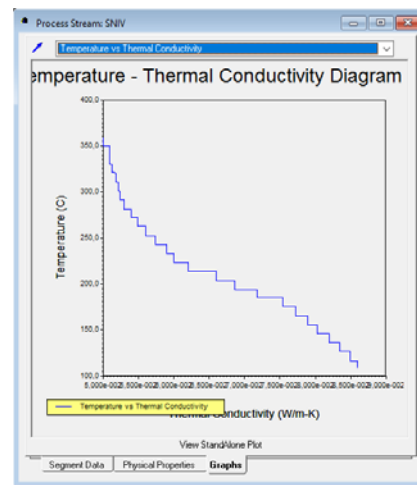
Slika A1.8 Fizikalna svojstva toka SNIV



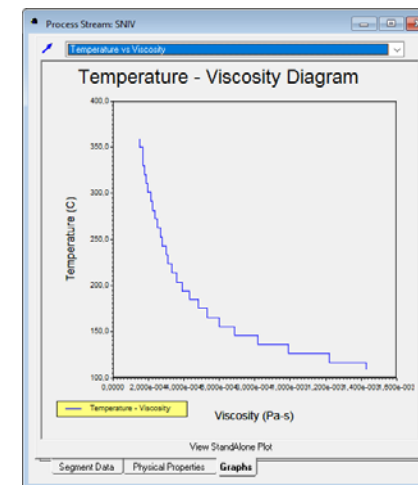
Slika A1.9 Funkcija $h = f(T)$ toka SNIV



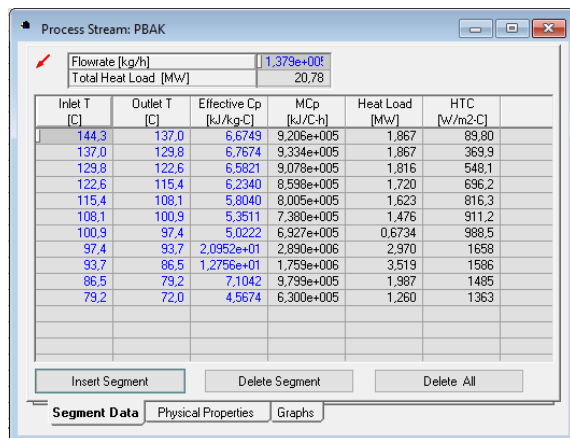
Slika A1.10 Funkcija $\rho = f(T)$ toka SNIV



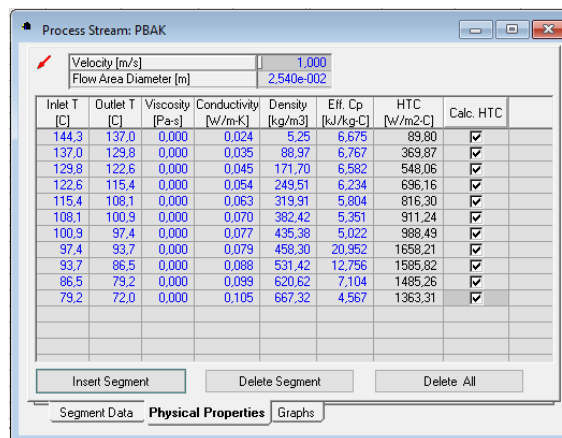
Slika A1.11 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka SNIV



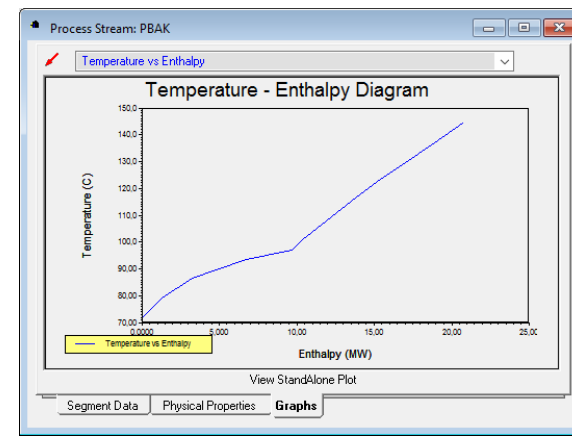
Slika A1.12 Funkcija $\nu = f(T)$ toka SNIV



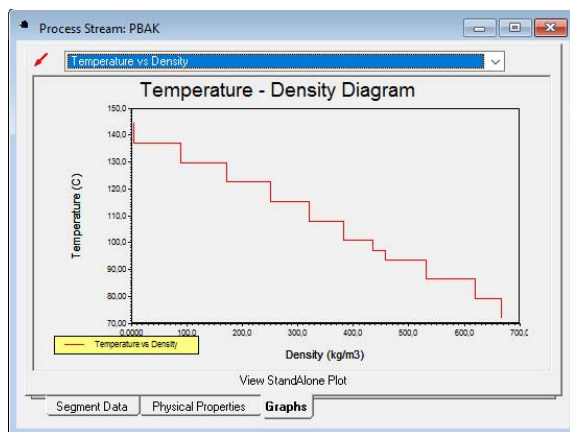
Slika A1.13 Temperaturni segmenti toka PBAK



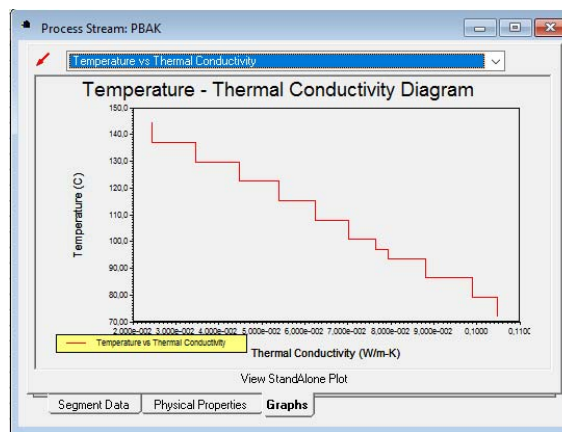
Slika A1.14 Fizikalna svojstva toka PBAK



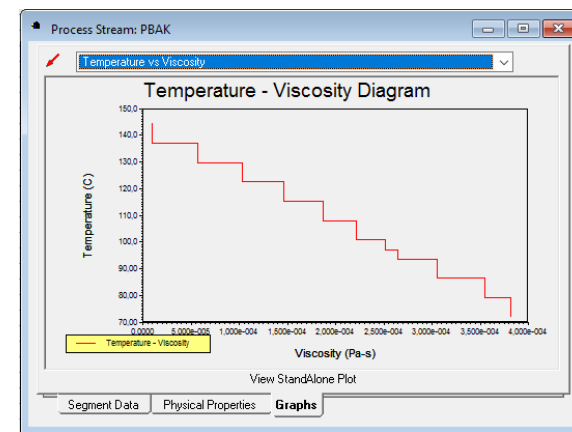
Slika A1.15 Funkcija $h = f(T)$ toka PBAK



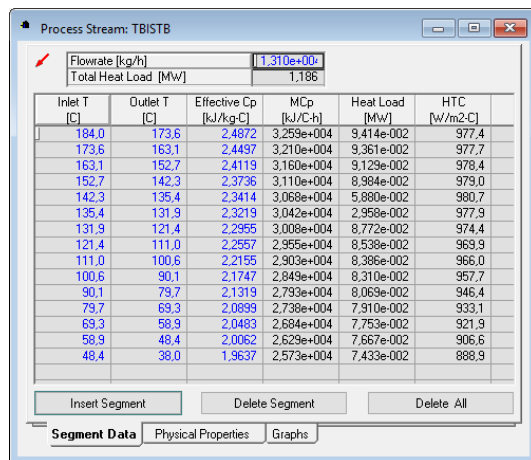
Slika A1.16 Funkcija $\rho = f(T)$ toka PBAK



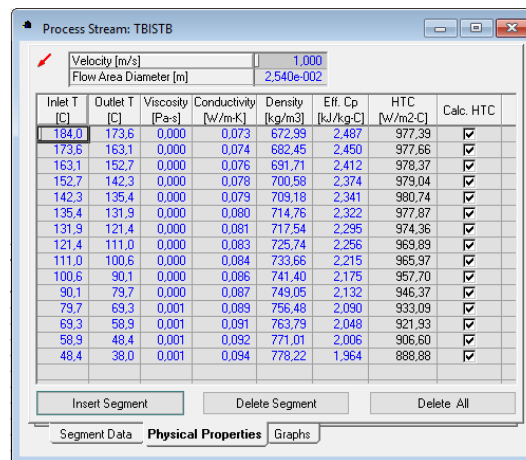
Slika A1.17 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka PBAK



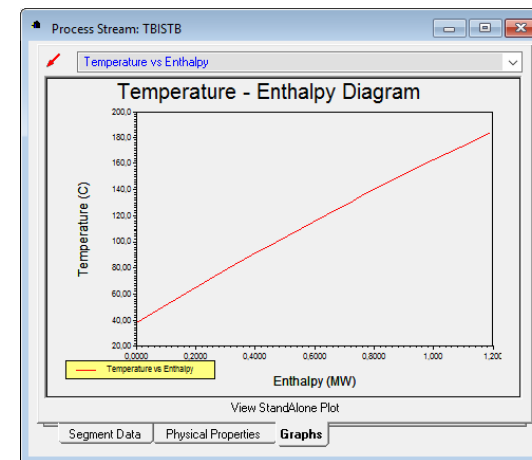
Slika A1.18 Funkcija $\nu = f(T)$ toka PBAK



