



Univerza v Mariboru

*Fakulteta za kemijo in
kemijsko tehnologijo*

DOKTORSKA DISERTACIJA

**OPTIMIRANJE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA IZ
ŽIVALSKIH IN DRUGIH ORGANSKIH ODPADKOV Z UPORABO
RAČUNALNIŠKO PODPRTE PROCESNE TEHNIKE**

December, 2011

Rozalija Drobež



Univerza v Mariboru

*Fakulteta za kemijo in
kemijsko tehnologijo*

DOKTORSKA DISERTACIJA

**OPTIMIRANJE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA IZ
ŽIVALSKIH IN DRUGIH ORGANSKIH ODPADKOV Z UPORABO
RAČUNALNIŠKO PODPRTE PROCESNE TEHNIKE**

Optimization of processes for biogas production from animal and other
organic wastes using the computer aided process engineering

Rozalija Drobež, univ. dipl. inž. kem. tehnol.

Mentor: red. prof. dr. Zdravko Kravanja

Somentorica: izr. prof. dr. Zorka Novak Pintarič

Maribor, december 2011

UDK: 628.47:519.85(043.3)

ZAHVALA

Doktorsko delo sem opravljala v Laboratoriju za procesno sistemsko tehniko in trajnostni razvoj na Fakulteti za kemijo in kemijsko tehnologijo Univerze v Mariboru s področja optimiranja bioprocsov z uporabo računalniško podprte procesne tehnike pod mentorstvom red. prof. dr. Zdravka Kravanja, ki se mu najlepše zahvaljujem za vso mentorsko pomoč ter za pregled doktorske disertacije. Posebna zahvala gre tudi somentorici izr. prof. dr. Zorki Novak Pintarič in dr. Bojanu Pahorju za podporo, potrpežljivost in koristne predloge v času naših sodelovanj na podiplomskem študiju ter pri pripravi doktorske disertacije. Hvala vsem za številne strokovne in znanstvene nasvete in diskusije, za izkazano potrpežljivost, razumevanje, pomoč ter podporo tekom mojega podiplomskega študija.

Za finančno podporo se zahvaljujem Javni agenciji za raziskovalno dejavnost Republike Slovenije in ZRS Bistri Ptuj, ki sta mi kot financer oz. izvajalec raziskovalnega usposabljanja mladega raziskovalca omogočila raziskovalno delo, kot tudi hvala izvajalcu podiplomskega študija, Fakulteti za kemijo in kemijsko tehnologijo Univerze v Mariboru.

Zahvaljujem se tudi vsem sodelavcem na FKKT, ki so na kakršenkoli način pripomogli k prijetnemu delovnemu vzdušju. Posebna zahvala gre ožjim sodelavcem raziskovalne skupine Laboratorija za procesno sistemsko tehniko in trajnostni razvoj za vzajemno pomoč in za štiriletno prijetno druženje. Posebno zahvalo dolgujem dr. Helli Tokos, dr. Danijeli Doberšek in Lidiji Čuček, ki so me spodbujale na tej poti in za vsa naša prijetna druženja ter nesebično pomoč.

Nadvse sem hvaležna staršema, mami Marici in očetu Francu, bratovi družini in ožjim prijateljem, ki so me podpirali in spodbujali na tej poti. Hvala za vso vajino neizmerno starševsko ljubezen, zaupanje, moralno podporo in razumevanje, ki sem jih bila deležna v celotnem študijskem obdobju. Nenazadnje se iz srca zahvaljujem svojemu fantu Primožu in njegovim staršem, saj so v vseh mojih vzponih in padcih verjeli vame, me optimistično spodbujali ter mi nesebično pomagali. Hvala ti za vse lepo preživete trenutke ter pozitivno energijo, ki sem jo uspešno srkala, ko sem to najbolj potrebovala.



SKLEP SENATA UM FKKT O ZAGOVORU



Univerza v Mariboru

*Fakulteta za kemijo in
kemijsko tehnologijo*

Na osnovi 330. člena Statuta Univerze v Mariboru (Ur. l. RS, št. 1/2010) in sklepa Senata 4. redne seje Fakultete za kemijo in kemijsko tehnologijo Univerze v Mariboru z dne 21. 11. 2011

izdajam

SKLEP O IMENOVANJU KOMISIJE ZA ZAGOVOR DOKTORSKE DISERTACIJE

z naslovom

Optimiranje procesov proizvodnje bioplina iz živalskih in drugih organskih odpadkov z uporabo računalniško podprte procesne tehnike,

ki jo je predložila Rozalija Drobež, univ. dipl. inž. kem. tehnol.

V komisijo imenujem naslednje člane:

red. prof. dr. Miha Drofenik, UM FKKT, predsednik,
red. prof. dr. Zdravko Kravanja, UM FKKT, mentor,
izr. prof. dr. Zorka Novak Pintarič, somentorica,
red. prof. dr. Željko Knez, UM FKKT, član,
red. prof. dr. Igor Plazl, UL FKKT, član.

Zagovor je v četrtek, 8. decembra 2011 ob 11. uri v sejni sobi B-304.

Če imenovani član komisije zavrne sodelovanje v komisiji za zagovor doktorske disertacije, mora o tem v roku 5 delovnih dni po prejemu tega sklepa pisno obvestiti dekana članice.

Pravni pouk: Zoper ta sklep je možna pritožba na senat članice univerze v roku 5 delovnih dni.

Datum: 23. 11. 2011
Kraj: Maribor

Obvestiti:

- člane komisije,
- kandidata-tko,
- arhiv.



Dekan:
red. prof. dr. Željko Knez



VSEBINA

ZAHVALA	I
SKLEP SENATA UM FKKT O ZAGOVORU	III
VSEBINA	V
KAZALO PREGLEDNIC	VIII
KAZALO SLIK	X
UPORABLJENE KRATICE	XII
UPORABLJENI SIMBOLI IN INDEKSI	XIII
KLJUČNA DOKUMENTACIJSKA INFORMACIJA	XXV
RAŽŠIRJENI POVZETEK	XXV
KEY WORD DOCUMENTATION	XXVIII
EXTENDED ABSTRACT	XXVIII
1 UVOD	1
1.1 OSNOVNI CILJI DOKTORSKE DISERTACIJE.....	3
1.2 HIPOTEZE DOKTORSKE DISERTACIJE.....	4
1.3 METODOLOGIJA DELA.....	5
2 TEORETIČNE OSNOVE	7
2.1 MATEMATIČNO PROGRAMIRANJE.....	7
2.1.1 Optimizacijski algoritmi matematičnega programiranja.....	9
2.2 EKONOMSKI KRITERIJ.....	11

2.3	PROBLEMATIKA ŽIVILSKOPREDELOVALNE INDUSTRIJE.....	12
2.3.1	Tehnologija za predelavo odpadkov – anaerobna fermentacija.....	13
2.3.2	Dileme živilskopredelovalne industrije	17
2.4	PREGLED LITERATURE	19
2.4.1	Sinteza procesov za proizvodnjo bioplina	20
2.4.2	Simultana toplotna integracija in sinteza procesov za proizvodnjo bioplina	21
2.4.3	Simultana sinteza procesov bioplina in omrežje toplotnih prenosnikov	22
3	<u>SINTEZA PROCESOV ZA PROIZVODNJO BIOPLINA</u>	25
3.1	SUPERSTRUKTURA SINTEZE PROCESOV ZA PROIZVODNJO BIOPLINA	25
3.2	MATEMATIČNI MODEL SINTEZE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA.....	29
3.2.1	Snovna bilanca.....	31
3.2.2	Snovna bilanca tovarne proteinskih koncentratov	32
3.2.3	Snovna bilanca industrijske odpadne vode.....	32
3.2.4	Snovna bilanca odpadne procesne vode.....	32
3.2.5	Logični in drugi pogoji procesa	34
3.2.6	Logični pogoji za izbor procesov predelave odpadkov in pomožnih procesnih sistemov	36
3.2.7	Ekonomska namenska funkcija	37
3.3	INDUSTRIJSKI PRIMER	39
3.3.1	Metode dela za sintezo procesov proizvodnje bioplina	43
3.3.2	Rezultati sinteze procesov za proizvodnjo bioplina	44
3.3.3	Optimalna procesna shema sinteze procesov za proizvodnjo bioplina	62
3.3.4	Zaključek sinteze procesov za proizvodnjo bioplina.....	62
4	<u>SIMULTANA TOPLOTNA INTEGRACIJA IN SINTEZA PROCESOV ZA PROIZVODNJO BIOPLINA</u>	65
4.1	SUPERSTRUKTURA SIMULTANE TOPLOTNE INTEGRACIJE IN SINTEZE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA	65
4.2	SIMULTANI MATEMATIČNI MODEL	67
4.2.1	Model za sintezo procesa	67
4.2.2	Model za toplotno integracijo	71
4.2.3	Poveza modelov za sintezo procesov in toplotno integracijo	73
4.2.4	Ekonomska namenska funkcija	74

4.2.5	Konveksifikacija modela z odsekovno linearizacijo	76
4.3	INDUSTRIJSKI PRIMER TOPLOTNE INTEGRACIJE.....	77
4.3.1	Rezultati toplotne integracije nekonveksnega problema	79
4.3.2	Rezultati toplotne integracije konveksnega problema.....	86
4.3.3	Zaključek simultane toplotne integracije in sinteze procesov proizvodnje bioplina.....	89
5	<u>SIMULTANA SINTEZA PROCESOV BIOPLINA IN OMREŽJA TOPLOTNIH PRENOSNIKOV</u>	91
5.1	SUPERSTRUKTURA SIMULTANE SINTEZA PROCESOV BIOPLINA IN OTP	91
5.2	SIMULTANI MATEMATIČNI MODEL SINTEZE PROCESOV BIOPLINA IN OTP	96
5.2.1	Model za sintezo procesov	97
5.2.2	Model za superstrukturo procesnih enot	97
5.2.3	Model za OTP	100
5.2.4	Povezovalne enačbe modela sinteze procesa in modela OTP	104
5.2.5	Ekonomska namenska funkcija.....	104
5.3	INDUSTRIJSKI PRIMER SIMULTANE SINTEZE PROCESOV IN OTP	108
5.3.1	Metode dela simultane sinteze procesov in OTP	110
5.3.2	Rezultati simultane sinteze procesov in OTP	111
5.3.3	Optimalna toplotno integrirana procesna shema.....	112
5.3.4	Zaključek simultane sinteze procesov in omrežja toplotnih prenosnikov	117
6	<u>ZAKLJUČEK.....</u>	119
7	<u>LITERATURA.....</u>	123
8	<u>ŽIVLJENJEPIS.....</u>	135

KAZALO PREGLEDNIC

Preglednica 3-1: Podatki vhodnih substratov za proces proizvodnje bioplina in tovarne proteinskih koncentratov.	40
Preglednica 3-2: Ekonomski podatki za industrijski primer.	41
Preglednica 3-3: Ocenjena investicijska sredstva za osnovni industrijski primer.....	42
Preglednica 3-4: Podatki za proizvodnjo bioplina.	42
Preglednica 3-5: Preostali podatki modela za industrijski primer.....	43
Preglednica 3-6: Ekonomska ocena rezultatov primera rekonstrukcije prašičje farme – proizvodne spremenljivke.	46
Preglednica 3-7: Ekonomska ocena rezultatov primera rekonstrukcije prašičje farme – ekonomski kriteriji.....	47
Preglednica 3-8: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode – proizvodne spremenljivke.	49
Preglednica 3-9: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode – ekonomski kriteriji.	50
Preglednica 3-10: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in tlačnega komunalnega voda – proizvodne spremenljivke.	54
Preglednica 3-11: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in tlačnega komunalnega voda – ekonomski kriteriji.....	55
Preglednica 3-12: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in cisterne – proizvodne spremenljivke.	58
Preglednica 3-13: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in cisterne – ekonomski kriteriji.....	59
Preglednica 3-14: Ekonomska ocena optimalnih rešitev vseh predstavljenih variant.	61
Preglednica 4-1 : Vtočne in iztočne temperature toplih in hladnih procesnih tokov..	78
Preglednica 4-2: Podatki parametrov sestavljenega modela.....	78

Preglednica 4-3: Ekonomska ocena optimalne rešitve za različne programe - proizvodne spremenljivke.....	81
Preglednica 4-4: Ekonomska ocena optimalne rešitve za različne programe - ekonomski kriteriji.	82
Preglednica 4-5: Ekonomska ocena rešitve v kombinaciji s TPK za različne programe - proizvodne spremenljivke.....	84
Preglednica 4-6: Ekonomska ocena rešitve v kombinaciji s TPK za različne programe - ekonomski kriteriji.	85
Preglednica 4-7: Ekonomska ocena rešitve z različnim številom linearnih inkrementov - proizvodne spremenljivke.....	87
Preglednica 4-8: Ekonomska ocena rešitve z različnim številom linearnih inkrementov - ekonomski kriteriji.	88
Preglednica 5-1 : Podatki za model OTP.	109
Preglednica 5-2: Vtočne in iztočne temperature vhodnih surovin, procesne vode, bioplina in odpadne procesne vode.	110
Preglednica 5-3: Rezultati ekonomske analize za simultano sintezo procesa in OTP.	111
Preglednica 5-4: Rezultati sinteze OTP za tople in hladne procesne tokove.	112
Preglednica 6-1: Rezultati optimalnih rešitev, pridobljenih z uporabo razvitih modelov na industrijskem primeru.....	121

KAZALO SLIK

Slika 2-1: Shematski prikaz algoritma OA/ER (Kravanja in Novak Pintarič, 2006).....	10
Slika 2-2: Poenostavljeni diagram procesa anaerobne fermentacije (Lee, 2003).....	16
Slika 2-3: Shematski prikaz izrabe bioplina (Weiland, 2006).....	17
Slika 3-1: Splošna superstruktura za okoljevarstvene sprejemljive rešitve pri predelavi sekundarnih surovin proizvodnje.....	26
Slika 3-2: Specifična superstruktura za izbor optimalne procesne sheme industrijskega primera.	28
Slika 3-3: Optimalna procesna shema za primer rekonstrukcije prašičje farme.....	44
Slika 3-4: Optimalna procesna shema za adaptacijo prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode.....	48
Slika 3-5: Optimalna procesna shema adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode transportirane preko tlačnega komunalnega voda.	52
Slika 3-6: Optimalna procesna shema adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in cistern.	57
Slika 4-1: Superstruktura za izbor optimalne procesne sheme simultane toplote integracije in sinteze procesa.	66
Slika 4-2: Grafični prikaz povezanosti modelov toplotne integracije in sinteze procesov proizvodnje bioplina.	73
Slika 4-3: Optimalna procesna shema toplotno integriranega procesa proizvodnje bioplina.....	80
Slika4-4: Procesna shema toplotno integriranega procesa proizvodnje bioplina v kombinaciji s TPK.	83
Slika 4-5: Optimalna procesna shema konveksnega problema.	86
Slika 5-1: Superstruktura za izbor optimalne procesne sheme in OTP primera živilskopredelovalne industrije.	92
Slika 5-2: Superstruktura modifikacije procesnih tokov.....	94
Slika 5-3: (a) Večstopenjska superstruktura OTP, (b) postopek modificirane enostopenjske superstrukture OTP.	95
Slika 5-4: Optimalna rešitev superstrukture procesnih tokov.	114