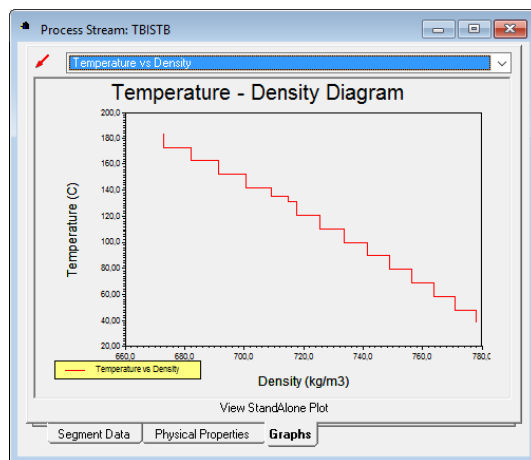
Slika A1.19 Temperaturni segmenti toka TBISTB



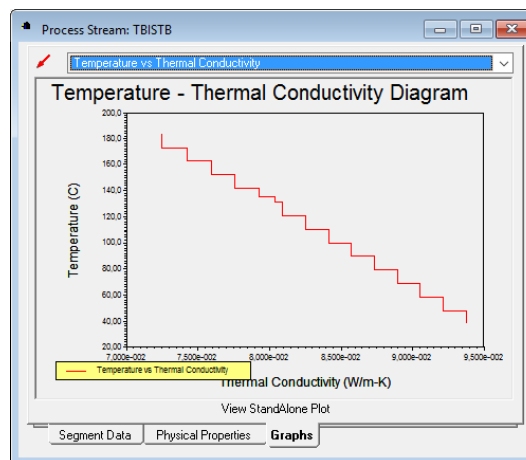
Slika A1.20 Fizikalna svojstva toka TBISTB



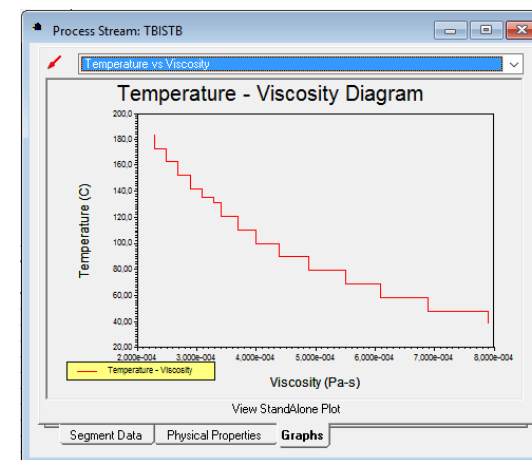
Slika A1.21 Funkcija $h = f(T)$ toka TBISTB



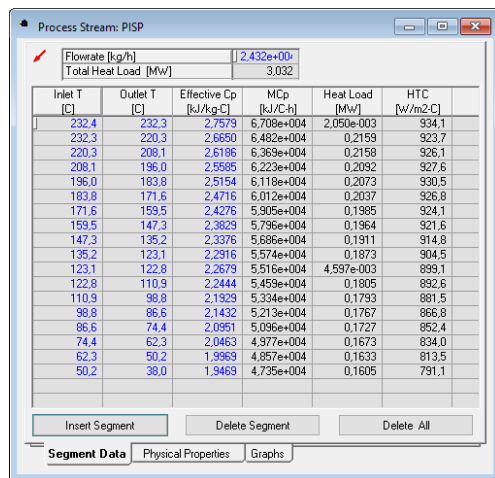
Slika A1.22 Funkcija $\rho = f(T)$ toka TBISTB



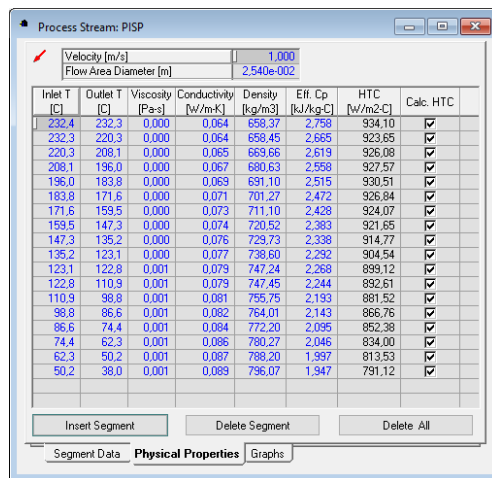
Slika A1.23 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka TBISTB



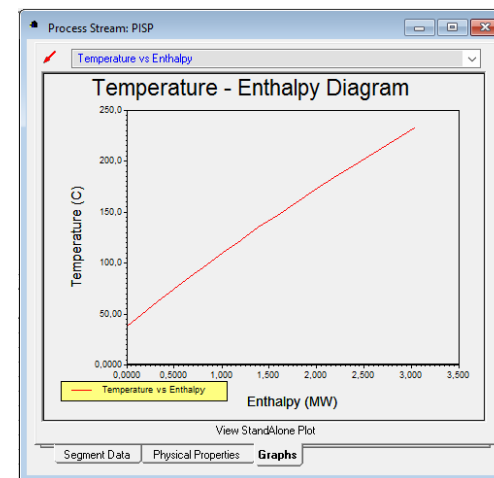
Slika A1.24 Funkcija $\nu = f(T)$ toka TBISTB



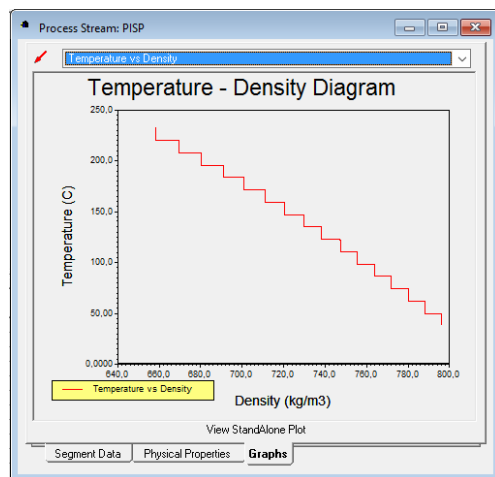
Slika A1.25 Temperaturni segmenti toka PISP



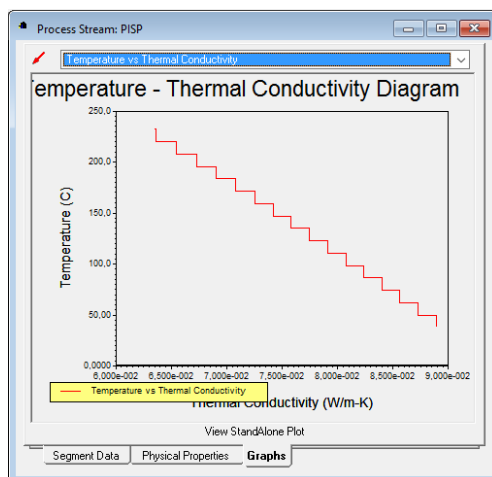
Slika A1.26 Fizikalna svojstva toka PISP



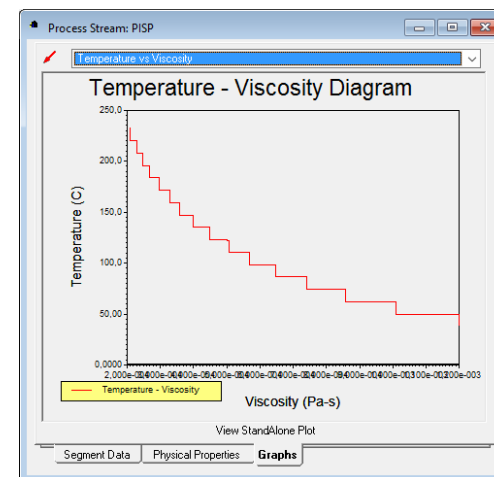
Slika A1.27 Funkcija $h = f(T)$ toka PISP



Slika A1.28 Funkcija $\rho = f(T)$ toka PISP



Slika A1.29 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka PISP



Slika A1.30 Funkcija $\nu = f(T)$ toka PISP

Process Stream: LPUISLPU

Flowrate [kg/h]: 3.436e+00
Total Heat Load [MW]: 5.364

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Effective Cp [kJ/kg.C]	MCp [kJ/C-h]	Heat Load [MW]	HTC [W/m ² .C]
278.6	268.2	2.7941	9.601e+004	0.2774	873.0
268.2	257.9	2.7604	9.485e+004	0.2714	874.6
257.9	247.5	2.7053	9.296e+004	0.2685	873.6
247.5	237.1	2.6709	9.178e+004	0.2651	875.1
237.1	226.7	2.6360	9.058e+004	0.2617	876.5
226.7	216.4	2.6005	8.938e+004	0.2587	872.5
216.4	206.0	2.5645	8.812e+004	0.2545	869.2
206.0	195.6	2.5279	8.686e+004	0.2509	861.8
195.6	185.2	2.4907	8.559e+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	2.3769	8.168e+004	0.2360	833.4
154.1	143.7	2.3377	8.033e+004	0.2321	820.0
143.7	133.4	2.2869	7.898e+004	0.2248	807.4
133.4	123.0	2.2475	7.723e+004	0.2231	793.7
123.0	120.5	2.2228	7.638e+004	5.364e-002	782.3
120.5	112.6	2.2028	7.563e+004	0.1661	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	0.2028	710.9
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

Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

Slika A1.31 Temperaturni segmenti toka LPUISLPU

Process Stream: LPUISLPU

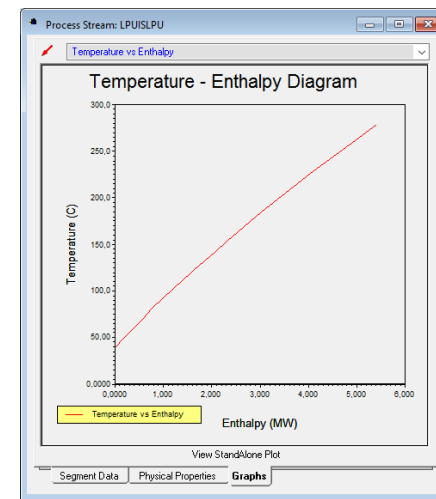
Velocity [m/s]: 1.000
Flow Area Diameter [m]: 2.540e-002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa.s]	Conductivity [W/m.K]	Density [kg/m ³]	Eff. Cp [kJ/kg.C]	HTC [W/m ² .C]	Calc. HTC
278.6	268.2	0.000	0.063	874.11	2.794	873.00	
268.2	257.9	0.000	0.061	883.07	2.760	874.65	
257.9	247.5	0.000	0.062	891.65	2.705	873.60	
247.5	237.1	0.000	0.063	900.06	2.671	875.06	
237.1	226.7	0.000	0.065	908.23	2.636	876.47	
226.7	216.4	0.000	0.066	916.18	2.601	872.50	
216.4	206.0	0.000	0.067	923.84	2.564	869.20	
206.0	195.6	0.000	0.068	931.38	2.528	861.84	
195.6	185.2	0.000	0.069	938.73	2.491	856.01	
185.2	174.9	0.001	0.071	945.92	2.453	850.88	
174.9	164.5	0.001	0.072	952.88	2.415	843.01	
164.5	154.1	0.001	0.073	959.77	2.377	833.45	
154.1	143.7	0.001	0.074	966.53	2.338	819.99	
143.7	133.4	0.001	0.075	973.18	2.287	807.39	
133.4	123.0	0.001	0.076	979.67	2.248	793.74	
123.0	120.5	0.001	0.078	986.13	2.223	782.35	
120.5	112.6	0.001	0.078	987.68	2.203	777.66	
112.6	102.2	0.001	0.079	992.53	2.167	764.87	
102.2	91.9	0.001	0.080	998.86	2.126	747.91	
91.9	81.5	0.002	0.081	1005.10	2.085	729.48	
81.5	71.1	0.002	0.082	1011.36	2.043	710.82	
71.1	60.7	0.002	0.084	1017.61	2.001	690.29	
60.7	50.4	0.002	0.085	1023.85	1.958	668.91	
50.4	40.0	0.003	0.086	1030.05	1.915	646.29	

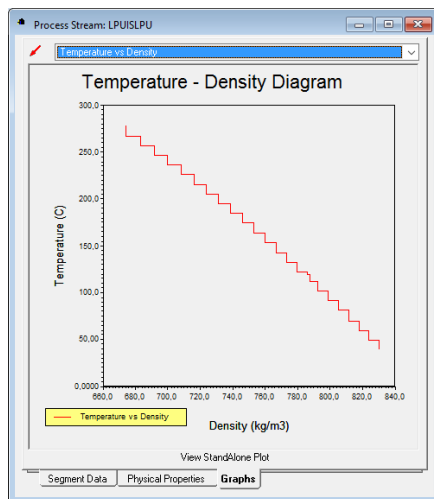
Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

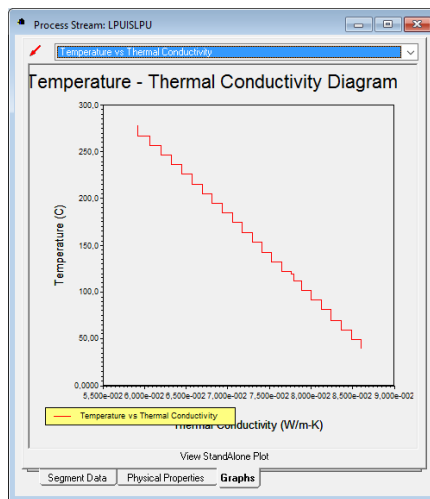
Slika A1.32 Fizikalna svojstva toka LPUISLPU



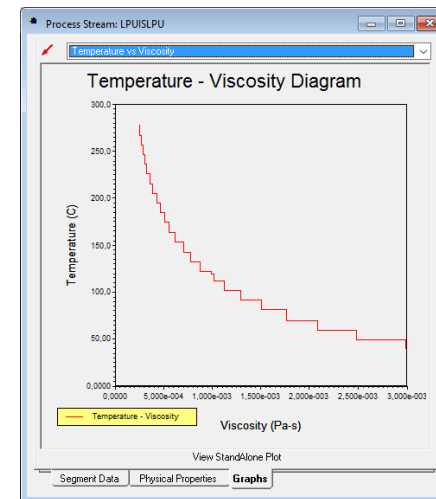
Slika A1.33 Funkcija $h = f(T)$ toka LPUISLPU



Slika A1.34 Funkcija $\rho = f(T)$ toka LPUISLPU



Slika A1.35 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka LPUISLPU



Slika A1.36 Funkcija $\nu = f(T)$ toka 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	Heat Load [MW]	HTC
334.6	334.5	2.9500	5.134e+004	1.425e+003	887.9
334.5	323.7	2.9300	5.095e+004	0.1530	886.0
323.7	312.8	2.9000	5.030e+004	0.1523	880.4
312.8	301.9	2.8400	4.943e+004	0.1497	884.1
301.9	291.0	2.8000	4.873e+004	0.1475	882.4
291.0	280.0	2.7700	4.821e+004	0.1473	881.5
280.0	269.1	2.7300	4.751e+004	0.1439	876.0
269.1	258.2	2.7000	4.699e+004	0.1423	888.6
258.2	247.3	2.6600	4.629e+004	0.1402	881.5
247.3	236.4	2.6300	4.577e+004	0.1386	886.5
236.4	225.5	2.5900	4.508e+004	0.1365	845.7
225.5	214.6	2.5500	4.430e+004	0.1344	834.2
214.6	203.7	2.5200	4.360e+004	0.1328	823.5
203.7	192.8	2.4800	4.316e+004	0.1307	811.6
192.8	181.8	2.4300	4.229e+004	0.1292	795.5
181.8	170.9	2.3800	4.142e+004	0.1254	779.2
170.9	160.0	2.3400	4.073e+004	0.1233	762.8
160.0	149.1	2.3000	4.003e+004	0.1212	746.1
149.1	138.2	2.2600	3.933e+004	0.1191	727.0
138.2	127.3	2.2200	3.864e+004	0.1170	708.0
127.3	116.4	2.1800	3.794e+004	7.799e-002	687.1
116.4	105.5	2.1600	3.759e+004	3.655e-002	673.5
105.5	94.6	2.0900	3.627e+004	0.1101	642.4
94.6	83.6	2.0500	3.558e+004	0.1090	618.0
83.6	72.7	2.0000	3.481e+004	0.1054	593.3
72.7	61.8	1.9000	3.411e+004	0.1033	568.0
61.8	50.9	1.8100	3.324e+004	0.1006	540.5
50.9	40.0	1.8700	3.295e+004	9.894e-002	514.1

Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

Slika A1.37 Temperaturni segmenti toka TPUISTPU

Process Stream: TPUISTPU

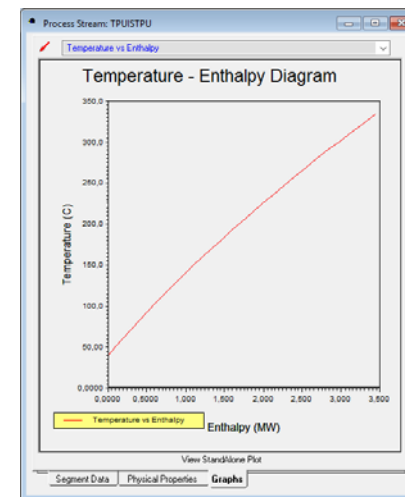
Velocity [m/s]: 1.000
Flow Area (Diameter) [m]: 2.540e+002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa.s]	Conductivity [W/m.K]	Density [kg/m3]	Eff. Cp [kJ/kg.C]	HTC [W/m2.C]	Calc. HTC
334.6	334.5	0.000	0.061	696.66	2.950	887.94	✓
334.5	323.7	0.000	0.061	696.73	2.930	886.97	✓
323.7	312.8	0.000	0.062	706.30	2.890	886.39	✓
312.8	301.9	0.000	0.064	713.70	2.840	884.07	✓
301.9	291.0	0.000	0.065	721.87	2.800	882.38	✓
291.0	280.0	0.000	0.066	729.62	2.770	881.53	✓
280.0	269.1	0.000	0.068	737.62	2.730	876.96	✓
269.1	258.2	0.001	0.069	745.16	2.700	868.60	✓
258.2	247.3	0.001	0.070	752.52	2.660	861.46	✓
247.3	236.4	0.001	0.071	759.72	2.630	856.53	✓
236.4	225.5	0.001	0.073	768.75	2.590	845.75	✓
225.5	214.6	0.001	0.074	773.64	2.550	834.23	✓
214.6	203.7	0.001	0.075	780.39	2.520	823.54	✓
203.7	192.8	0.001	0.076	787.03	2.480	811.63	✓
192.8	181.8	0.001	0.076	793.55	2.430	795.43	✓
181.8	170.9	0.001	0.076	800.04	2.380	779.18	✓
170.9	160.0	0.001	0.080	806.38	2.340	762.77	✓
160.0	149.1	0.002	0.081	812.66	2.300	746.05	✓
149.1	138.2	0.002	0.082	818.87	2.260	727.01	✓
138.2	127.3	0.002	0.083	825.02	2.220	707.97	✓
127.3	116.4	0.003	0.084	831.16	2.180	687.07	✓
116.4	105.5	0.003	0.085	835.31	2.160	673.47	✓
105.5	94.6	0.004	0.087	843.36	2.090	642.26	✓
94.6	83.6	0.005	0.088	849.46	2.050	618.78	✓
83.6	72.7	0.006	0.089	855.62	2.000	593.30	✓
72.7	61.8	0.007	0.090	861.77	1.960	567.96	✓
61.8	50.9	0.009	0.091	867.93	1.910	540.53	✓
50.9	40.0	0.012	0.092	874.15	1.870	514.11	✓

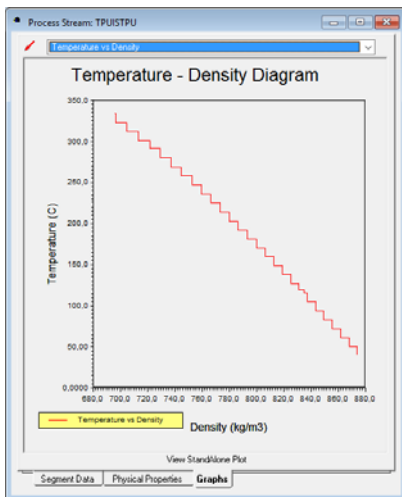
Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

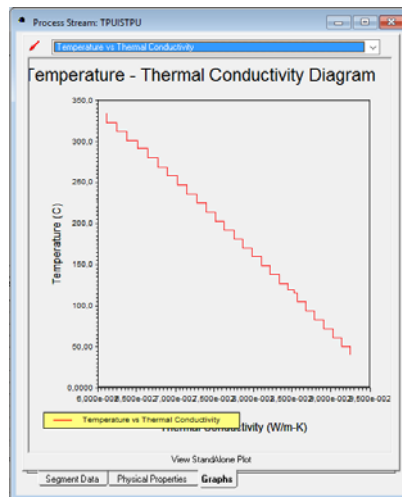
Slika A1.38 Fizikalna svojstva toka TPUISTPU



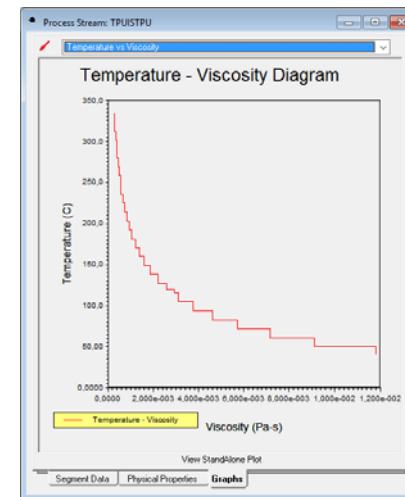
Slika A1.39 Funkcija $h = f(T)$ toka TPUISTPU



Slika A1.40 Funkcija $\rho = f(T)$ toka TPUISTPU



Slika A1.41 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka TPUISTPU



Slika A1.42 Funkcija $\nu = f(T)$ toka TPUISTPU

Process Stream: AOIAK

Flowrate [kg/h]: 16,137e+00
Total Heat Load [MW]: 10,97

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Effective Cp [kJ/kg.C]	MCp [kJ/C]	Heat Load [MW]	HTC [W/m ² .C]
359.0	358.9	2.9600	1.817e+005	5.046e+002	764.4
368.9	368.3	2.9300	1.788e+005	5.529e	611.5
368.3	337.6	2.9000	1.780e+005	0.5290	753.6
337.6	327.0	2.8700	1.761e+005	0.5196	742.2
327.0	316.3	2.8400	1.743e+005	0.5101	729.3
316.3	305.6	2.8000	1.719e+005	0.5109	717.0
305.6	294.9	2.7700	1.700e+005	0.5053	702.6
294.9	284.2	2.7400	1.682e+005	0.4988	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	654.5
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	1.490e+005	0.4409	532.5
198.8	188.1	2.4000	1.473e+005	0.4370	509.2
188.1	177.4	2.3600	1.449e+005	0.4305	485.6
177.4	166.7	2.3200	1.424e+005	0.4222	460.9
166.7	156.0	2.2800	1.398e+005	0.4159	435.8
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	358.30
124.0	113.3	2.1200	1.301e+005	0.3867	331.88
113.3	104.5	2.0800	1.277e+005	0.3720	305.41

Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

Slika A1.43 Temperaturni segmenti toka AOIAK

Process Stream: AOIAK

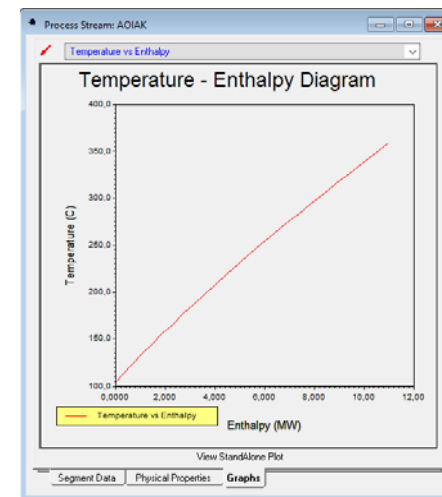
Velocity [m/s]: 1.000
Flow Area Diameter [m]: 2.540e+002

Inlet T [C]	Outlet T [C]	Viscosity [Pa.s]	Conductivity [W/m.K]	Density [kg/m ³]	EW Cp [kJ/kg.C]	HTC [W/m ² .C]	Calc. HTC
359.0	359.0	0.001	0.064	259.19	2.960	764.43	
359.0	348.3	0.001	0.065	259.26	2.930	767.36	
348.3	337.6	0.001	0.065	264.43	2.900	753.98	
337.6	327.0	0.001	0.066	271.50	2.870	742.22	
327.0	316.3	0.001	0.067	278.34	2.840	729.83	
316.3	305.6	0.001	0.068	286.08	2.800	717.03	
305.6	294.9	0.002	0.069	291.71	2.770	702.62	
294.9	284.2	0.002	0.070	296.20	2.740	687.64	
284.2	273.5	0.002	0.071	300.56	2.700	671.82	
273.5	262.9	0.003	0.072	304.81	2.670	654.94	
262.9	252.2	0.003	0.073	308.90	2.640	637.73	
252.2	241.5	0.004	0.074	312.96	2.600	618.50	
241.5	230.8	0.004	0.075	316.93	2.560	597.39	
230.8	220.1	0.005	0.076	320.82	2.510	576.23	
220.1	209.4	0.007	0.077	324.65	2.470	554.39	
209.4	198.8	0.008	0.078	328.42	2.440	532.50	
198.8	188.1	0.011	0.079	332.08	2.400	509.21	
188.1	177.4	0.013	0.080	335.76	2.360	485.60	
177.4	166.7	0.016	0.081	339.41	2.320	460.94	
166.7	156.0	0.023	0.082	343.03	2.280	435.81	
156.0	145.3	0.032	0.083	346.64	2.240	410.22	
145.3	134.7	0.044	0.084	350.25	2.200	384.21	
134.7	124.0	0.062	0.086	353.80	2.160	358.30	
124.0	113.3	0.089	0.088	357.42	2.120	331.88	
113.3	104.5	0.134	0.086	359.07	2.080	305.41	

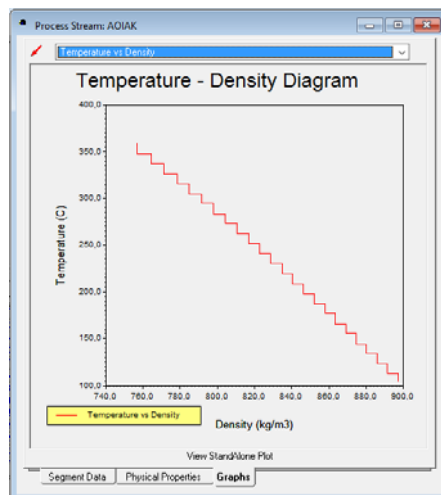
Insert Segment Delete Segment Delete All

Segment Data Physical Properties Graphs

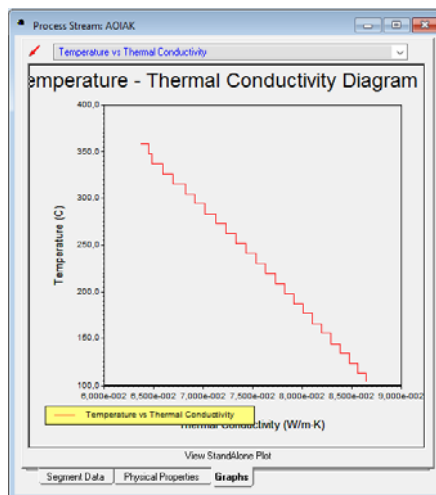
Slika A1.44 Fizikalna svojstva toka AOIAK



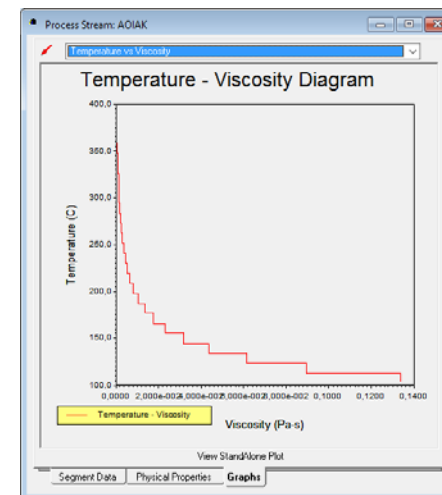
Slika A1.45 Funkcija $h = f(T)$ toka AOIAK



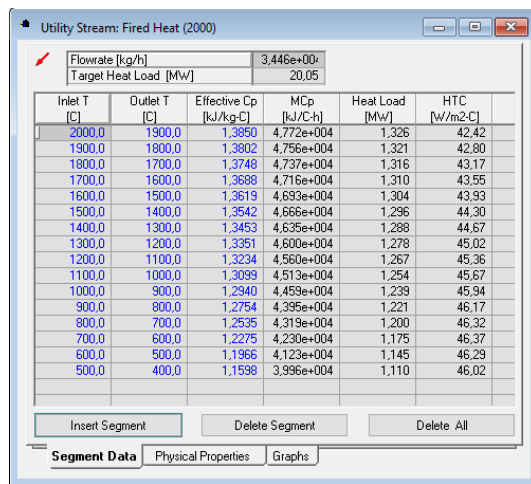
Slika A1.46 Funkcija $\rho = f(T)$ toka AOIAK



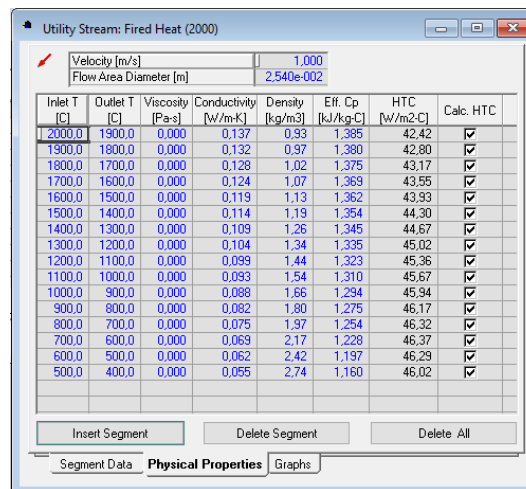
Slika A1.47 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka AOIAK



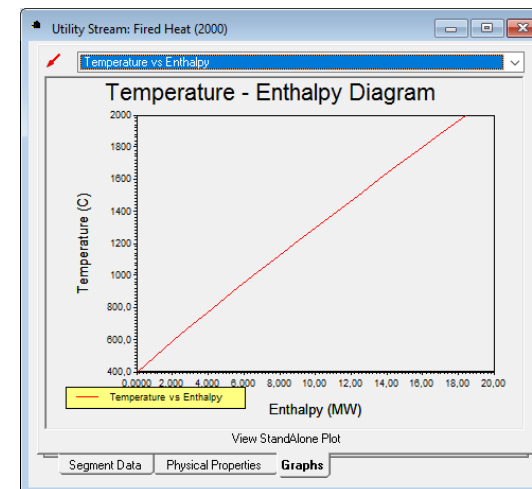
Slika A1.48 Funkcija $\nu = f(T)$ toka AOIAK



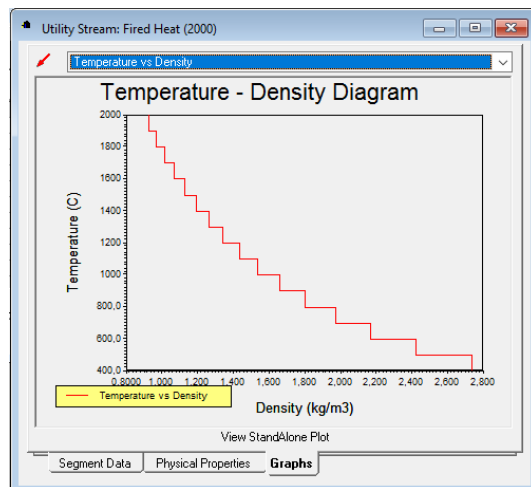
Slika A1.49 Temperaturni segmenti toka DP



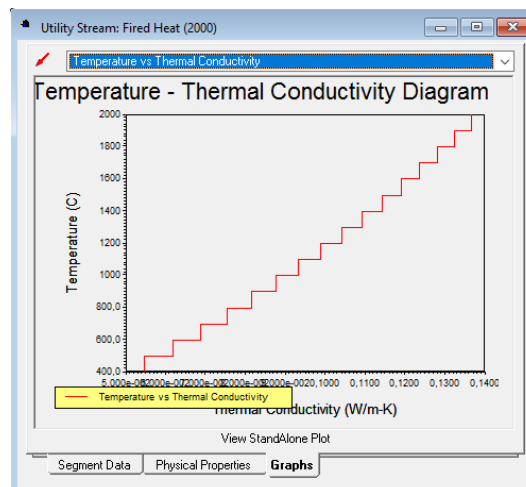
Slika A1.50 Fizikalna svojstva toka DP



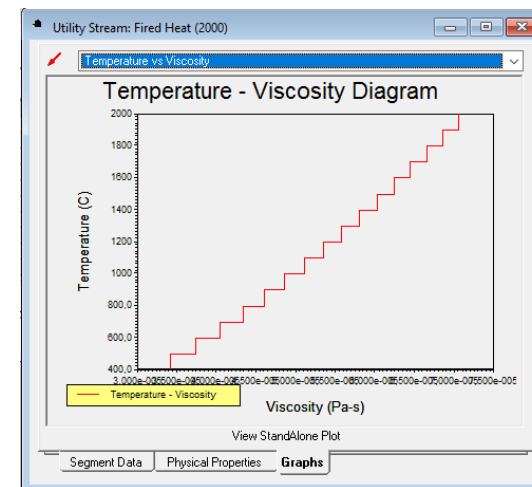
Slika A1.51 Funkcija $h = f(T)$ toka DP



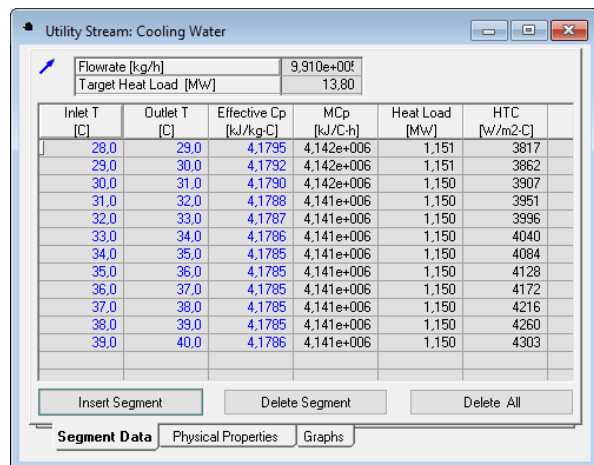
Slika A1.52 Funkcija $\rho = f(T)$ toka DP



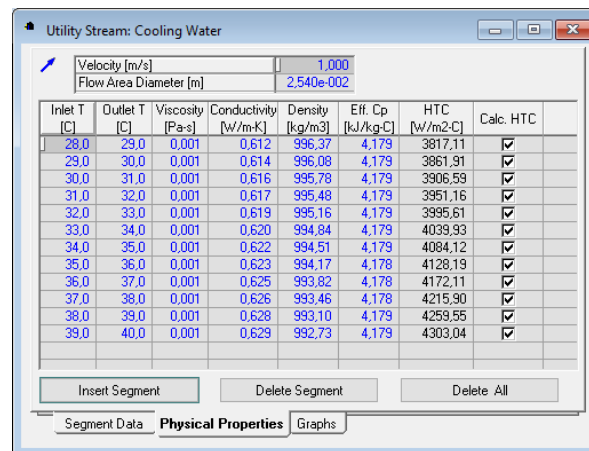
Slika A1.53 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka DP