Slika 5-5: Optimalna shema OTP.	115
Slika 5-6: Optimalna procesna shema proizvodnje bioplina.	116

UPORABLJENE KRATICE

KRATICA	OPIS
AF	anaerobna fermentacija
BB	metoda vejanja in omejevanja (ang. Branch and Bound)
CČN	centralna čistilna naprava
CPU	centralna procesna enota
ECP	razširjena metoda ravninskih rezov
GAMS	splošni algoritmični modelirni sistem
GBD	splošna Bendersova dekompozicija (ang. Generalized Benders Decomposition)
LO	spodnja meja
LP	linearno programiranje (angl. Linear Programming)
MILP	mešano celoštevilsko linearno programiranje (angl. Mixed-Integer Linear Programming)
MINLP	mešano celoštevilsko nelinearno programiranje (angl. Mixed-Integer Nonlinear Programming)
NLP	nelinearno programiranje (angl. Nonlinear Programming)
NSV	neto sedanje vrednosti
OA/ER	zunanja aproksimacija/relaksacija enačb (ang. Outer Approximation/Equality Relaxation)
OA/ER/AP	zunanja aproksimacija/relaksacija enačb/razširjena kazenska funkcija (ang. Outer Approximation/Equality Relaxation/Augmented Penalty)
OTP	omrežje toplotnih prenosnikov (angl. Heat Echanger Network)
TPG	emisije toplogrednih plinov
TPK	tovarna proteinskih koncentratov
UP	zgornja meja

UPORABLJENI SIMBOLI IN INDEKSI

Ekonomске ocene

SIMBOL	ENOTA	OPIS
D	EUR/a	amortizacija
E	EUR/a	izdatki
E^{BG}	EUR	izdatki za proces proizvodnje bioplina
E^{OTP}	EUR	izdatki za omrežje toplotnih prenosnikov
F^C	EUR/a	denarni tok
I	EUR	investicija procesa predelave in pomožnih procesov
I_j^0	EUR	osnovna investicija anaerobnega procesa
I_l^B	EUR	investicija za alternativne proizvodne sisteme oz procesne enote
I^{BG}	EUR	investicija za proces proizvodnje bioplina
I^{OTP}	EUR	investicija za omrežje toplotnih prenosnikov
$I_j^{R,0}$	EUR	osnovna investicija tovarne proteinskih koncentratov
n_n	/	investicijski eksponent
R	EUR/a	prihodki
r_d	%	obrestna mera
r_{IRR}	%	interna stopnja donosnosti
r_t	%	davčna stopnja
t_D	a	doba amortizacije
t_{PB}	a	doba vračanja
V_{NP}	EUR	neto sedanja vrednost

Sinteza procesov za proizvodnjo bioplina

INDEKS	OPIS
<i>i</i>	vhodne surovine
<i>j</i>	procesi predelave odpadkov
<i>k</i>	trdni produkti tovarne proteinskih koncentratov
<i>l</i>	alternativni pomožni sistemi oz procesi

MNOŽICA	OPIS
<i>I</i>	vhodne surovine in procesna voda
<i>I₁</i>	klavni odpadki III. kategorije
<i>I₂</i>	odpadki iz prašičje farme
<i>I₃</i>	odpadki iz piščančje farme
<i>I₄</i>	procesna voda – sveža voda
<i>I₅</i>	procesna voda – industrijska odpadna voda
<i>I₆</i>	surovine, ki jih kupimo
<i>I₇</i>	drugi organski odpadki
<i>J</i>	procesne enote predelave odpadkov
<i>J₁</i>	proces anaerobne fermentacije
<i>J₂</i>	tovarna proteinskih koncentratov
<i>J₃</i>	procesi predelave klavnih odpadkov III. kategorije
<i>K</i>	trdni produkti proizvedeni v tovarni proteinskih koncentratov
<i>L</i>	alternativni pomožni sistemi oz procesi
<i>L₁</i>	procesne strukture, ki potrebujejo dodatno investicijo
<i>L₂</i>	rekonstrukcija prašičje farme
<i>L₃</i>	adaptacija prašičje farme v novo potencialno piščančjo farmo
<i>L₄</i>	dovod procesne vode kot vir sveže vode
<i>L₅</i>	dovod procesne vode kot vir industrijske odpadne vode
<i>L₆</i>	transport industrijske odpadne vode
<i>L₇</i>	procesi oz. tehnologija za čiščenje odpadne procesne vode
<i>L₈</i>	zaprti vodni sistem
<i>L₉</i>	odprti vodni sistem

PARAMETER	ENOTA	OPIS
c^E	EUR/kWh	cena nakupa električne energije
c^{ES}	EUR/kWh	prodajna cena električne energije
c_i^{OG}	EUR/kg	prodajna cena organskega gnojila pri čiščenju odpadne procesne vode l
c_l^P	EUR/kg	cena čiščenja odpadne procesne vode
$c_f^{R,0}$	EUR/d	fiksni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera tovarne proteinskih koncentratov
$c_v^{R,0}$	EUR/d	variabilni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera tovarne proteinskih koncentratov
c^S	EUR/kg	cena vhodne surovine pri proizvodnji bioplina
c_l^T	EUR/kg	cena transporta industrijske odpadne vode
c_k^{TP}	EUR/kg	prodajna cena trdnih produktov k proizvedenih v tovarni proteinskih koncentratov
c^{TS}	EUR/kWh	prodajna cena toplote
d	d/a	število obratovalnih dni na leto
e_j^{BG}	kWh/m ³	energetska vrednost bioplina za proces j
f_d	d/a	letne obratovalne ure procesa proizvodnje bioplina
f_j	/	faktor proizvodnje bioplina za proces j
p_j^0	kWh/d	dnevna poraba električne energije za proces osnovnega primera anaerobne fermentacije j
$q_{m_i,j}^{OG,UP}$	kg/d	zgornja meja za masni pretok organskega gnojila
$q_{m_j}^{R,0}$	kg/d	dnevna poraba vhodnih surovin tovarne proteinskih koncentratov
$q_{m_j}^{R,UP}$	kg/d	zgornja meja za masni pretok ostanka
$q_{m_j,l}^{RWW,UP}$	kg/d	zgornja meja za masni pretok očiščene procesne vode l , ki se ponovno uporabi v procesu proizvodnje bioplina j
$q_{m_i}^{S,UP}$	kg/d	zgornja meja za masni pretok vhodnih surovin
$q_{m_i,j}^{T,UP}$	kg/d	zgornja meja za masni pretok transportirane industrijske odpadne vode
$q_{m_i,j}^{TP,UP}$	kg/d	zgornja meja za masni pretok trdnih produktov proizvedenih v tovarni proteinskih koncentratov
$q_{m_i,j}^{WW,UP}$	kg/d	zgornja meja za masni pretok odpadne procesne vode iz procesa j , ki se vodi na sistem čiščenja l
$q_{v_j}^{BG,0}$	m ³ /d	dnevna proizvodnja bioplina osnovnega primera
$q_{v_j}^{BG,LO}$	m ³ /d	spodnja meja za volumski pretok proizvodnje bioplina
$q_{v_j}^{BG,UP}$	m ³ /d	zgornja meja za volumski pretok proizvodnje bioplina
S_i^{BG}	m ³ /kg	specifična proizvodnja bioplina iz vhodnih surovin i na enoto vsebnosti suhe snovi pri standardnih pogojih
w_i^{DMC}	/	vsebnost suhe snovi vhodnih surovin
$w_{j,l}^{DMC,RWW}$	/	vsebnost suhe snovi v ponovno uporabljeni očiščeni procesni vodi

PARAMETER	ENOTA	OPIS
w^{RDMC}	/	vsebnost suhe snovi z zahtevanim deležem
w_l^{RWW}	/	delež masnega pretoka odpadne procesne vode
w_k^{TP}	/	masni delež trdnih produktov
w_i^{VSS}	/	masni delež vsebnosti suhe snovi za vhodne surovine i
w^{WW}	/	delež vode iz vhodnih surovin in ponovno uporabljene očiščene procesne vode
η^{E}	/	učinkovitost generatorja za proizvodnjo električne energije
η^{T}	/	učinkovitost generatorja za proizvodnjo toplote
ρ^{BG}	kg/m ³	gostota bioplina
Φ_j^0	kWh/d	dnevna poraba toplote za proces osnovnega primera AF

SPREMENLJIVKA	ENOTA	OPIS
F_{obj}	EUR	namenska funkcija
P^{CHP}	W	proizvedena električne energije v kogeneracijski enoti
$P_{\text{porab}}^{\text{CHP}}$	W	porabljena električna energija v lastnem procesu
$q_{m_{i,j}}$	kg/d	masni pretok vhodnih surovin i v procesu j
$q_{m_{i,j}}^{\text{LO}}$	kg/d	spodnja meja masnega pretoka vhodnih surovin i v procesu j
$q_{m_{j,j}}^{\text{OG}}$	kg/d	masni pretok organskega gnojila
$q_{m_j}^{\text{R}}$	kg/d	masni pretok ostanka v procesu j
$q_{m_{j,l}}^{\text{RWW}}$	kg/d	masni pretok očiščene procesne vode l , ki se ponovno uporabi v procesu proizvodnje bioplina j
$q_{m_i}^{\text{S}}$	kg/d	masni pretok vhodnih surovin
$q_{m_{i,j}}^{\text{T}}$	kg/d	masni pretok transportirane industrijske odpadne vode
$q_{m_{i,j}}^{\text{TP}}$	kg/d	masni pretok trdnih produktov proizvedenih v tovarni proteinskih koncentratov
$q_{m_{i,j}}^{\text{UP}}$	kg/d	zgornja meja masnega pretoka vhodnih surovin i v procesu j
q_m^{VS}	kg/d	masni pretok vhodnih surovin
$q_{m_{j,l}}^{\text{WW}}$	kg/d	masni pretok odpadne procesne vode iz procesa j , ki se vodi na sistem čiščenja l
$q_{m_{j,l}}^{\text{WWC}}$	kg/d	masni pretok odpadne procesne vode iz procesa j , ki se vodi na zaprti vodni sistem l
$q_{m_{j,l}}^{\text{WVO}}$	kg/d	masni pretok odpadne procesne vode iz procesa j , ki se vodi na odprti vodni sistem l
$q_{v_j}^{\text{BG}}$	m ³ /d	volumski pretok proizvodnje bioplina
q_v^{FW}	m ³ /d	volumski pretok sveže vode

SPREMENLJIVKA	ENOTA	OPIS
q_v^{IW}	m ³ /d	volumski pretok industrijske odpadne vode
q_v^{OG}	m ³ /d	volumski pretok organskega gnojila
q_v^{VODA}	m ³ /d	volumski pretok procesne vode
Φ^{CHP}	W	proizvedena toplota v kogeneracijski enoti
Φ_{porab}^{CHP}	W	porabljena toplota v lastnem procesu
y_j^P		binarna spremenljivka za izbor optimalnega proizvodnega procesa j
y_l^B		binarna spremenljivka za izbor optimalne alternativne proizvodne strukture proizvodnje bioplina l
y^S		binarna spremenljivka za izbor sterilizacijske enote

Simultana toplotna integracija in sinteza procesov za proizvodnjo bioplina

MNOŽICA	ENOTA	OPIS
C		hladni procesni tokovi
H		topli procesni tokovi

PARAMETER	ENOTA	OPIS
c_p^{BG}	J/(kgK)	specifična toplotna kapaciteta bioplina
c^{CU}	EUR/kWh	cena mrzlega pogonskega sredstva
c^E	EUR/kWh	cena nakupa električne energije
c^{ES}	EUR/kWh	prodajna cena električne energije
c^{HU}	EUR/kWh	cena vročega pogonskega sredstva
c_l^{OG}	EUR/kg	prodajna cena organskega gnojila pri čiščenju odpadne procesne vode l
c_l^P	EUR/kg	cena čiščenja odpadne procesne vode
$c_f^{R,0}$	EUR/d	fiksni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera tovarne proteinskih koncentratov
$c_v^{R,0}$	EUR/d	variabilni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera tovarne proteinskih koncentratov
c_i^S	EUR/kg	cena vhodne surovine pri proizvodnji bioplina
c_p^S	J/(kgK)	specifična toplotna kapaciteta vhodnih surovin
c_i^T	EUR/kg	cena transporta industrijske odpadne vode
c_k^{TP}	EUR/kg	prodajna cena trdnih produktov k proizvedenih v tovarni proteinskih koncentratov
c^{TS}	EUR/kWh	prodajna cena toplote
e_j^{BG}	kWh/m ³	energetska vrednost bioplina za proces j
f_d	d/s	faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto
f_{d1}	d/h	faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto
f_{d2}	d/a	faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto
f_{d3}	d	letne obratovalne ure procesa
p_j^0	kWh/d	dnevna poraba električne energije za proces osnovnega primera anaerobne fermentacije j
$q_{m,i,j}^0$	kg/d	masni pretok vhodnih surovin i za osnovni primer proizvodnje bioplina v procesu j
$q_{m,i,j}^{LO}$	kg/d	spodnja meja masnega pretoka vhodnih surovin i v procesu j
$q_{m,j}^{R,0}$	kg/d	dnevna poraba vhodnih surovin tovarne proteinskih koncentratov
$q_{m,i,j}^{UP}$	kg/d	zgornja meja masnega pretoka vhodnih surovin i v procesu j

PARAMETER	ENOTA	OPIS
$q_{V_j}^{BG,0}$	m ³ /d	dnevna proizvodnja bioplina osnovnega primera
T_{IN}^{CHP}	K	vtočna temperatura procesnega toka iz kogeneracijske enote
T_{OUT}^{CHP}	K	iztočna temperatura procesnega toka iz kogeneracijske enote
T_c^{IN}	K	vtočna temperatura hladnega procesnega toka
T_h^{IN}	K	vtočna temperatura toplega procesnega toka
T_c^{OUT}	K	iztočna temperatura hladnega procesnega toka
T_h^{OUT}	K	iztočna temperatura toplega procesnega toka
$\Delta_{HRAT}T$	K	minimalna temperaturna razlika
$\Phi_{izgube,j}^0$	W/K	toplotna izguba med delovanjem anaerobne fermentacije
η^E	/	učinkovitost kogeneracijskega sistema za električno energijo
η^T	/	učinkovitost kogeneracijskega sistema za toploto
ρ^{BG}	kg/m ³	gostota bioplina

SPREMENLJIVKA	ENOTA	OPIS
Fc_c	W/K	pretok toplotne kapacitete hladnega procesnega toka
Fh_h	W/K	pretok toplotne kapacitete toplega procesnega toka
Fc_j^{AF}	W/K	pretok toplotne kapacitete za toplotne izgube anaerobne fermentacije
Fc^{RWW}	W/K	pretok toplotne kapacitete očiščene procesne vode
Fc^{SW}	W/K	pretok toplotne kapacitete za klavne odpadke III. kategorije
Fc_j^{VS}	W/K	pretok toplotne kapacitete vhodnih surovin
Fh^{CHP}	W/K	pretok toplotne kapacitete procesnega toka iz kogeneracijskega sistema
Fh^{BG}	W/K	pretok toplotne kapacitete proizvodnje bioplina
Fh_j^{SW}	W/K	pretok toplotne kapacitete za toplotno obdelane klavne odpadke III. kategorije
Fh^{WW}	W/K	pretok toplotne kapacitete odpadne procesne vode
F_{obj}	EUR	namenska funkcija
$q_{m_i,j}$	kg/d	masni pretok vhodnih surovin i v procesu j
$q_{m_j,l}^{OG}$	kg/d	masni pretok organskega gnojila
$q_{m_j,l}^{RWW}$	kg/d	masni pretok očiščene procesne vode l , ki se ponovno uporabi v procesu proizvodnje bioplina j
$q_{m_i,j}^T$	kg/d	masni pretok transportirane industrijske odpadne vode

SPREMENLJIVKA	ENOTA	OPIS
$q_{m_{j,k}}^{TP}$	kg/d	masni pretok trdnih produktov iz tovarne proteinskih koncentratov
$q_{m_{j,l}}^{ww}$	kg/d	masni pretok odpadne procesne vode iz procesa j , ki se vodi na sistem čiščenja l
$q_{v_j}^{BG}$	m ³ /d	volumski pretok proizvodnje bioplina j
P^{CHP}	W	proizvedena električne energije v kogeneracijski enoti
P_{porab}^{CHP}	W	porabljena električna energija v lastnem procesu
T_{pc}^{IN}	K	temperatura potencialnega uščipa (hladnega)
T_{ph}^{IN}	K	temperatura potencialnega uščipa (toplega)
Φ_C	W	poraba mrzlega pogonskega sredstva
Φ_H	W	poraba vročega pogonskega sredstva
Φ^{COOL}	W	minimalna poraba mrzlega pogonskega sredstva
Φ_{porab}^{CHP}	W	proizvedena toplota v kogeneracijskem sistemu, ki se uporabi v lastnem procesu
Φ_{prod}^{CHP}	W	proizvedena toplota v kogeneracijskem sistemu, ki se proda v omrežje
Φ_{proiz}^{CHP}	W	proizvedena toplota v kogeneracijskem sistemu
Φ^{HEAT}	W	minimalna poraba vročega pogonskega sredstva
y_j^P		binarna spremenljivka za izbor optimalnega proizvodnega procesa j
y_l^B		binarna spremenljivka za izbor optimalne alternativne proizvodne strukture proizvodnje bioplina l

Konveksifikacija modela z odsekovno linearizacijo

SPREMENLJIVKE	ENOTE	OPIS
$k_{j,m}$		naklon linearnega segmenta
$z_{j,m}^*$		nelinearni izraz namenske funkcije
z_j		odsekovna linearna funkcija
x_j		konveksificirana funkcija
x_j^{LO}		spodnja meja
x_j^{UP}		zgornja meja
x_m^*		mrežna točka
$\Delta x_{j,m}$		prispevek podintervala trenutne vrednosti x
$y_{j,m}^L$		binarna spremenljivka segmenta

Simultana sinteza procesov bioplina in omrežja toplotnih prenosnikov

MNOŽICA	OPIS
C	hladne procesne tokove
H	tople procesne tokove

PARAMETER	ENOTA	OPIS
c_p^{BG}	J/(kg · K)	specifična toplotna kapaciteta bioplina
c^{CU}	EUR/kWh	cena mrzlega pogonskega sredstva
c^E	EUR/kWh	cena nakupa električne energije
c^{ES}	EUR/kWh	prodajna cena električne energije
c^{HU}	EUR/kWh	cena vročega pogonskega sredstva
c^{LP}	EUR/kWh	cena nizkotlačne pare
c_l^{OG}	EUR/kg	prodajna cena organskega gnojila pri čiščenju odpadne procesne vode /
c_l^P	EUR/kg	cena čiščenja odpadne procesne vode
$c_f^{R,0}$	EUR/d	fiksni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera tovarne proteinskih koncentratov
$c_v^{R,0}$	EUR/d	variabilni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera tovarne proteinskih koncentratov
c_i^S	EUR/kg	cena vhodne surovine pri proizvodnji bioplina
c_p^S	J/(kg · K)	specifična toplotna kapaciteta vhodnih surovin
c_l^T	EUR/kg	cena transporta industrijske odpadne vode
c_k^{TP}	EUR/kg	prodajna cena trdnih produktov k proizvedenih v tovarni proteinskih koncentratov
c^{TS}	EUR/kWh	prodajna cena toplote
$C_{c,h}^f$	EUR	fiksni koeficient za toplotni prenosnik
$C_{c,HU}^f$	EUR	fiksni koeficient za grelnik
$C_{h,CU}^f$	EUR	fiksni koeficient za hladilnik
$C_{c,h}^v$	EUR/m ²	koeficient variabilnega dela investicijskih sredstev za toplotni prenosnik
$C_{c,HU}^v$	EUR/m ²	koeficient variabilnega dela investicijskih sredstev za hladilnik
$C_{h,CU}^v$	EUR/m ²	koeficient variabilnega dela investicijskih sredstev za grelnik
$EMAT$	K	minimalna temperaturna razlika za toplotno izmenjavo
e_j^{BG}	kWh/m ³	energetska vrednost bioplina za proces j
f_d	d/s	faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto
f_{d1}	d	faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto
h_c	W/(m ² K)	koeficient toplotne prestopnosti za hladni tok

PARAMETER	ENOTA	OPIS
h_h	W/(m ² K)	koeficient toplotne prestopnosti za topli tok
h_{CU}	W/(m ² K)	koeficient toplotne prestopnosti za mrzlo pogonsko sredstvo
h_{HU}	W/(m ² K)	koeficient toplotne prestopnosti za vroče pogonsko sredstvo
p_j^0	kWh/d	dnevna poraba električne energije za proces osnovnega primera anaerobne fermentacije j
$q_{m,i,j}^0$	kg/d	masni pretok vhodnih surovin i za osnovni primer proizvodnje bioplina v procesu j
$q_{m,j}^{R,0}$	kg/d	dnevna poraba vhodnih surovin tovarne proteinskih koncentratov
$q_{v,j}^{BG,0}$	kg/d	dnevna proizvodnja bioplina za osnovni primer anaerobne fermentacije
$T_{c,m}$	K	temperatura toplega procesnega toka c pri toplem in mrzlem koncu stopnje
$Th_{h,m}$	K	temperatura toplega procesnega toka h pri toplem in mrzlem koncu stopnje
$T_j^{BG,OUT}$	K	iztočna temperatura bioplina
T_{IN}^{CHP}	K	vtočna temperatura vroče vode
T_{OUT}^{CHP}	K	iztočna temperatura vroče vode
$T_j^{FW,IN}$	K	vtočna temperatura sveže vode
$T_j^{HR,IN}$	K	vtočna temperatura toplotnih izgub
$T_j^{HR,OUT}$	K	iztočna temperatura toplotnih izgub
T_{CU}^{IN}	K	vtočna temperatura mrzlega pogonskega sredstva
T_{HU}^{IN}	K	vtočna temperatura vročega pogonskega sredstva
$T_j^{IW,IN}$	K	vtočna temperatura industrijske odpadne vode
$T_{IN}^{M_{m+1}}$	K	vtočna temperatura mešalne enote
$T_{OUT}^{M_m}$	K	iztočna temperatura mešalne enote
$T_j^{NPF,IN}$	K	vtočna temperatura surovin iz nove piščančje farme
$T_j^{OW,IN}$	K	vtočna temperatura ostalih surovin
$T_j^{PF,IN}$	K	vtočna temperatura surovin iz svinjske farme
$T_{i,j}^{S,IN}$	K	vtočna temperatura vhodnih surovin v mešalno enoto
T_{CU}^{OUT}	K	iztočna temperatura mrzlega pogonskega sredstva
T_{IN}^{SW}	K	vtočna temperatura steriliziranih klavnih odpadkov
T_{OUT}^{SW}	K	iztočna temperatura steriliziranih klavnih odpadkov
$T_j^{WW,IN}$	K	vtočna temperatura odpadne procesne vode procesa j
T_{HU}^{OUT}	K	iztočna temperatura vročega pogonskega sredstva

PARAMETER	ENOTA	OPIS
$T_j^{WW,OUT}$	K	iztočna temperatura odpadne procesne vode procesa j
$\Delta T_{h,c}$	K	temperaturna razlika za stik (c, h)
ΔT_{hu_c}	K	temperaturna razlika za stik med vročim pogonskim sredstvom in hladnim procesnim tokom c
ΔT_{cu_h}	K	temperaturna razlika za stik med hladnim pogonskim sredstvom in toplim procesnim tokom c
$\beta_{c,h}$	/	eksponent za vrednost površine toplotnega prenosnika
$\beta_{c,HU}$	/	eksponent za vrednost površine grelnika
$\beta_{h,CU}$	/	eksponent za vrednost površine hladilnika
Γ	K	zgornja meja temperaturne razlike
$\Phi_{izgube,j}^0$	W/K	energetska izguba med anaerobno fermentacijo
η^E		učinkovitost generatorja za proizvodnjo električne energije
ρ^{BG}	kg/m ³	gostota bioplina
Ω	kW	zgornja meja za izmenjavo toplote pri stiku (c,h)
Ω^{cu}	kW	zgornja meja za izmenjavo toplote pri stiku toka in mrzlega pogonskega sredstva
Ω^{hu}	kW	zgornja meja za izmenjavo toplote pri stiku toka in vročega pogonskega sredstva

SPREMENLJIVKE	ENOTA	OPIS
A^{GREL}	m ²	površina grelnika
A^{HLAD}	m ²	površina hladilnika
A^{OTP}	m ²	površina toplotnega prenosnika
Fc_c	W/K	pretok toplotne kapacitete hladnega procesnega toka
Fh_h	W/K	pretok toplotne kapacitete toplega procesnega toka
Fc_j^{AF}	W/K	pretok toplotne kapacitete za toplotne izgube anaerobne fermentacije
Fc^M	W/K	pretok toplotne kapacitete mešalnih enot (M_1, M_2, M_3)
$Fc_{j,l}^{RWW}$	W/K	pretok toplotne kapacitete očiščene procesne vode
$Fc_{i,j}^{VS}$	W/K	pretok toplotne kapacitete vhodnih surovin
Fh^{WW}	W/K	pretok toplotne kapacitete odpadne procesne vode
Fh^{CHP}	W/K	pretok toplotne kapacitete procesnega toka iz kogeneracijskega sistema
P_{porab}^{CHP}	W	porabljena električna energija v lastnem procesu
T_c^{IN}	K	vtočna temperatura hladnega procesnega toka
T_h^{IN}	K	vtočna temperatura toplega procesnega toka

SPREMENLJIVKE	ENOTA	OPIS
T_c^{OUT}	K	vtočna temperatura hladnega procesnega toka
T_h^{OUT}	K	vtočna temperatura toplega procesnega toka
$U_{c,HU}$	W/(m ² K)	koeficient toplotne prehodnosti med hladnim procesnim tokom <i>c</i> in vročim pogonskim sredstvom
$U_{h,CU}$	W/(m ² K)	koeficient toplotne prehodnosti med toplim procesnim tokom <i>h</i> in mrzlim pogonskim sredstvom
$q_{c,h}$	W	preneseni toplotni tok med toplim <i>h</i> in hladnim procesnim tokom <i>c</i>
qcu_h	W	preneseni toplotni tok med toplim procesnim tokom <i>h</i> in vročim pogonskim sredstvom
qhu_c	W	preneseni toplotni tok med hladnim procesnim tokom <i>c</i> in mrzlim pogonskim sredstvom
$q_{m_i,j}$	kg/d	masni pretok vhodnih surovin <i>i</i> v proces <i>j</i>
$q_{m_j}^{M_1}$	kg/d	masni pretok mešalne enote <i>M</i> ₁
$q_{m_j}^{M_2}$	kg/d	masni pretok mešalne enote <i>M</i> ₂
$q_{m_j}^{M_3}$	kg/d	masni pretok mešalne enote <i>M</i> ₃
$q_{m_j,l}^{OG}$	kg/d	masni pretok organskega gnojila
$q_{m_j}^R$	kg/d	masni pretok ostankov
$q_{m_j,l}^{RWW}$	kg/d	masni pretok ponovno očiščene procesne vode
$q_{m_j,k}^{TP}$	kg/d	masni pretok trdnih produktov iz tovarne proteinskih koncentratov
$q_{m_j,l}^{ww}$	kg/d	masni pretok odpadne procesne vode iz procesa <i>j</i> , ki se vodi na sistem čiščenja <i>l</i>
$q_{v_j}^{BG}$	m ³ /d	volumski pretok proizvodnje bioplina <i>j</i>
$z_{c,h}$		binarna spremenljivka za izbor stika (<i>c,h</i>)
z_h^{cu}		binarna spremenljivka za izbor hladilnika na toplem toku <i>h</i>
z_c^{hu}		binarna spremenljivka za izbor grelnika na hladnem toku <i>c</i>
Φ_{CU}	W	poraba mrzlega pogonskega sredstva
Φ_{HU}	W	poraba vročega pogonskega sredstva
Φ_{porab}^{CHP}	W	proizvedena toplota v kogeneracijskem sistemu, ki se uporabi v lastnem procesu
Φ_{prod}^{CHP}	W	proizvedena toplota v kogeneracijskem sistemu, ki se proda v omrežje
Φ_{proiz}^{CHP}	W	proizvedena toplota v kogeneracijskem sistemu
Φ^{SW}	W	potrebna toplota za sterilizacijo klavnih odpadkov

KLJUČNA DOKUMENTACIJSKA INFORMACIJA

ŠD Dd
DK UDK:
KS sinteza procesov, bioplin, anaerobna fermentacija, živalski odpadki, optimiranje, toplotna integracija, mešano celoštevilsko nelinearno programiranje, metoda odsekovne linearizacije, omrežje toplotnih prenosnikov, industrijska aplikacija
KK
AV DROBEŽ Rozalija
SA KRAVANJA Zdravko (mentor)
NOVAK PINTARIČ Zorka (somentor)
KZ SI-2000 Maribor, Smetanova 17
ZA Univerza v Mariboru, Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo
LI 2011
IN OPTIMIRANJE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA IZ ŽIVALSKIH IN DRUGIH ORGANSKIH ODPADKOV Z UPORABO RAČUNALNIŠKO PODPRTE PROCESNE TEHNIKE
TD Doktorska disertacija
OP XXX, 143 strani, 20 slik, 27 tabel, 117 virov
IJ sl
JI sl/en

RAZŠIRJENI POVZETEK

Eden glavnih okoljevarstvenih problemov živilskopredelovalne industrije je nenehno naraščajoča proizvodnja odpadkov različnega izvora. Proizvodnja bioplina iz organskih in živalskih odpadkov z anaerobno fermentacijo je primeren način za predelavo teh odpadkov. Predelava prinaša mnoge okoljske, ekonomske in družbene koristi.

Po drugi strani procesna systemska tehnika s svojimi vrhunskimi orodji, ki temeljijo na matematičnem programiranju oz. optimizaciji, omogoča generiranje optimalnih in dopustnih rešitev za doseganje višjega nivoja konkurenčnosti proizvodnih podjetij.

V doktorski disertaciji obravnavamo uporabo algoritemskih metod procesne integracije v industrijskem merilu in sicer na primeru velikega živilskopredelovalnega podjetja za doseganje okoljsko sprejemljivih rešitev pri ravnanju in predelavi živalskih substratov in organskih odpadkov. Na osnovi iniciative živilskopredelovalne industrije smo za sintezo procesov proizvodnje bioplina razvili matematični model, ki omogoča selekcijo optimalnega procesa proizvodnje bioplina in sestave vhodnega substrata ter simultano optimizacijo snovnih tokov, investicijskih sredstev in obratovalnih stroškov procesa. Z matematičnim programiranjem smo postopoma najprej izvedli sintezo procesa za proizvodnjo bioplina, nato simultano sintezo s toplotno integracijo in nazadnje še sintezo procesa s simultano sintezo omrežja toplotnih prenosnikov.