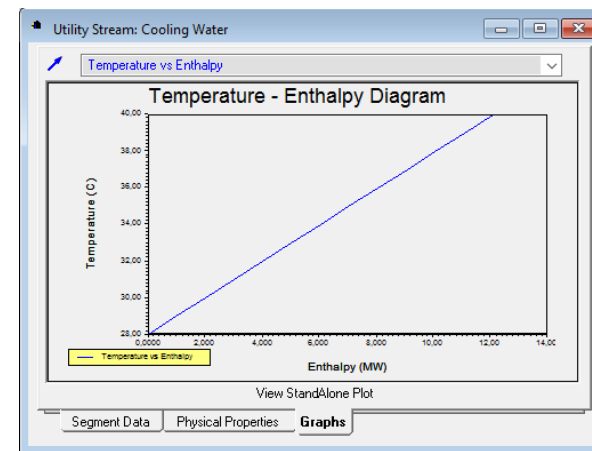
Slika A1.54 Funkcija $\nu = f(T)$ toka DP



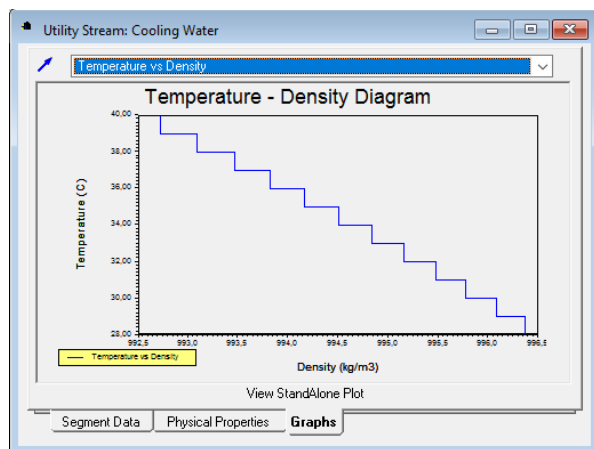
Slika A1.55 Temperaturni segmenti toka VH



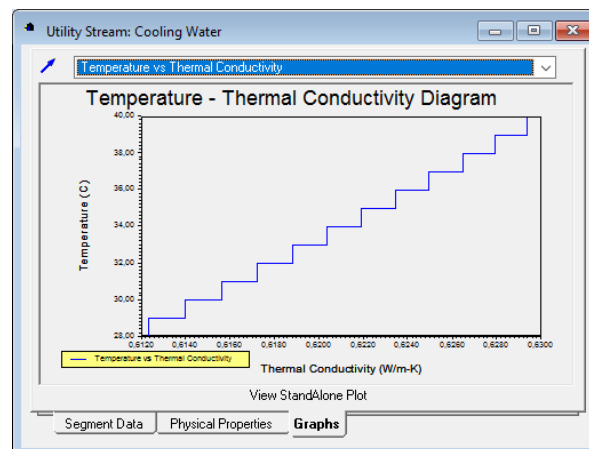
Slika A1.56 Fizikalna svojstva toka VH



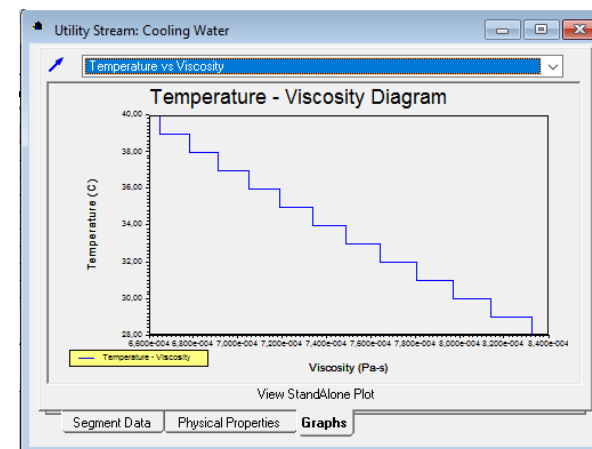
Slika A1.57 Funkcija $h = f(T)$ toka VH



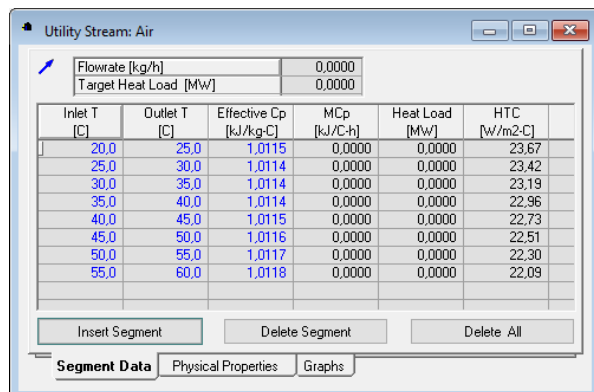
Slika A1.58 Funkcija $\rho = f(T)$ toka VH



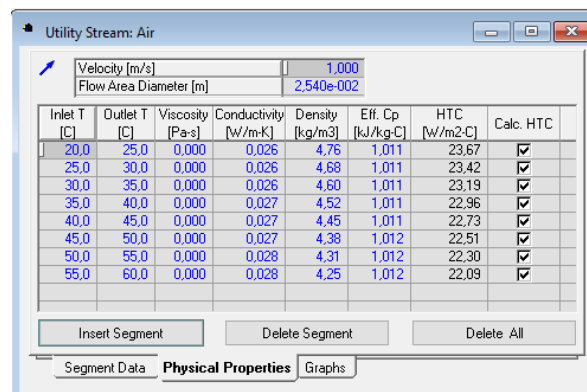
Slika A1.59 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka VH



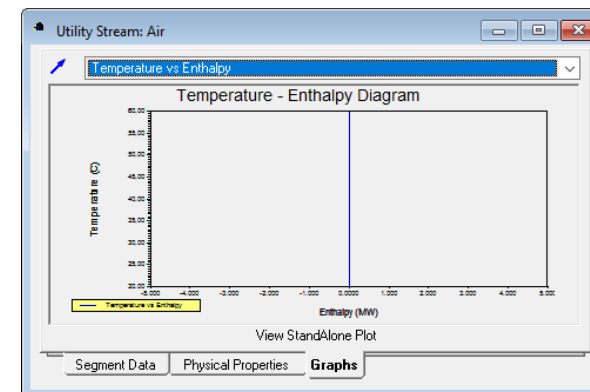
Slika A1.60 Funkcija $\nu = f(T)$ toka VH



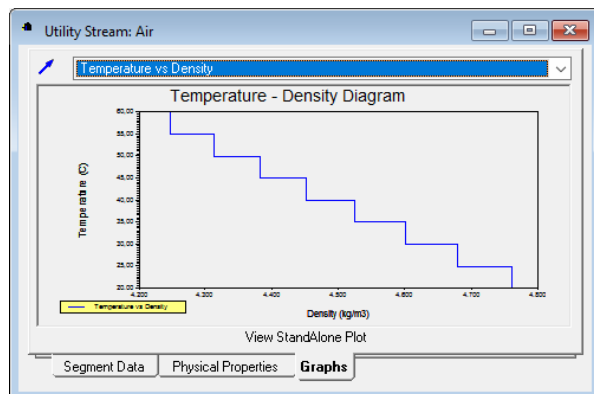
Slika A1.61 Temperaturni segmenti toka VzH



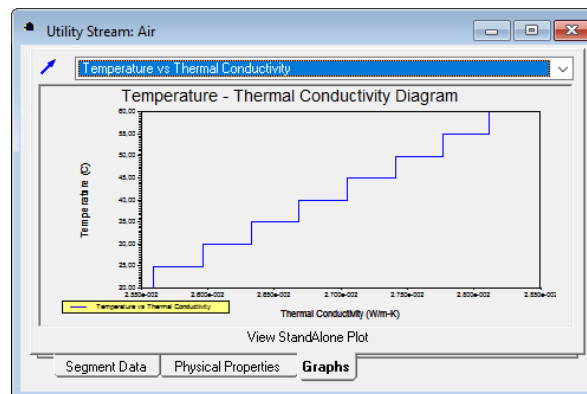
Slika A1.62 Fizikalna svojstva toka VzH



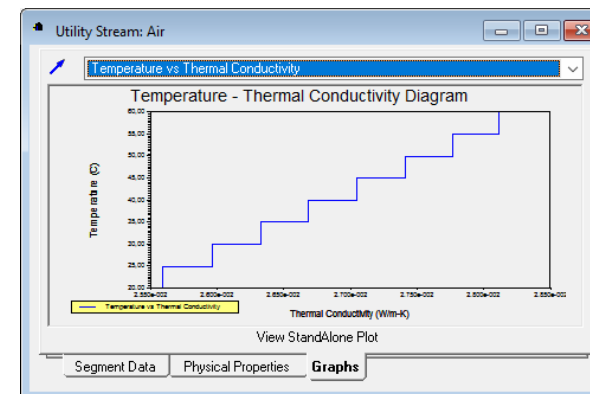
Slika A1.63 Funkcija $h = f(T)$ toka VzH
(program ne predviđa korištenje zraka za hlađenje kao efikasnog rješenja pa je entalpija jednaka 0)