Tako smo najprej razvili mešano celoštevilski nelinearni (MINLP) model za sintezo procesov proizvodnje bioplina. V primeru simultane toplotne integracije in sinteze procesa smo ga nadgradili z modelom za simultano toplotno integracijo (Duran in Grossmann, 1986), ki smo ga za potrebe industrijskega problema prilagodili za konstantne temperature in izotermno mešanje procesnih tokov. Model omogoča določitev optimalne procesne sheme in minimalne porabe pogonskih sredstev za množico alternativnih toplih in hladnih tokov procesa proizvodnje bioplina. Z omenjeno modifikacijo simultanega modela toplotne integracije in s konveksifikacijo konkavnih investicijskih členov v namenski funkciji z odsekovno linearizacijo smo razvili mešano celoštevilski linearni model (MILP), ki omogoča reševanje industrijskega problema do globalnih rešitev.

Ker pri reševanju sinteznih problemov praviloma dobimo boljše rešitve, če obravnavamo snovne in energetske bilance ter investicijska sredstva in obratovalne stroške hkrati, smo se v končni fazi sinteze procesa odločili, da tudi omrežje toplotnih prenosnikov (OTP) pri proizvodnji bioplina sintetiziramo simultano s procesom. Tako smo celotni sintezni problem zapisali na osnovi dveh med seboj povezanih superstruktur v obliki mešano celoštevilskega nelinearnega problema. Pri tem smo predlagali novo superstrukturo procesnih tokov, kjer se lahko procesni tokovi ne-izotermno mešajo in kombinirajo. Predhodno razviti model MINLP za sintezo procesa proizvodnje bioplina smo nadgradili z večstopenjskim modelom za simultano sintezo omrežja toplotnih prenosnikov (Yee in Grossmann, 1990), ki smo ga modificirali za potrebe simultanega pristopa in nove superstrukture procesnih tokov. Tako dodelan model omogoča simultano določitev optimalne procesne sheme z optimalnim

omrežjem toplotnih prenosnikov pri optimalni sestavi in porabi vhodnih surovin, optimalnih obratovalnih stroškov in investicijskih sredstvih.

Ključne besede: sinteza procesov, bioplin, anaerobna fermentacija, živalski odpadki, optimiranje, toplotna integracija, mešano celoštevilsko nelinearno programiranje, metoda odsekovne linearizacije, omrežje toplotnih prenosnikov, industrijska aplikacija

UDK: 628.47:519.85(043.3)

KEY WORD DOCUMENTATION

ŠD Dd
DK UDK:
KS process synthesis, biogas, anaerobic fermentation, animal wastes, optimization, heat integration, mixed integer nonlinear programming, method of piecewise linearization, heat exchanger network, industrial application
KK
AV DROBEŽ Rozalija
SA KRAVANJA Zdravko (supervisor)
NOVAK PINTARIČ Zorka (co-supervisor)
KZ SI-2000 Maribor, Smetanova 17
ZA University of Maribor, Faculty of Chemistry and Chemical Engineering
LI 2011
IN Optimization of processes for biogas production from animal and other organic wastes using the computer aided process engineering
TD Doctoral dissertation
OP XXX, 143 pages, 20 figures, 27 tables, 117 references
IJ sl
JI sl/en

EXTENDED ABSTRACT

The main environmental problem relating to the meat processing industry is the constantly increasing production of wastes from various sources. Anaerobic digestion can be regarded as an efficient, economical, and sustainable solution for converting organic and animal wastes into precious biogas and other products. On the other hand, process systems engineering with its efficient computer-aided, mathematical programming-based tools, enables us to generate optimal and useful solutions and thus facilitate the achievement of higher competitiveness from process industries.

In this respect, the topic of this PhD thesis is devoted to the field of process integration: different algorithmic methods were applied in order to obtain economically- efficient and yet, environmentally benign solutions for the utilization of different animal and organic wastes within an existing large-scale meat company. A mathematical model for the synthesis of biogas process was developed based on the initiative of this meat company. This model enables the selection of an optimal biogas process flow sheet, optimal consumption of substrates and optimal production of biogas and other products, by the simultaneous optimization of mass flow rates, operating costs, and investment of the process. The mathematical programming approach was applied for increasing complexities, firstly to the synthesis of biogas process alone, then to the simultaneous heat integration and synthesis of the biogas process and, finally, to the simultaneous synthesis of the biogas process and its integrated heat exchanger network.

Firstly, a mixed integer nonlinear programming (MINLP) model for the synthesis of biogas processes was developed. This model was then upgraded with heat balances and extended by a simultaneous heat integration model developed by Duran and Grossmann (1986) in order to perform the simultaneous heat integration and synthesis of the biogas process. The original heat integration model was modified in order to correspond to the specific needs of industrial applications. It was assumed that all units were operating at fixed temperatures and the process streams mixed isothermally. By applying the mentioned modifications and replacing concave investment terms within the objective function with convex ones by the use of a piecewise linearization method, we developed a mixed integer linear (MILP) model, which was capable of obtaining global optimal solutions for the given industrial problem. This model determines globally optimal process schemes for a set of alternative hot and cold process streams at minimum consumption of utilities.

As superior solutions to the synthesis problems were expected when the mass and energy balances, as well as the capital and operating costs were optimized simultaneously, during the final stage of our biogas process synthesis we performed the process synthesis simultaneously with the synthesis of its heat integrated heat exchanger network (HEN). The combined synthesis problem was formulated as an MINLP problem based on the mathematical description of combined process/HEN superstructure. In addition, a new process streams superstructure was proposed where the streams could be non-isothermally mixed and merged into a significantly

smaller set of streams in order to obtain optimal and yet simpler solutions. The final synthesis model thus consists of the MINLP model for biogas process synthesis, the MINLP model for the simultaneous synthesis of heat integrated HEN (Yee in Grossmann, 1990), now modified to enable the simultaneous process and its HEN synthesis, and the mass and energy balances models for the process streams superstructure. The developed MINLP model enables the selection of an optimal biogas process scheme together with its HEN at the optimal composition and consumption of inlet substrates, optimal operating costs, and investment.

Keywords: process synthesis, biogas, anaerobic fermentation, animal wastes, optimization, heat integration, mixed integer nonlinear programming, method of piecewise linearization, heat exchanger network, industrial application

UDK: 628.47:519.85(043.3)

1 UVOD

Eden glavnih okoljevarstvenih problemov živilskopredelovalne industrije je nenehno naraščajoča proizvodnja odpadkov različnega izvora. V številnih industrijah postajata izraba in zmanjševanje količine odpadkov prioriteta in pomemben del občega truda za zmanjševanje onesnaževanja okolja, emisij toplogrednih plinov (TGP) in ublažitev globalnega segrevanja. Še nedavno nenadzorovano odlaganje odpadkov ni več sprejemljivo, zato je potrebno poiskati najustreznejšo rešitev, ki bo zadostila današnjim strogim standardom in okoljski ter zdravstveni zakonodaji (Al Seadi in drugi, 2010).

Hkrati se veliko pozornosti namenja nenehnemu povečevanju energetske učinkovitosti, zniževanju porabe surovin in vode ter razvijanju novih tehnologij po načelih trajnostne proizvodnje. Slovenija, tako kot ostale evropske države, sledi trendom trajnostnega razvoja. Ena izmed osnovnih prioritiet trajnostnega razvoja je tako varovanje okolja in trajnostna energetska oskrba. Poleg učinkovite rabe energije je potrebno iskati tudi nove in obnovljive vire energije, ki v svetu igrajo vse pomembnejšo vlogo pri proizvodnji energije.

Proizvedeni odpadki različnega izvora v živilskopredelovalnih industrijah predstavljajo dragocen vir energije. Uporabimo jih lahko za proizvodnjo obnovljivih virov energije in za proizvodnjo drugih koristnih produktov, kot je visoko kakovostno organsko gnojilo, ki vsebuje koristne kemijske komponente. Na tovrstnih idejah so se razvile nove tehnologije za proizvodnjo biogoriv. Ena izmed takšnih tehnologij za proizvodnjo energije, zmanjšanje emisij TGP in trajnostno obdelavo odpadkov je proizvodnja bioplina z anaerobno fermentacijo (AF).

AF je naravni biološki proces, ki se pogosto uporablja za predelavo kmetijskih in živalskih substratov, kot so živalska gnojevka in blato, energetski posevki in organski odpadki kmetijske in živilskopredelovalne industrije. Prisotni mikroorganizmi v AF razgradijo odpadke do metana (CH_4) in ogljikovega dioksida (CO_2). Razgradnja poteka pri različnih temperaturnih pogojih; najpogosteje pri mezofilnem ($35\text{ }^\circ\text{C}$) in termofilnem ($55\text{ }^\circ\text{C}$) temperaturnem območju delovanja.

Proizvodnja in uporaba bioplina lahko prinašata mnoge okoljske, ekonomske in družbene koristi. Proizvodnja t.i. »zelenih« toplote in električne energije iz bioplina omogoča prihranke primarne energije, zmanjšanje stroškov energetske oskrbe in decentralizirano energetsko oskrbo, ne da bi bilo potrebno spreminjati proizvodne procese. Električna energija, proizvedena v kogeneracijskem sistemu, lahko delno zadovolji potrebe proizvodnje in na ta način zmanjša odjem električne energije iz omrežja. Možno je tudi, da proizvedena električna energija presega potrebe proizvodnje in jo podjetje kot »zeleno energijo« oddaja v omrežje. Hkrati bioplinske tehnologije pripomorejo k zmanjševanju količine odpadkov in stroškov za njihovo odlaganje.

Večina obstoječih industrijskih obratov praviloma ni trajnostno naravnanih, zaradi svojih prekomernih zahtev po neobnovljivih naravnih virih energije. Podjetja lahko s pomočjo procesne integracije, ki je zelo učinkovito orodje, prilagodijo svojo proizvodnjo po načelu trajnostnega razvoja. Tako lahko z uporabo znižajo porabo toplote, električne energije, vode in drugih virov ter zmanjšajo okoljske obremenitve. Orodja računalniško podprte procesne tehnike, so v zadnjih dveh desetletjih izjemno napredovala in posledično se je pojavila težnja po integraciji med obrati zaradi čim boljšega združevanja celotne proizvodnje in oskrbovalne verige.

Pri sintezi procesov na osnovi matematičnega programiranja vse pogosteje formuliramo matematične modele kot mešano celoštevilске nelinearne programe (MINLP), ki praviloma veljajo za težko rešljive optimizacijske probleme. Prednost takšnega pristopa je v sistematičnem in simultanjem upoštevanju diskretnih in zveznih odločitev. To je še posebej pomembno v primerih, kjer simultano optimiramo procesne strukture (diskretne spremenljivke) in procesne parametre (zvezne spremenljivke). Uporaba tega simultane pristopa je velikokrat problematična pri reševanju realnih industrijskih procesov, saj z modeliranjem realnega problema pogosto nastanejo modeli, ki so nelinearni in nekonveksni, zlasti v primerih, ko želimo kar najbolje opisati proces ali posamezne procesne enote. Čeprav je bilo v preteklosti razvitih in uporabljenih že kar nekaj splošnih matematičnih modelov za realne industrijske procese, je še vedno potrebno izvesti različne modifikacije modelov, da bi čim bolje ustrezali dejanskemu stanju proizvodnje in dajali za podjetje uporabne rezultate. Zato je potreben prenos sodobnih metod sistemske procesne tehnike iz akademskega v industrijsko okolje, saj te metode omogočajo generiranje

dopustnih in optimalnih rešitev, ki praviloma dajejo boljše rešitve od drugih navedenih pristopov v literaturi.

1.1 OSNOVNI CILJI DOKTORSKE DISERTACIJE

Cilj doktorske disertacije je razvoj matematičnega modela s formulacijo, ki temelji na mešano celoštevilskem nelinearnem programiranju (MINLP), za izbor optimalnega procesa proizvodnje bioplina, pri čemer je potrebno upoštevati vse zahteve podjetja. Z uporabo pridobljenih rešitev bi podjetje povečalo energetske učinkovitost ter znižalo porabo surovin in vode po načelih trajnostnega razvoja.

V ta namen je v doktorski disertaciji prikazana uporaba algoritemskih metod procesne integracije v industrijskem merilu in sicer na primeru velikega živilskopredelovalnega podjetja za okoljsko sprejemljive rešitve pri ravnanju in predelavi živalskih substratov in organskih odpadkov. Izvedli smo:

- a) sintezo procesov za proizvodnjo bioplina,
- b) simultano toplotno integracijo in sintezo oz. optimiranje bioprocasa in
- c) določitev omrežja toplotnih prenosnikov (OTP) pri proizvodnji bioplina simultano s sintezo bioprocasa.

Matematični model za sintezo procesov proizvodnje bioplina smo razvili na osnovi iniciative živilskopredelovalne industrije, ki omogoča selekcijo optimalnega procesa proizvodnje bioplina in sestave vhodnega substrata ter simultano optimiranje snovnih tokov, investicijskih sredstev in obratovalnih stroškov procesa. Matematični model za simultano toplotno integracijo in sintezo procesa smo razvili z nadgradnjo procesnega modela s splošnim modelom toplote integracije, ki sta ga razvila Duran in Grossmann (1986). Nadgrajeni model omogoča simultano določitev optimalne procesne sheme in minimalno porabo pogonskih sredstev za množico toplih in hladnih tokov procesa proizvodnje bioplina. Konveksnost modela smo zagotovili z uporabo metode odsekovne linearizacije, s katero smo odpravili nekonveksne člene in tako omogočili doseganje globalne optimalne rešitve. V sklopu določitev omrežja toplotnih prenosnikov pri proizvodnji bioplina smo predlagali novo superstrukturo za hkratno sintezo procesa proizvodnje bioplina in OTP. Pri nadgradnji procesnega modela za izvedbo hkratne sinteze toplotno integriranega OTP smo uporabili model OTP (Yee in Grossmann, 1990). Model sinteze OTP temelji na večstopenjski

superstrukturi in omogoča optimizacijo porabe pogonskih sredstev, energije, površine in števila toplotnih prenosnikov. Za potrebe simultane pristopa smo ga modificirali in povezali s procesnim modelom. Celotni matematični model tako omogoča simultano določitev optimalne procesne sheme, toplotno integracijo, izbor stikov, optimiranje ploščin prenosnikov in stroškov pogonskih sredstev.

1.2 HIPOTEZE DOKTORSKE DISERTACIJE

Dosedanji pristopi v procesni industriji, ki temeljijo le na postopnem izboljševanju procesne ekonomike in učinkovitosti, so zastareli. Pristop je potrebno nadgraditi s trajnostnimi vidiki, saj le tako pridobimo nove, ekonomsko učinkovite in trajnostne procesne rešitve, ki jih lahko učinkovito uporabimo v industriji. Procesna sistemska tehnika omogoča doseganje trajnostne proizvodnje oziroma ekonomsko učinkovite in za okolje prijazne proizvodnje z izvajanjem diskretnih in zveznih odločitev hkrati. To je še posebej pomembno pri sintezi procesov, kjer hkrati optimiramo strukturo procesa in procesne parametre.

Poglavitne delovne hipoteze doktorske disertacije so naslednje:

- uporaba superstrukturnega pristopa za sintezo proizvodnje bioplina, s katerim nameravamo zmanjšati količino odpadkov in omogočiti določitev optimalne sestave vhodnega substrata ter procesa za proizvodnjo bioplina;
- uporaba metode matematičnega programiranja, ki je razvita za toplotno integracijo kemijskih procesov, in jo bo z določenimi modifikacijami in prilagoditvami mogoče uporabiti za simultano izvedbo toplotne integracije in sinteze realnega industrijskega procesa;
- z razvojem matematičnega modela za simultano toplotno integracijo in sintezo procesa proizvodnje bioplina bodo doseženi poleg okoljsko sprejemljive rešitve pri ravnanju in predelavi živalskih in organskih odpadkov tudi prihranki vode, vročega in mrzlega pogonskega sredstva ter električne energije;
- z uporabo metode odsekovne linearizacije za konveksifikacijo nekonveksnih členov v matematičnem modelu, ki temelji na MINLP, bo zagotovljena globalna optimalna rešitev danega problema;

-
- s pravo izbiro superstrukture omrežja in sinteze procesa proizvodnje bioplina lahko bistveno zmanjšamo površino in število toplotnih prenosnikov ter hkrati zmanjšamo investicijo in obratovalne stroške toplotnih prenosnikov;
 - z razvojem matematičnega modela za določitev omrežja toplotnih prenosnikov pri proizvodnji bioplina z izkoriščanjem posrednega prenosa toplote (toplotni prenosniki) bodo doseženi znatni prihranki vročega in mrzlega pogonskega sredstva ter energije;
 - z modifikacijami splošnih matematičnih modelov iz literature bomo pridobili uporabne rezultate pri ravnanju in predelavi živalskih in organskih odpadkov.

1.3 METODOLOGIJA DELA

Za izvedbo predlaganih raziskovalnih vsebin doktorske disertacije smo uporabili različne matematično-programirne tehnike, ki zagotavljajo dopustne, optimalne in celovite rešitve za optimizacijske probleme. Matematične modele smo formulirali v komercialno dostopnem računalniškem paketu **GAMS (General Algebraic Modelling System;** (Brooke, 2006; GAMS Beta 22.4)) z MINLP in mešano celoštevilskim linearnim programiranjem (MILP). Razviti matematični model za sintezo proizvodnje bioplina iz živalskih substratov in drugih organskih odpadkov, odvisno od zahtev živilskopredelovalne industrije, smo reševali z algoritmom vejanja in reduciranja dopustnega prostora (**Branch-and-Reduce Optimization Navigator, BARON;** (Sahinidis, 2000)). Pri simultani toplotni integraciji in sintezi procesa proizvodnje bioplina smo uporabili algoritem vejanja in reduciranja dopustnega prostora in algoritem kazenske funkcije/zunanje aproksimacije/relaksacije enačb (OA/ER/AP). Problem konveksifikacije modela simultane integracije in sinteze proizvodnje bioplina z odsekovno linearizacijo smo reševali z algoritmom vejanja in omejevanja (Branch-and-Bound). Problem določitve omrežja toplotnih prenosnikov sinteze proizvodnje bioplina smo reševali z algoritmom vejanja in reduciranja dopustnega prostora in algoritmom OA/ER/AP v komercialno dostopnem programu GAMS/DICOPT (**Discrete and Continuous OPTimezer**).

2 TEORETIČNE OSNOVE

V tem poglavju predstavljamo uporabljene metode matematičnega programiranja in ekonomski kriterij za oceno rezultatov sinteze procesa proizvodnje bioplina ter problematiko živilskopredelovalne industrije. Poleg tega podajamo pregled literature za razvoj matematičnega modela sinteze procesov za proizvodnjo bioplina, toplotne integracije in sinteze toplotnega omrežja toplotnih prenosnikov.

2.1 MATEMATIČNO PROGRAMIRANJE

Podjetja kemijske in procesne industrije za zagotavljanje optimalne porabe toplote, električne energije, vode, optimalnih obratovalnih pogojev posameznih procesnih enot oziroma celotnega procesa še vedno pretežno uporabljajo hevristične in termodinamske pristope. Žal uporaba metod matematičnega programiranja v mnogih podjetjih v Sloveniji še ni stalna praksa. Prednost matematičnega pristopa pri sintezi procesov pred ostalima je v sistematičnem in simultanem upoštevanju diskretnih in zveznih odločitev, ki so opisani z ustreznimi matematičnimi modeli. To je še posebej pomembno v primerih, kjer hkrati optimiramo strukture procesov in procesne parametre.

Osnovni matematični model je sestavljen iz skupka enačb in neenačb, ki predstavljajo matematični opis procesa, značilnosti procesa in povezujejo spremenljivke procesa z namensko funkcijo. Splošna formulacija matematičnega modela je naslednja (Grossmann in drugi, 2000):

$$\min_{x,y} z = c^T y + f(x)$$

p.p.

$$h(x) = 0$$

$$g(x) + Ay \leq 0$$

$$Ey \leq e$$

$$x \in \mathbb{R}^n, y \in \{0,1\}^m$$

(M1)

kjer je z namenska spremenljivka, s katero določimo vrednost optimizacijskega kriterija, ki je običajno profitna ali stroškovna ekonomska funkcija. Prvi člen običajno predstavlja fiksni strošek diskretnih odločitev c in drugi člen je skalarna funkcija zveznih odločitev $f(x)$. Simbola h in g sta vektorja pogojnih enačb oz. neenačb. Prvi simbol (h) predstavlja vektor pogojnih enačb za snovne in energetske bilance, fizikalne lastnosti procesa, izračune dimenzij procesnih enot ipd. Simbol (g) predstavlja vektor pogojnih neenačb, s katerimi opišemo območje dovoljenih obratovalnih pogojev, proizvodne specifikacije oz. zahteve, logične pogoje ipd. Matrika A je matrika koeficientov v (ne)linearnih pogojih. Simbol x je vektor zveznih spremenljivk, s katerim definiramo vse potrebne karakteristike procesnih enot, presnove, obratovalne pogoje, kot so pretoki, temperature, tlaki, sestave vtokov in podobno. Matrika E je matrika koeficientov in e je vektor koeficientov v logičnih pogojih. Simbol y je vektor binarnih spremenljivk, ki opisuje diskretne odločitve. Z njim opišemo potencialni obstoj procesnih enot (anaerobna fermentacija pri termofilnem delovanju) ali izbor alternativnih materialov znotraj definirane superstrukture procesa. Če je vrednost binarne spremenljivke enaka 1, je alternativa izbrana v optimalni rešitvi, če je vrednost 0, je zavrnjena. V tem primeru splošni matematični model (M1) omogoča sprejemanje zveznih in diskretnih odločitev (Kravanja in Novak Pintarič, 2006; Tokos, 2009; Bogataj, 2010).

V praksi se srečujemo z različnimi optimizacijski problemi, ki se med seboj razlikujejo po namenski funkciji in vrsti spremenljivk. Če matematični model, ki opisuje optimizacijski problem, vsebuje linearno namensko funkcijo in linearne (ne)enačbe ter v modelu ni diskretnih odločitev (množica diskretnih spremenljivk je prazna), govorimo o linearnem programiranju (LP). LP tehnike se pretežno uporabljajo na področju operacijskih raziskav (Dantzig in Thapa, 1997). Razširitev LP problema predstavlja mešano celoštevilsko linearno programiranje (MILP), kar pomeni, da so v modelu poleg zveznih spremenljivk definirane tudi diskretne, večinoma binarne spremenljivke. V literaturi za tovrstne probleme zasledimo številne praktične aplikacije (Gopalakrishnan in Johnson, 2005; Zhang in Hua, 2007).

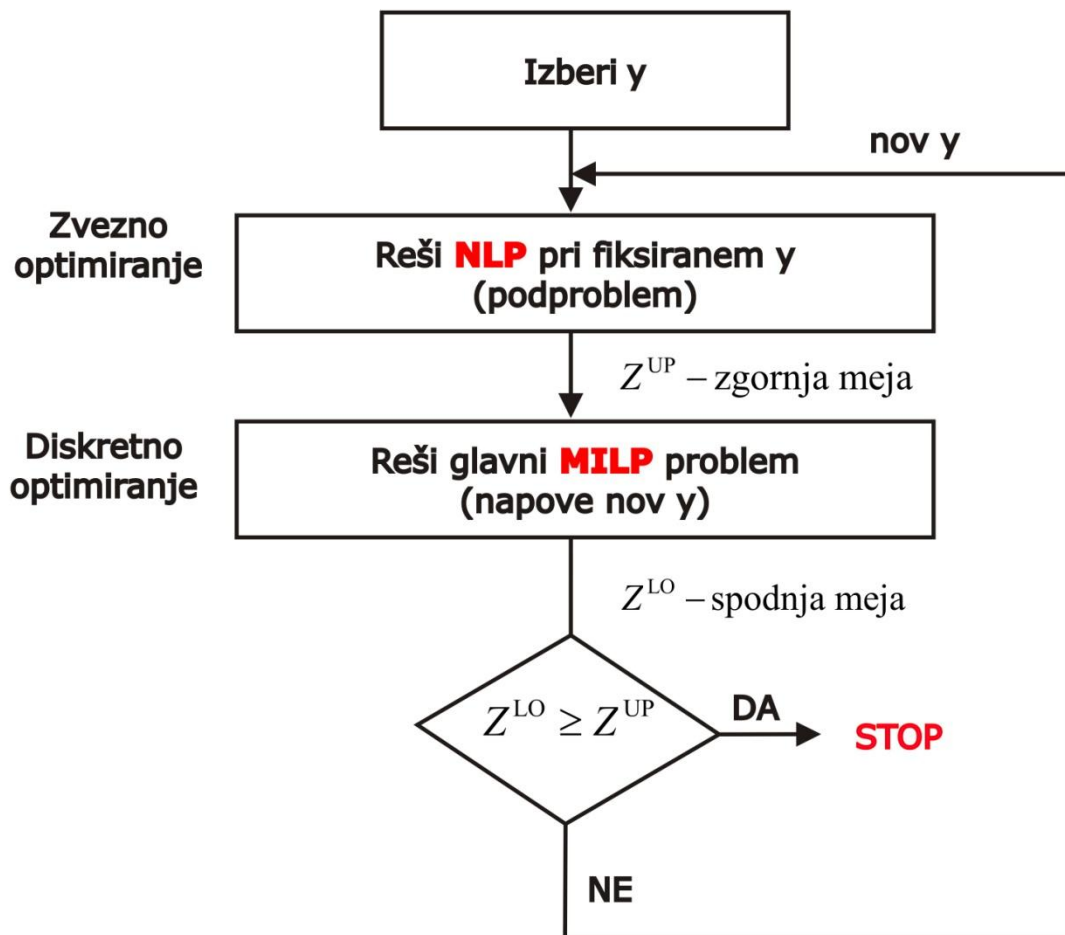
Pri kemijskih procesih so linearni problemi redki. Še posebej redki so pri optimiranju in sintezi procesov, v katerih nastopajo nelinearne korelacije npr. ocena investicije z eksponentnimi funkcijami ipd. V takih primerih uporabljamo za reševanje metodo nelinearnega programiranja (NLP). O nelinearnem programiranju govorimo takrat, ko

obstajajo nelinearni izrazi v namenski funkciji in pogojnih (ne)enačbah ter v modelu optimiramo le zvezne spremenljivke. V primeru, ko v nelinearnem modelu optimiramo poleg zveznih spremenljivk še binarne spremenljivke, govorimo o mešano celoštevilskem nelinearnem programiranju (MINLP (Grossmann in Kravanja, 1997)) . MINLP problem predstavlja kombinacijo NLP ter MILP problema in med prej navedenimi optimizacijskimi problemi velja za najtežje rešljivi optimizacijski problem, ker združuje vse težavnosti obeh prodproblemov: kombinatorično naravo MILP in težave pri reševanju nelinearnih nekonveksnih problemov (NLP). Uporaba MINLP modelov je najpogostejša pri sintezi procesnih shem, omrežjih toplotnih prenosnikov, reaktorskih omrežjih, separacijskih zaporedij in pogonskih sistemov, ki jih postavimo z množico kandidatnih rešitev, tj. superstrukturo (Soršak in Kravanja, 2002; Iršič Bedenik in drugi, 2004; Bogataj in Bagajewicz, 2008; Lima in Grossmann, 2009).

2.1.1 Optimizacijski algoritmi matematičnega programiranja

Optimizacijske probleme na osnovi matematičnega programiranja lahko rešujemo z vrsto algoritmov. Najznačilnejši optimizacijski algoritmi za zgoraj omenjene probleme so (Floudas, 2000; Ravindran in drugi, 2006): metode simpleks (ang. Simplex) za modele LP, metoda vejania in omejevanja (ang. Branch and Bound, BB) (Quesada in Grossmann, 1992) za modele MILP, algoritem reduciranih gradientov (ang. Reduced Gradient) za modele NLP. Za uspešno reševanje modelov MINLP je možno uporabiti vrsto algoritmov, najpogostejši algoritem je zunanja aproksimacija/relaksacija enačb (ang. Outer Approximation/Equality Relaxation, OA/ER), (Duran in Grossmann, 1986; Kocis in Grossmann, 1987). Drugi algoritmi so še: vejanie in omejevanje (Quesada in Grossmann, 1992), splošna Bendersova dekompozicija (ang. Generalized Benders Decomposition, GBD), (Benders, 1962; Geoffrion, 1972), razširjena metoda ravninskih rezov (ang. Extended Cutting Plane Method, ECP), (Westerlund in Pörn, 2002) in zunanja aproksimacija/relaksacija enačb/razširjena kazenska funkcija (ang. Outer Approximation/Equality Relaxation/Augmented Penalty, OA/ER/AP), (Viswanathan in Grossmann, 1990). Med naštetimi algoritmi za reševanje MINLP problemov sta se metodi OA/ER oziroma OA/ER/AP, ki sodita med tako imenovane dekompozicijske metode, izkazali za najučinkovitejši. Pri dekompozicijskih metodah se prvotni problem MINLP razstavi na nelinearni podproblem (NLP) in glavni mešano celoštevilski linearni problem (MILP).

Potek reševanja problema MINLP z algoritmom OA/ER je shematsko prikazan na sliki 2-1.



Slika 2-1: Shematski prikaz algoritma OA/ER (Kravanja in Novak Pintarič, 2006).

Programski paket GAMS (General Algebraic Modeling System) predstavlja komercialno dostopen računalniški paket, v katerem je na voljo uporabniku prijazno okolje za zapis matematičnih modelov in množica učinkovitih optimizacijskih programov. Za reševanje optimizacijskih problemov doktorske disertacije smo uporabili naslednje algoritme:

- vejanja in reduciranja dopustnega prostora (ang. Branch-and-Reduce Optimization Navigator) za sintezo proizvodnje bioplina,
- zunanja aproksimacija/relaksacija enačb/razširjena kazenska funkcija za simultano toplotno integracijo in sintezo procesa proizvodnje bioplina,

- problem konveksifikacije modela simultane toplotne integracije in sinteze proizvodnje bioplina z odsekovno linearizacijo smo reševali z algoritmom vejanja in omejevanja (Branch-and-Bound) in
- za simultano sintezo procesa proizvodnje bioplina in omrežja toplotnih prenosnikov smo reševali z algoritmom (OA/ER/AP).