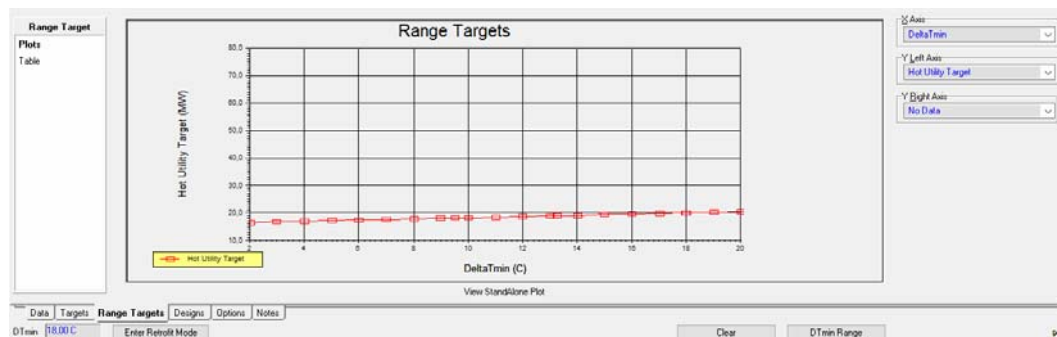
Slika A1.64 Funkcija $\rho = f(T)$ toka VzH



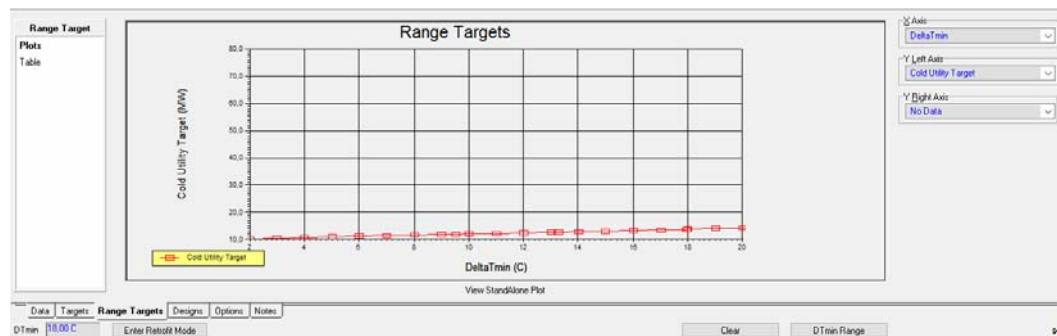
Slika A1.65 Funkcija $\lambda = f(T)$ toka VzH



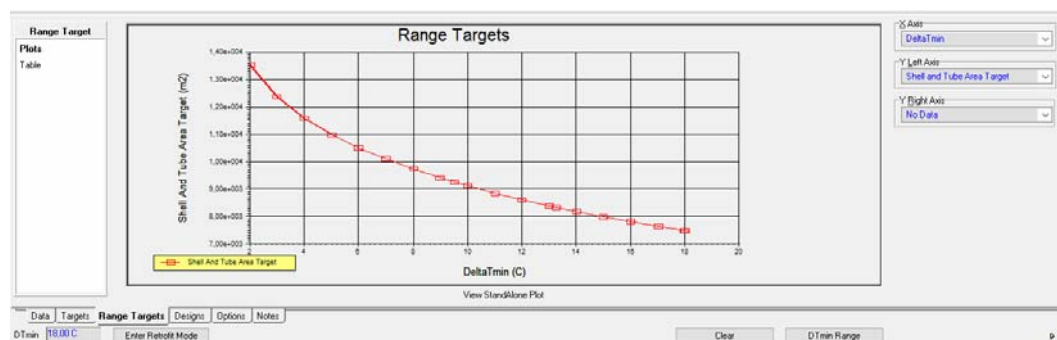
Slika A1.66 Funkcija $v = f(T)$ toka VzH



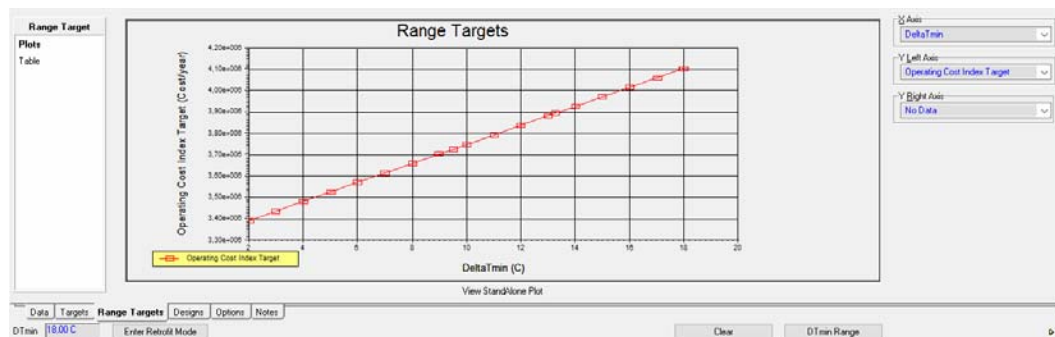
Slika A1.67 Potreba za minimalnim dovođenjem toplinske energije u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



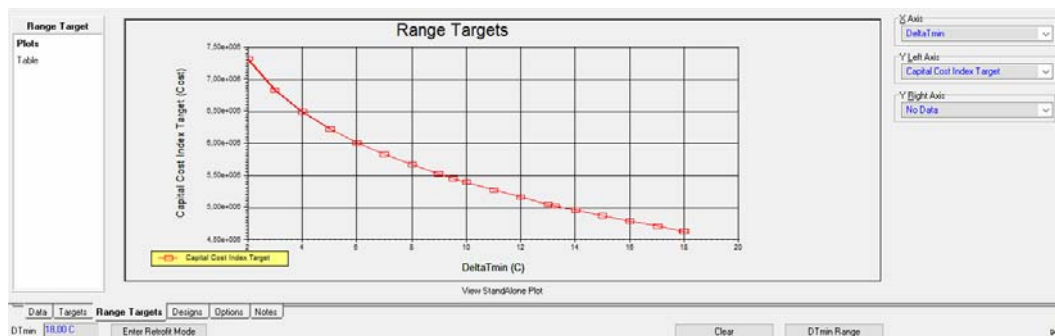
Slika A1.68 Potreba za minimalnim odvođenjem toplinske energije u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



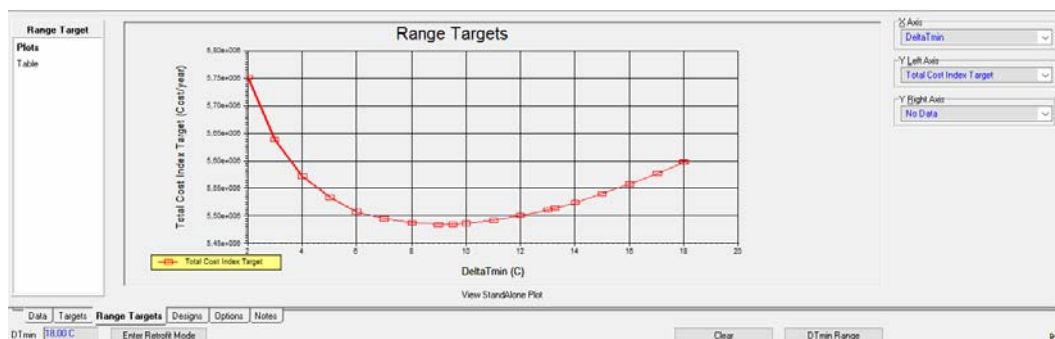
Slika A1.69 Minimalno potrebna površina izmjenjivača topline ovisno o minimalnoj temperaturnoj razlici



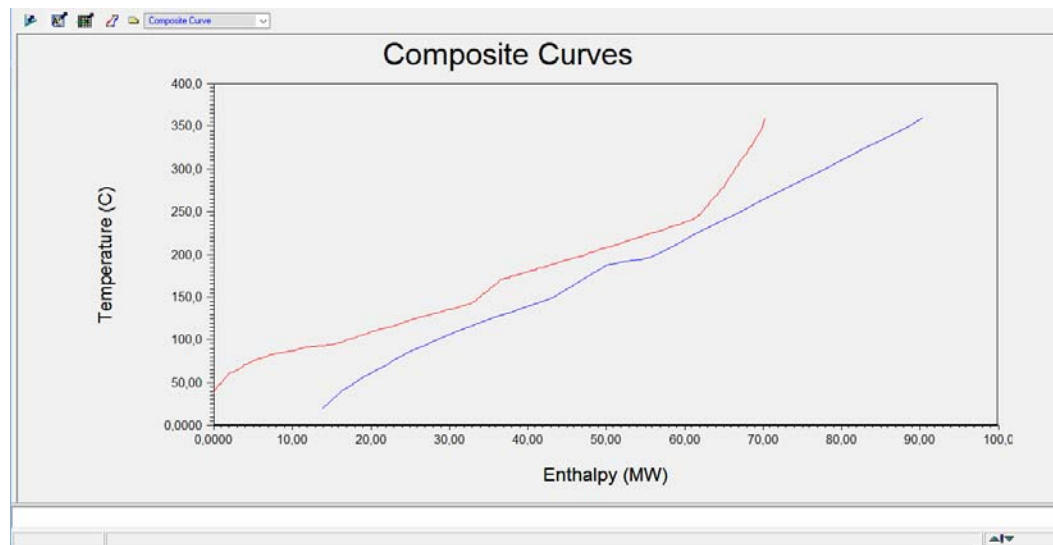
Slika A1.70 Pokazatelj minimalnih operativnih troškova na godišnjoj razini („Operating Cost Indeks Target“) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