2.2 EKONOMSKI KRITERIJ

Pomemben del pri sprejemanju odločitev o gradnji novih objektov ali razširitvah in posodobitvah obstoječih obratov je tudi ekonomska analiza. Zato je namenska funkcija pogosto ekonomskega značaja, npr. minimalni skupni stroški, maksimalna neto sedanja vrednost, maksimiranje profita itd.

Da bi lahko ocenili optimalno rešitev danega problema, smo namensko funkcijo definirali kot neto sedanjo vrednost. Tako smo vključili letni denarni tok po obdavčitvi. Pri tem smo uporabili druge ekonomske veličine in kriterije, kot so:

- denarni tok, F^C ,
- amortizacija, D ,
- interna stopnja donosnosti, r_{IRR} in
- doba vračanja, t_{PB} .

Neto sedanjo vrednost, $F^C / (\text{EUR}/a)$, smo izračunali z enačbo:

$$NSV = -I + [(1 - r_t) \cdot (R - E) + r_t \cdot D] \cdot \left[\frac{(1 + r_d)^{t_b} - 1}{r_d (1 + r_d)^{t_b}} \right] \quad (2.1)$$

Denarni tok, $F^C / (\text{EUR}/a)$, smo izračunali z enačbo:

$$F^C = (1 - r_t) \cdot (R - E) + r_t \cdot D \quad (2.2)$$

kjer je r_t davčna stopnja, $R / (\text{EUR}/a)$ so prihodki, $E / (\text{EUR}/a)$ so izdatki in $D / (\text{EUR}/a)$ je letna amortizacija, ki jo izračunamo z enačbo:

$$D = I \cdot \left[\frac{(1 + r_d)^n - 1}{r_d \cdot (1 + r_d)^n} \right]^{-1} \quad (2.3)$$

kjer je I / (EUR) investicija, r_d je obrestna mera in n/a doba amortizacije.

Interno stopnjo donosnosti, r_{IRR} , smo izračunali iterativno z uporabo enačbe:

$$\frac{I}{F^C} = \frac{(1 + r_{IRR})^n - 1}{r_{IRR} \cdot (1 + r_{IRR})^n} \quad (2.4)$$

Dobo vračanja, t_{PB} /a, smo izračunali z enačbo:

$$t_{PB} = \frac{I}{F^C} \quad (2.5)$$

V posameznih delih doktorske disertacije smo uporabili enake vrednosti za davčno stopnjo, obrestno mero in dobo amortizacije. Uporabljene vrednosti so podane pri matematičnem modelu.

2.3 PROBLEMATIKA ŽIVILSKOPREDELOVALNE INDUSTRIJE

Vprašanje, ki iz leta v leto dobiva pomembnejšo vlogo je, kaj storiti s proizvedenimi odpadki iz kmetijstva, živilskopredelovalne industrije, gospodinjstev in čistilnih naprav v številnih državah. Živilskopredelovalne industrije dnevno proizvedejo velike količine klavnih in drugih sekundarnih organskih odpadkov, ki pri predelavi predstavljajo visoke stroške. Pogosto imajo v lasti še vzrejne farme, kjer se dnevno proizvedejo velike količine živalskega gnoja. Njihova neustrezna obdelava povzroča velike in nevzdržne okoljske probleme in stalno nevarnost za ljudi. Po drugi strani pa bi jih lahko koristno uporabila za proizvodnjo energije in za proizvodnjo različnih produktov, ker vsebujejo koristne komponente, kot je visoko kakovostno organsko gnojilo. Hkrati so dogodki v zadnjih 40 letih privedli do problema vedno večje porabe energije, ki jih narekuje pospešena gospodarska rast razvitih držav in držav v razvoju. Zato je potrebno najti način, kako priti do energije, ki ne bo onesnaževala in uničevala okolja v takšni meri, kot ga je do zdaj. Potrebno je najti energente, ki povzročajo okolju najmanj škode in bodo cenovno dostopni vsem uporabnikom. Tak način je mogoče doseči samo z izkoriščanjem in uporabo obnovljivih virov energije, ki so v zadnjih nekaj letih začeli igrati vse pomembnejšo vlogo pri proizvodnji energije. Vzroki za to so predvsem povečanje zanesljivosti oskrbe z energijo, naraščajoče cene energije, emisije TGP in zmanjševanje odvisnosti držav od uvoza energije. Več kot

očitno je, da je potrebna učinkovita in trajnostna rešitev za zgoraj omenjene probleme.

2.3.1 Tehnologija za predelavo odpadkov – anaerobna fermentacija

Ena izmed učinkovitih, če ne najprimernejših, rešitev je anaerobna fermentacija (AF), s katero pri različnem temperaturnem območju delovanja procesa predelamo različne vrste odpadkov v bioplin. Takšen proces je odličen primer zmanjševanja okoljske škode ob znatni ekonomski in družbeni koristi. Po drugi strani pa ima proizvodnja bioplina še druge prednosti, kot so proizvodnja energije iz obnovljivih virov, toplote in predelava organskih odpadkov v kakovostno organsko gnojilo, ki posledično znižuje porabo umetnih gnojil. S tem pripomoremo k zaščiti tal, vode in zraka. Proizvodnja energije in toplote omogoča velike prihranke primarne energije in zmanjšanje stroškov energetske oskrbe, ne da bi bilo potrebno spreminjati proizvodne procese. Električna energija, proizvedena v kogeneracijskem sistemu, lahko delno zadovolji potrebe proizvodnje in na ta način zmanjša odjem električne energije iz omrežja. Možno je tudi, da proizvedena električna energija presega potrebe proizvodnje in jo podjetje kot »zeleno energijo« oddaja v omrežje. Splošno znano je, da proizvodnja bioplina vpliva na zmanjšanje emisij TGP, energetske uvozne odvisnosti, povečuje učinkovito rabo energije in omogoča ustvarjanje novih delovnih mest ter prispeva h krepitvi lokalnega podeželskega razvoja regije.

AF je naravni biološki proces, ki se pogosto uporablja za predelavo kmetijskih in živalskih substratov, kot so živinska gnojevka in blato, energetski posevki in organski odpadki kmetijske in živilskopredelovalne industrije. Prisotni mikroorganizmi v AF razgradijo odpadke do metana in ogljikovega dioksida (Al Seadi in drugi, 2008; Al Seadi in drugi, 2010).

2.3.1.1 Parametri anaerobne fermentacije

Učinkovitost AF je odvisna od nekaterih ključnih pogojev in parametrov. Bistvenega pomena je kontrola obratovalnih parametrov v AF, saj s tem ustvarimo primerne pogoje za mikroorganizme in tudi večjo učinkovitost procesa AF (Monnet, 2003; Verma, 2002; Al Seadi in drugi, 2008; Al Seadi in drugi, 2010).

Anaerobna razgradnja substratov se lahko odvija v širokem temperaturnem razponu tj. od 5 do 65 °C in glede na to obstajajo tri optimalna temperaturna območja delovanja AF. To so: psihrofilno (15-20 °C), mezofilno (30-37 °C) in termofilno (55-60 °C). Pri tem je pomembno, da se izbrana temperatura delovanja vzdržuje čim bolj konstantno, ker že zelo majhne spremembe temperature vplivajo na hitrost nastajanja plina. Še poseben vpliv ima v fazi metanogeneze, v kateri stopnja degradacije narašča s temperaturo (Mata-Alvarez, 2003). AF najpogosteje poteka pri mezofilnem (35 °C) in termofilnem (55 °C) temperaturnem območju delovanja, vendar ima termofilno anaerobno vrenje nekaj prednosti v primerjavi z mezofilnim. Zadrževalni čas se skrajša, zaradi česar je proces hitrejši in bolj učinkovit ter bolj se uničijo patogeni mikroorganizmi. Druge prednosti so še boljša digestija in razpoložljivost substratov, boljša degradacija trdnih substratov in boljše izkoriščanje substratov ter boljša zmožnost ločevanja tekočega in trdnega dela. Slaba lastnost tega postopka pa je, da so potrebne večje količine energije, ker so termofilne bakterije veliko bolj občutljive na nihanje temperature in toksičnost amoniaka v primerjavi z mezofilnim. Poleg tega mora biti dotok substrata enakomeren in potrebno je zagotoviti tudi bolj učinkovito mešanje substrata (Kiyohara in drugi, 2000; Biey in drugi, 2003).

Na reprodukcijo mikroorganizmov imajo poleg temperature pomemben vpliv še drugi parametri in pogoji. Na razvoj mikroorganizmov vpliva tudi razmerje med ogljikom in dušikom v substratih, ki jih fermentiramo. Optimalno razmerje za anaerobno digestijo je med 20 in 30. Visoko razmerje C:N je pokazatelj hitre porabe dušika, ki ga porabljajo metanogene bakterije, kot rezultat pa se kaže v nizki proizvodnji plina. Nasprotno nizko razmerje C:N kaže na akumulacijo amoniaka, zaradi česar lahko pH vrednost presega 8,5. Le ta je toksična za metanogene bakterije (Verma, 2002; Monnet, 2003; Yadvika in drugi, 2004).

Čas zadrževanja substratov v AF je odvisen od več faktorjev, kot so: temperatura, stopnja mešanja, koncentracije organskih snovi, prostorninska obremenitev, pH itd. V mezofilnem procesu je od 15 do 30 dni in v termofilnem od 12 do 14 dni (Monnet, 2003).

Namen mešanja v digestorju je izboljšanje kontakta med mikroorganizmi in substratom ter zagotavljanje lažjega dostopa hranil bakterijski populaciji. Obenem vzdržuje izenačene temperature, ker v nasprotnem primeru lahko pride do različnega odvijanja procesov v posameznih delih digestorja. Pri mešanju je

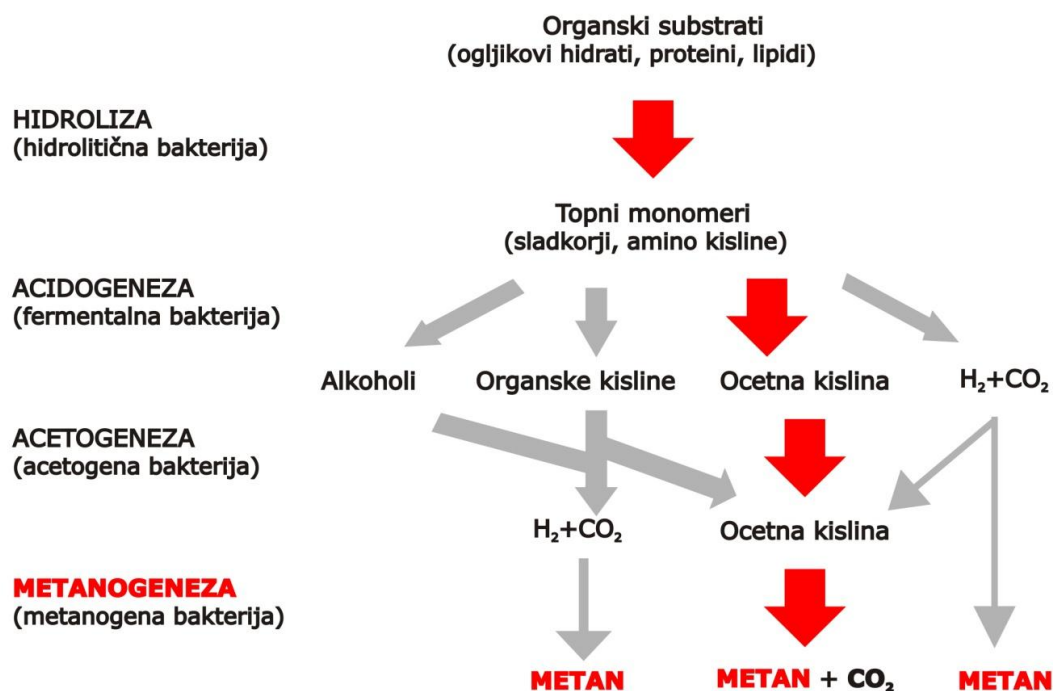
potrebno tudi paziti na hitrost mešanja, ker premočno mešanje razbije mikroorganizme. Uporaba mešalnega orodja in mešalna hitrost sta odvisni od tipa digestorja in vsebnosti trdnih snovi (Verma, 2002; Karim in drugi, 2005).

Na rast metanogenih mikroorganizmov in na razkroj nekaterih snovi (amoniak, sulfid, organske kisline) vpliva tudi vrednost pH. Metan nastaja znotraj relativno ozkega območja pH, približno od 5,5 do 8,5, pri čemer je potrebno zagotoviti optimalne pogoje za acidogene in metanogene bakterije. Optimalni interval za večino metanogenov je med 7 in 8, medtem ko imajo acidogene bakterije nižjo vrednost (Verma, 2002; Yadvika 2004; Al Seadi in drugi, 2008; Al Seadi in drugi, 2010).

2.3.1.2 *Biološki proces anaerobne fermentacije*

Pri procesu fermentacije gre za povezane procesne korake, pri katerih se prvotna snov stalno deli na manjše enote. V vsak individualni korak so vključene specifične skupine mikroorganizmov. Ti organizmi zaporedno razkrajajo proizvode prejšnjih korakov. Poenostavljeni diagram procesa AF je prikazan na sliki 2-2 in je sestavljen iz 4 glavnih procesnih korakov predelave vhodne surovine. Ti so hidroliza, acidogeneza, acetogeneza in metanogeneza (Lee, 2003).

Teoretično je hidroliza prvi korak AF, kjer se kompleksne polimerne snovi razgradijo do enostavnih mono- in oligomernih enot. Polimeri, kot so ogljikovi hidrati, lipidi, nukleinske kisline in proteini, se pretvorijo v glukozo, glicerol itn. Acidogeneza je druga faza razkroja, kjer med postopkom kislinske geneze acidogena (kvasna) bakterija pretvarja proizvode hidrolize v metanogene substrate. Enostavni sladkorji, aminokisline in maščobne kisline razpadejo v acetat, ogljikov dioksid in vodik, kot tudi v hlapne maščobne kisline in alkohole. Med acetogenezo se proizvodi druge faze, ki jih metanogena bakterija ne more direktno pretvoriti v metan, pretvarjajo v metanogene substrate. Acetogeneza in metanogeneza navadno potekata vzporedno, kot simbioza dveh skupin organizmov. V zadnji fazi procesa AF metanotvorne bakterije proizvajajo metan z razcepom acetata na ogljikov dioksid in metan ali z redukcijo CO_2 z N_2 (Al Seadi in drugi, 2008; Al Seadi in drugi, 2010)



Slika 2-2: Poenostavljeni diagram procesa anaerobne fermentacije (Lee, 2003).

2.3.1.3 Produkti anaerobne fermentacije

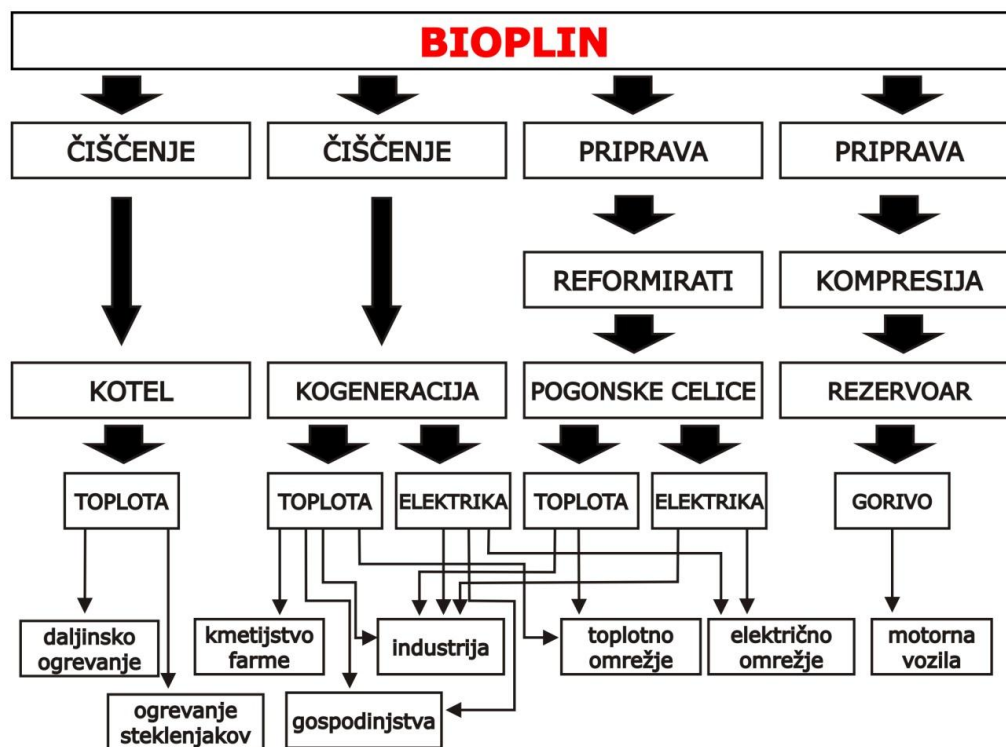
AF se v glavnem uporablja z dvema namenoma: za obdelavo biološko razgradljivih odpadkov in za proizvodnjo obnovljivih virov energije ter drugih tržnih produktov (dopolnila za kmetijske površine).

2.3.1.3.1 Bioplin

Lastnosti in sestava bioplina so različne glede na vrsto in sestavo vhodnega substrata, vrste procesa, zadrževalnega časa, temperature ter drugih dejavnikov. V glavnem je bioplin sestavljen iz metana (50-75 vol %) in ogljikovega dioksida (25-45 vol %) ter iz manjših količin vodikovega sulfida in amoniaka. V manjših sledovih so lahko še prisotni vodik, dušik, nasičeni ali halogenirani ogljikovodiki, kisik in vodna para (Al Seadi in drugi, 2008; Al Seadi in drugi, 2010).

Energetska uporabnost bioplina je velika in je odvisna od narave vira ter lokalnih potreb po določeni obliki energije. Najpogostejši načini izrabe bioplina so proizvodnja toplote in pare, soproizvodnja toplote in električne energije (Savola in Fogelholm, 2007; Raven in Verbong, 2009), gorivo za motorna vozila, pridobivanje

vodika in proizvodnja kemikalij (IEA, Bioenergy Task 37, 2005; Tricase in Lombardi, 2005; Weiland, 2003; Holm-Nielson, 2009). Na sliki 2-3 je shematsko prikazana izraba bioplina.



Slika 2-3: Shematski prikaz izrabe bioplina (Weiland, 2006).

2.3.1.3.2 Digestat

Poleg bioplina dobimo pri AF še en koristen produkt, tj. digestat. Digestat je trdni ostanek in je zelo bogat s hranilnimi snovmi. V digestatu se nahajajo v velikih količinah pomembna rastlinska hranila, kot so dušik, fosfor in kalij. Zaradi njegove kakovosti lahko nadomesti mineralno gnojilo ali šoto in je bolj učinkovito gnojilo ter zmanjšuje tveganje onesnaženja pitne vode (Wellinger, 1999; Al Seadi in drugi, 2010).

2.3.2 Dileme živilskopredelovalne industrije

Osnovni namen študije je bil pridobiti odgovor na več postavljenih vprašanj in dilem, ki so zelo pomembne za nadaljnji razvoj podjetja in reševanje okoljskih problemov:

-
- a) Kakšna je optimalna izbira procesov in obratovalnih pogojev za predelavo živalskega gnoja in drugih organskih odpadkov iz živilskopredelovalne industrije: proizvodnja bioplina z AF pri mezofilnih ali termofilnih pogojih, z ali brez tovarne proteinskih koncentratov (TPK)? TPK je obrat za predelovanje klavnih odpadkov in trupel poginulih živalih, kjer se odpadno živalsko tkivo predeluje v nov material z dodano vrednostjo. Npr. gorivo za sežig ali surovina za proizvodnjo hrane hišnih ljubljencev. Predelava v osnovi poteka na dva načina: mokri in suhi postopek predelave klavnih odpadkov. Pri mokrem postopku gre za ločevanje maščob iz vhodnih surovin, ki jim dodamo vodo s kuhanjem s pomočjo pare. Suhi postopek toplotne obdelave je lahko šaržni ali kontinuirni, kjer iz vhodnih surovin z dehidracijo pridejo najprej do taljenja masti in proteinov in nato do njihovega izločanja (Perutninar, 2007; Perutninar, 2009).
- b) Glede na dolgoročne trende na trgu cene svinjskega mesa upadajo, medtem ko cene perutninskega mesa naraščajo. Torej, katera je optimalna izbira za podjetje? Ali bi izvedli rekonstrukcijo obstoječe farme prašičev in nadaljevali s proizvodnjo svinjskega mesa ali bi to farmo prilagodili potrebam vzreje piščancev in tako začeli z dodatno proizvodnjo perutnine, ki je tudi glavna dejavnost podjetja?
- c) V primeru rekonstrukcije prašičje farme v novo piščančjo farmo je potrebno zagotoviti dodaten vir vode, ker zgornja meja suhe snovi v vhodni surovini predstavlja omejitev, pri kateri lahko vhodne surovine še črpamo in mešamo. Potreba po dodatnem vodnem viru bi se lahko zadovoljila iz lokalnega vodnjaka kot sveža voda ali kot industrijska odpadna voda iz ostalih obratov podjetja. Vendar se pri drugi možnosti vodnega vira pojavi novo vprašanje, ki je povezano z lokacijo bioplinarne. Kateri način transporta odpadne industrijske vode bi bil z vidika ekonomskega in trajnostnega razvoja najbolj ustrezen: transportiranje industrijske odpadne vode preko tlačnega komunalnega sistema ali prevoz z ustreznimi cisternami do bioplinarne?
- d) Pri tem se pojavi tudi vprašanje odpadne procesne vode, ki nastaja med samim procesom proizvodnje bioplina. Gre za izbor ustreznega postopka za čiščenje odpadne procesne vode, ki je odvisen od vrste vodnega omrežja. Le-to je lahko odprto ali zaprto. V primeru odprtega vodnega sistema bi odpadno procesno vodo vodili na čiščenje v centralno čistilno napravo in bi se po čiščenju vračala v okolje. V zaprtem vodnem sistemu s tehnologijo za ponovno uporabo odpadne procesne vode bi vodo vodili na ultrafiltracijo in reverzno osmozo. Očiščena

procesna voda bi se nato ponovno uporabila v procesu za proizvodnjo bioplina, medtem ko bi se nastali koncentrat organskega gnojila prodajal in uporabljal za gnojenje polj.

2.3.2.1 *Potencialne surovine za proizvodnjo bioplina*

Za proizvodnjo bioplina z AF je možno energetsko izrabiti vse vrste biomase, od čiste gnojevke do povsem rastlinskega substrata. Najpogostejše so vse vrste živalske gnojevke in blata, kmetijski ostanki in stranski proizvodi, organski odpadki iz prehranske in kmetijske industrije (rastlinskega in živalskega izvora), organski del komunalnih in gostinskih odpadkov (rastlinskega in živalskega izvora), kanalizacijska gošča in namensko pridelane energetske rastline, kot so koroza, trstikovec, sirek in detelja (Steffen, 1998; Zang, 2007; Al Seadi in drugi, 2008; Al Seadi in drugi, 2010).

Pri tako močni in veliki živilskopredelovalni industriji pri proizvodnji dnevno proizvede velike količine različnih stranskih produktov, ki sedaj predstavljajo visoki strošek in velik okoljski, socialni problem. Na farmi prašičev na leto nastaja 65.000 m³ gnoja in gnojevke. Pri reji govejih pitancev letno nastane 18.000 m³ govejega gnoja in na tej lokaciji bi bilo možno tudi proizvajati silažno koroza (okoli 8.000 t/a). Še poseben problem, zadnja leta predstavljajo klavni odpadki III. kategorije (mehki deli, glavice, kri, perje ter ostanki pri predelavi mesa), ki nastajajo v proizvodnih procesih klavnice in predelave mesa. Letna količina teh odpadkov je 22.402 ton in približno 700 ton flotata. Na vzrejnih farmah piščancev nastaja letno 8.176 ton perutninskega gnoja in stelje. Nekaj odpadkov (poškodovana jajca) še nastaja v valilnici ter v tovarni krmil. Živilskopredelovalna industrija še ima v lasti vnsko klet in vsako jesen po stiskanju grozdja ostane 625 ton groznih tropin.

2.4 **PREGLED LITERATURE**

Pri pregledu literature podajamo literaturo za razvoj matematičnega modela sinteze procesov za proizvodnjo bioplina, toplotne integracije in sinteze toplotnega omrežja toplotnih prenosnikov.

2.4.1 Sinteza procesov za proizvodnjo bioplina

Živalski odpadki iz klavnic in živalski gnoj so pogosto neustrezno obdelani oziroma uporabljeni, kar vodi k številnim in nevzdržnim okoljskim, ekonomskim in socialnim problemom. Živilskopredelovalne industrije običajno predelajo klavne odpadke III. kategorije, npr. kosti, klavni odpadki in kri v lastnem obratu predelave klavniških odpadkov. Pri predelavi se proizvedejo različni sekundarni produkti kot je visoko proteinska mesna-kostna moka, mast in perna moka. Te produkte nadalje uporabijo druge industrije kot surovino za proizvodnjo produktov z višjo dodano vrednostjo. Npr. kot dodatek za hrano hišnih ljubljencev. Odpadki II. kategorije, kot je perutninski gnoj se še vedno lahko brez težav uporabljajo za gnojenje kmetijskih površin. Na ta način v naravi ostane neizkoriščen del surovine za proizvodnjo bioplina, poleg tega se povečuje tudi število patogenih bakterij v zemlji in zastruplja podtalnica. Vendar strožji okoljski, veterinarski in zdravstveni zakoni zahtevajo korenite spremembe v zakonodaji in je le še vprašanje časa, kdaj bo takšno gnojenje prepovedano. Zato je potrebno poiskati učinkovito, ekonomsko in trajnostno rešitev, ki bi te vrste odpadkov predelala v dragocene produkte (Steffen in drugi, 1998; Zhang, 2007; Chen in drugi, 2008). Razvoj novih tehnologij izkoriščanja obnovljivih in alternativnih virov za proizvodnjo energije postaja zelo obetajoča disciplina (Dunn in Bush, 2001; Demirbas in drugi, 2009; Dovì in drugi, 2009). Ena izmed alternativ za preprečevanje kopičenja klavnih in živalskih odpadkov iz živilskopredelovalne industrije je izraba teh odpadkov z anaerobno fermentacijo za proizvodnjo bioplina (Chynoweth in drugi, 2001; Ward in drugi, 2008; Holm-Nielsen in drugi, 2009).

V literaturi najdemo veliko člankov, ki obravnavajo različno tematiko optimizacije proizvodnje bioplina. Večina od njih se ukvarja le z eksperimentalno določitvijo optimalne vrednosti parametrov, ki imajo največji vpliv na proizvodnjo bioplina (Mata-Alvarez in drugi, 2000; Salminen in Rintala, 2002; Voća in drugi, 2005; Ward in drugi, 2008; Chae in drugi, 2008; Chen in drugi, 2008; Llaneza Coalla in drugi, 2009). Ward in drugi (2008) razpravlja o optimalni konfiguraciji reaktorja. Med ostalimi viri, ki so navedeni v odprti literaturi predstavljajo različne simulacijske modele za učinkovite napovedi in optimizacije obratov proizvodnje bioplina (Singh in drugi, 1998; Biswas in drugi, 2007). Lübken in drugi (2007) so razvili model za dinamični izračun proizvodnje energije z vključenimi energetskimi bilancami. Biswas in drugi (2007) so razvili model, ki omogoča korelacijo investicije proizvodnje bioplina. Gielen in drugi (2003)

obravnavajo modeliranje in optimizacijo politike biomase za zmanjševanje emisij CO₂.

V literaturi najdemo le malo člankov posvečenih uporabi in razvoju orodja za računalniško podprto procesno tehniko za načrtovanje bioprosesov, tako je npr. eden izmed njih uporaba simulatorja ASPEN PLUS za simulacijo proizvodnje etanola (Galbe in Zacchi, 1994) in optimizacija toplotne integracije obrata za proizvodnjo bioetanola (Karuppiyah in drugi, 2008). Vzrok je najverjetneje v tem, da ni na voljo dovolj orodij in podatkov za računalniško podprto procesno tehniko za modeliranje, načrtovanje, optimiziranje in sintezo procesov proizvodnje zelene energije.

2.4.2 Simultana toplotna integracija in sinteza procesov za proizvodnjo bioplina

Najpomembnejši dolgoročni cilj Evropske skupnosti na področju trajnostnega energetskega razvoja je zagotavljanje učinkovite rabe in trajnostne oskrbe z energijo ob minimalnih odpadkih in emisijah TPG (Narodoslawsky, 2003; Narodoslawsky in drugi, 2008). Ena od glavnih zahtev trajnostnega razvoja je znatno znižanje porabe surovin in energije ter preprečevanje onesnaževanja okolja. Poleg učinkovite rabe energije je potrebno iskati tudi nove in obnovljive vire energije, ki v svetu igrajo vse pomembnejšo vlogo pri proizvodnji energije; predvsem zato, ker večina obstoječih industrijskih obratov za nemoteno delovanje uporablja energijo, ki jo pretežno še vedno pridobivajo iz neobnovljivih naravnih virov energije. Velika poraba energije iz tradicionalnih virov in naraščajoči stroški energije, skupaj z vedno večjo zaskrbljenostjo glede globalnega segrevanja so prisilili industrijo k iskanju dodatnega vira energije z uporabo različnih orodij procesne integracije (Østergaard, 2009; Rašković in drugi, 2009). Procesna integracija je zelo učinkovito orodje, ki omogoča podjetjem, da obstoječo proizvodnjo prilagodijo načelom trajnostnega razvoja, saj lahko z integracijo znižajo porabo toplote, energije, sveže vode in drugih surovin ter zmanjšajo okoljske obremenitve. Procesna sistemska tehnika je v zadnjih tridesetih letih izjemno napredovala in razvila napredna orodja, ki temeljijo na grafičnem prikazu kot je ušipna metoda (Staine in Favrat, 1996; Fritzson in Berntsson, 2006) in P-graf (Vrbanov in Friedler, 2008; Lam in drugi, 2010) ter na matematičnem programiranju oziroma optimiranju (Krajnc in Glavič, 2009; Tokos in drugi, 2010). Ta pristop je še posebej učinkovit, ko se toplotna integracija izvaja hkrati z optimizacijo (Duran in Grossmann, 1986) ali celo sintezo procesov (Yee in drugi, 1990; Grossmann

in drugi, 1999; Ponce-Ortega in drugi, 2009; Kim in drugi, 2009), saj lahko dosežemo ustrezne kompromisne rešitve med prihodkom od prodaje produktov in surovin ter med obratovalnimi stroški in investicijo. Poleg običajnega zmanjšanja pogonskih sredstev lahko s simultanim pristopom tudi zmanjšamo porabo energije in surovin (Lang in drugi, 1988). V literaturi zasledimo kar nekaj člankov na področju načrtovanja procesov in toplotne integracije proizvodnje z namenom zniževanja primarnih virov energije ter pogonskih sredstev v živilskopredelovalni industriji (Staine in Favrat, 1996; Fritsson in Berntsson, 2006; Fritsson in Berntsson, 2006; Krajnc in Glavič, 2009; Tokos in drugi, 2010). Vendar le malo člankov obravnava uporabo superstrukturnega pristopa in razvoj matematičnega modela sinteze procesov za proizvodnjo bioplina z uporabo toplotne integracije in metod matematičnega programiranja. Po pregledu literature smo ugotovili, da skoraj noben model ni bil razvit za izbor optimalnega procesa proizvodnje bioplina, zlasti takšnega, ki bi upošteval različne živalske in organske odpadke ter druge vključene procese pri sočasni uporabi snovne in toplotne integracije.