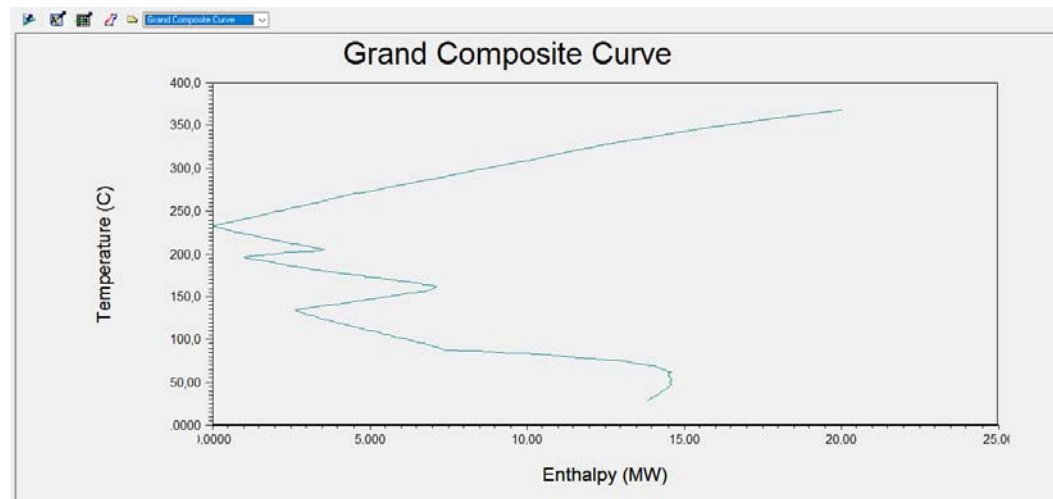
Slika A1.71 Pokazatelj minimalnih investicijskih troškova („Capital Cost Indeks Target“) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



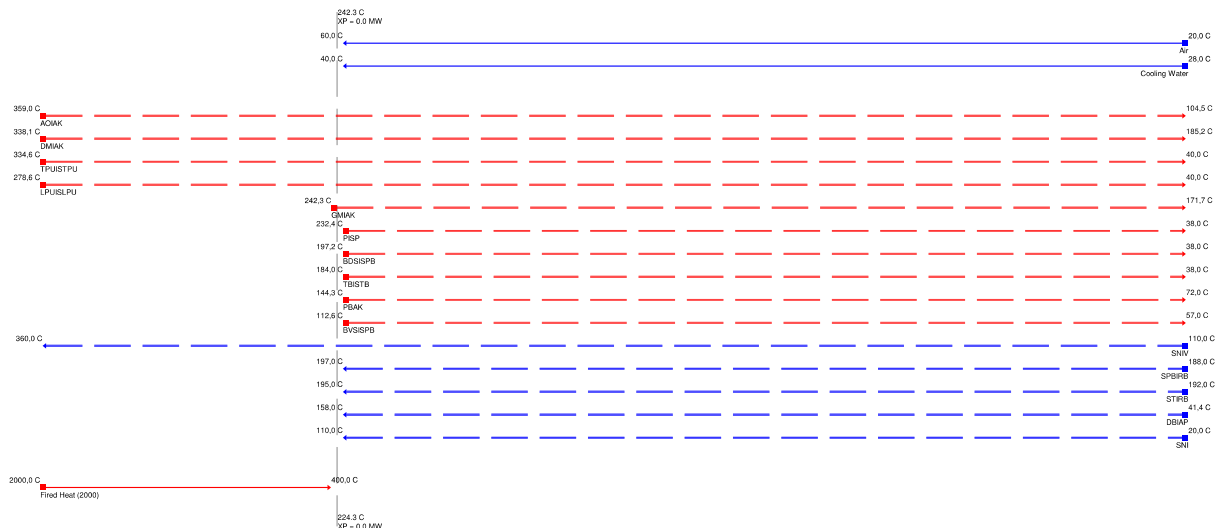
Slika A1.72 Pokazatelj minimalnih ukupnih troškova na godišnjoj razini („Total Cost Indeks Target“) u ovisnosti o minimalnoj temperaturnoj razlici



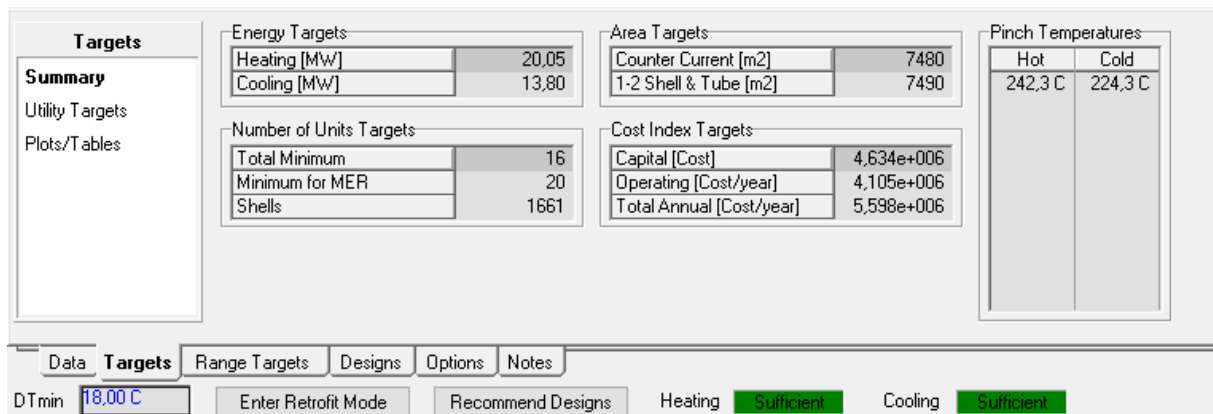
Slika A1.73 Kompozitne krivulje



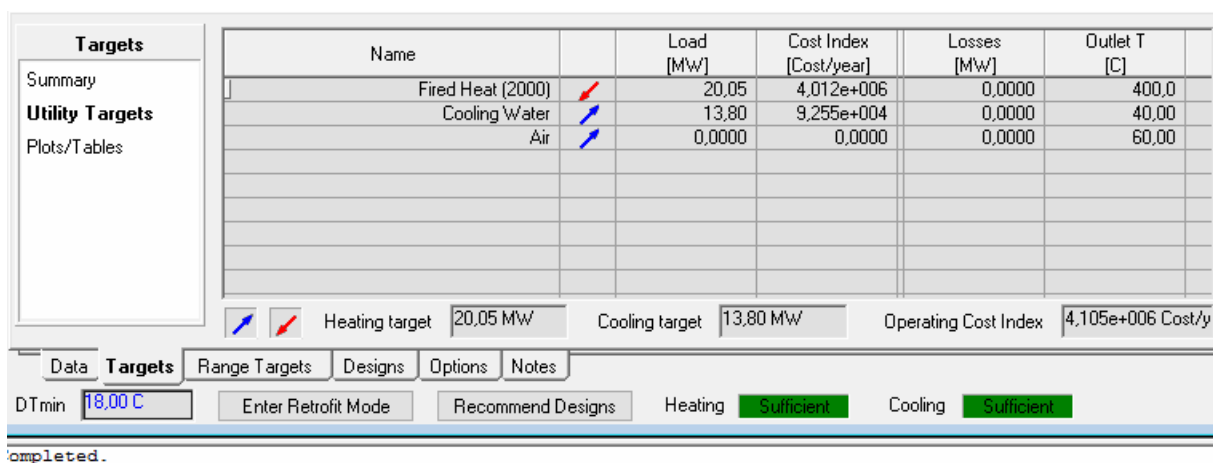
Slika A1.74 Velika kompozitna krivulja



Slika A1.75 Grid dijagram tokova i Pinch točka sustava



Slika A1.76 Energetski ciljevi



Slika A1.77 Minimalne potrebe vanjskih medija za grijanje i hlađenje procesnih tokova

Kratki životopis

Almir Sedić rođen je 16. siječnja 1976. g. u Sisku, R. 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 za izvrstan uspjeh. 2007. godine zapošljava se u tvrtki Končar Institut, 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.

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 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:

1. 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*.
2. 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 Department of Energy Engineering at the Sisak Oil Refinery facility, ultimately assuming the position of Head of Business Unit for Energy Sources. Since 2016 he has been with the Energy Department of the Business Sector for Refineries and Marketing in Zagreb Central Office as an Expert in Energy Processes.

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 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:

1. 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.*
2. 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.