2.4.3 Simultana sinteza procesov bioplina in omrežje toplotnih prenosnikov

Pomembno in največkrat preučevano področje sinteze procesov je načrtovanje omrežij toplotnih prenosnikov (OTP). V zadnjih 40 letih je bilo to področje predmet številnih raziskav. S pravo izbiro strukture OTP lahko bistveno zmanjšamo investicijo in obratovalne stroške. Pri tem so bili uporabljeni trije glavni pristopi: konceptualni pristop (tj. uščipna analiza) (Linnhoff in Hindmarsh, 1983), matematično programiranje (Cerdeja in drugi, 1983; Papoulias in Grossmann, 1983) in kombiniran pristop (Kravanja in Glavič, 1996). Tradicionalna uščipna analiza poteka v dveh korakih. V prvem koraku se doseže največji izkoristek toplote pri najmanjši porabi pogonskih sredstev in nato se konstruira omrežje. Medtem ko matematični pristop omogoča na osnovi superstrukture simultano določanje optimalne porabe toplote in števila toplotnih prenosnikov v omrežju.

V ta namen so bile razvite in izpopolnjene številne metodologije za učinkovitejšo rabo energije v industriji. Metodologije se ukvarjajo bodisi s toplotno in procesno integracijo (Klemeš in drugi, 2010; Klemeš in drugi, 2010) ali s sintezo omrežja toplotnih prenosnikov (Yee in drugi, 1990; Yee in drugi, 1990; Yee in Grossmann, 1991) in z minimiranjem porabe pogonskih sredstev in števila toplotnih prenosnikov (Yee in

drugi, 1990; Ponce Ortega in drugi, 2008). Prvotno je bil koncept procesne integracije uporabljen samo za določene obrate ločene od okolice, nato pa je postal razširjen na energetske integracije celotnega industrijskega kompleksa (Hu in Ahmad, 1994). Zadnjem času potekajo raziskave integracije obnovljivih virov energije (Varbanov in Klemeš, 2011). Po drugi strani, se je področje sinteze OTP razvijalo in razširjalo tudi na drugih področjih kot so npr. podrobnejši modeli toplotnih prenosnikov (Soršak in Kravanja, 1990; Mizutani in drugi, 2003; Soršak in Kravanja, 2004; Ponce Ortega in drugi, 2008; Serna-González in Ponce Ortega, 2011), fleksibilnosti OTP (Aaltola, 2002) ter simultano minimiziranje skupnih letnih stroškov in vpliva na okolje (López-Maldonado, 2011). Nekateri nedavne raziskave za določitev OTP vključujejo tudi uporabo meta-hevristične tehnike kot so genetski algoritmi (Ravavagnani in drugi, 2005; Dipama in drugi, 2008; Allen in drugi, 2009; Lotfi in Boozarjomehry, 2010) in uvajanje tehnologij globalnega optimiranja sinteze OTP (Björk in Westerlund, 2002; Bergamini in drugi, 2008). Celovit in kritičen pregled prej omenjenih pristopov za OTP podajata Furman in Schinidis (2002), medtem ko za procesno integracijo in optimizacijo podaja Friedler (2010).

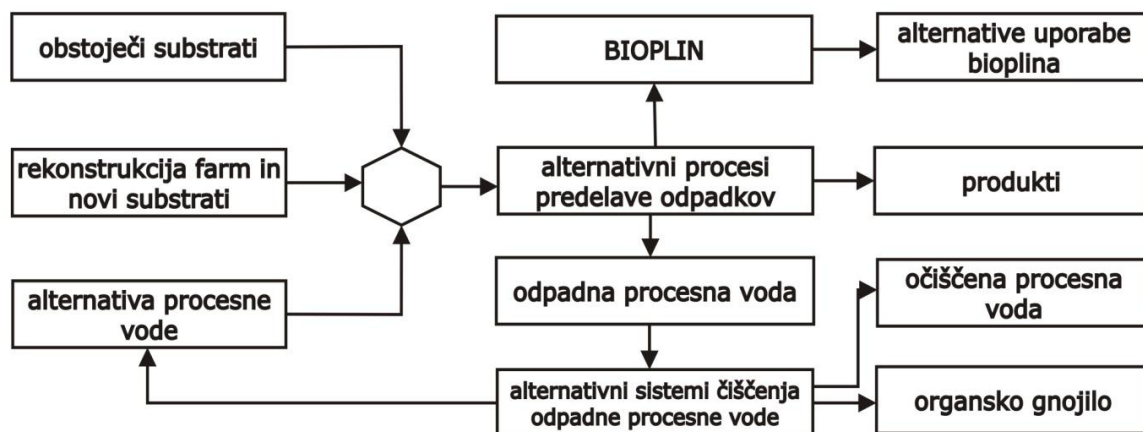
Matematični pristop za reševanje OTP je mogoče opredeliti na sekvenčni (Floudas in drugi, 1986) ali simultani pristop (Yee in Grossmann, 1990; Yee in drugi, 1990; Isafiade in Fraser, 2008). Prednost simultane pristopa je v tem, da omogoča vzpostavitev optimalnega ravnovesja med prihodki, porabo surovin, pogonskimi sredstvi in amortizacijo procesne opreme. Prav tako omogoča simultano sintezo vseh sistemov; npr. integracija vodnega omrežja in omrežja toplotnih prenosnikov (Bogataj in Bagajewicz, 2008; Dong in drugi, 2008; Jiyong in drugi, 2009; Polley in drugi, 2010). Eden najbolj uveljavljenih modelov za simultano sintezo OTP je matematični model, ki sta ga razvila Yee in Grossmann (1990). Temelji na večstopenjski superstrukturi omrežja in predpostavlja za toplotne prenosnike vse možne kombinacije stikov med toplimi in hladnimi tokovi. Model sodi v skupino optimizacijskih problemov mešano celoštevilskega nelinearnega programiranja (MINLP) in omogoča simultano toplotno integracijo, izbor stikov, optimiranje ploščin prenosnikov in stroškov pogonskih sredstev. Vendar pa je simultana sinteza procesov in OTP (Nagy in drugi, 2001; Iršič Bedenik in drugi, 2004; Bogataj in Bagajewicz, 2008; Jiyong in drugi, 2009; Boix in drugi, 2011) zahtevna in kompleksna naloga, še posebej, če imamo veliko število potencialnih toplih in hladnih tokov, kot je primer sinteze procesov proizvodnje bioplina.

3 SINTEZA PROCESOV ZA PROIZVODNJO BIOPLINA

V tretjem poglavju opisujemo postopek sinteze procesov proizvodnje bioplina. Podali smo opis superstrukture, snovne bilance, logične in druge pogoje ter namensko funkcijo za proizvodnjo bioplina in nazadnje še reševanje aplikacije razvitega modela za industrijski primer.

3.1 SUPERSTRUKTURA SINTEZE PROCESOV ZA PROIZVODNJO BIOPLINA

Pri uporabi matematičnega programiranja za sintezo procesov je potrebno najprej smotno izbrati in definirati primerno superstrukturo danega problema. Prevelika superstruktura (preveč alternativnih elementov) lahko močno uteži in upočasni optimizacijski proces oz. povzroči nerešljivost le-tega. Premajhna superstruktura pa lahko povzroči, da dobljen rezultat ne predstavlja dobrega optimuma (leži daleč stran od globalnega optimuma). Na sliki 3-1 je prikazana splošna superstruktura za okoljevarstveno sprejemljive rešitve pri ravnanju in predelavi živalskih in drugih organskih odpadkov. Splošna superstruktura vsebuje različne alternativne procese predelave živalskih in drugih organskih odpadkov, ki nastajajo pri pridelovalnih procesih živilskopredelovalne industrije in različne pomožne sisteme oz. procese, ki so še potrebni pri procesih predelave.



Slika 3-1: Splošna superstruktura za okoljevarstvene sprejemljive rešitve pri predelavi sekundarnih surovin proizvodnje.

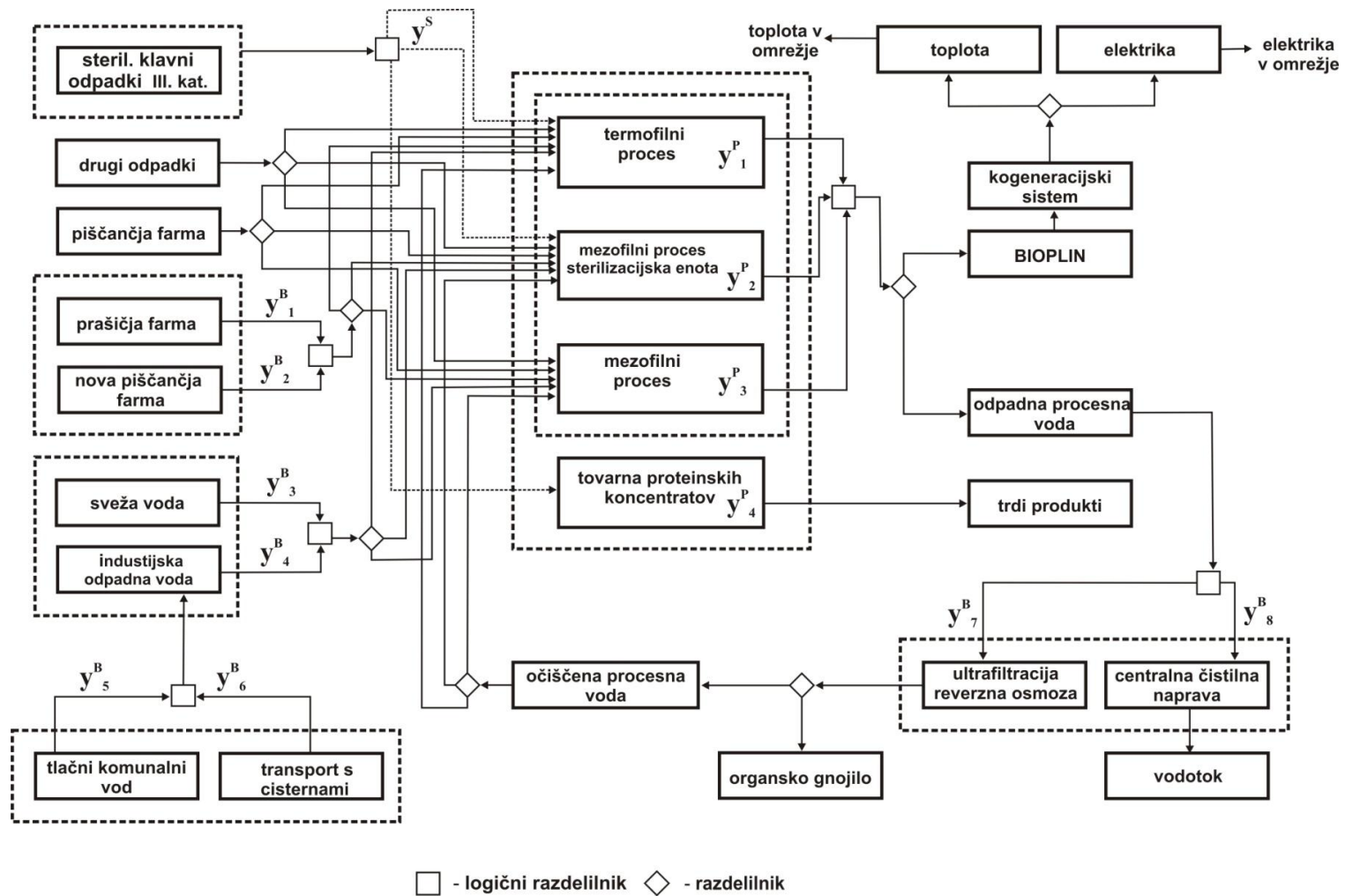
Na podlagi te splošne superstrukture smo razvili bolj specifično superstrukturo za predelavo sekundarnih surovin, ki pa je morala ustrezati dilemam, s katerimi se živilskopredelovalna industrija sooča. Specifična superstruktura predelave sekundarnih surovin živilskopredelovalne industrije je grafično prikazana na sliki 3-2. Vključuje več alternativ procesov proizvodnje bioplina, s katerimi lahko sekundarne surovine razgradimo v dragocene produkte, in različne pomožne sisteme oz. spremljevalne procese proizvodnje bioplina.

Kot je razvidno na sliki 3-2, je superstruktura proizvodnje bioplina sestavljena iz treh delov. Leva stran slike 3-2 vsebuje še druge možne opcije, ki smo jih vključili v matematični model. Tako smo omogočili izbor vhodnih surovin (živalski in drugi organski odpadki) ter izbor različnih virov procesne vode. Vhodne surovine lahko pridobimo iz obstoječih, novih ali obnovljenih farm in drugih odpadkov iz živilskopredelovalne industrije. Potrebo po procesni vodi lahko zadovoljimo s svežo vodo, ki jo dobimo iz lokalnega vodnjaka ali z industrijsko odpadno vodo iz drugih obratov živilskopredelovalne industrije, ki se lahko transportira preko tlačnega komunalnega voda ali s cisternami.

Osrednji del slike 3-2 predstavlja dva alternativna procesa proizvodnje bioplina, ki sta bila predlagana s strani podjetja, to je anaerobna fermentacija v mezofilnem ali termofilnem območju delovanja procesa in obrat za predelavo klavnih odpadkov, to je tovarna proteinskih koncentratov (TPK). Ta obrat smo vključili v superstrukturo zato, ker podjetje v TPK že predeluje klavne odpadke v različne produkte, kot sta

mesna in perna moka, ki se prodajajo na trgu kot surovina za hrano hišnih ljubljencev.

Desna stran slike 3-2 predstavlja druge alternativne pomožne sisteme oz. procese za proizvodnjo bioplina. Vključuje kogeneracijsko enoto za sočasno proizvodnjo toplote in električne energije ter proizvodnjo trdnih produktov pri predelavi klavnih odpadkov. V tem delu sta vključeni tudi dve alternativni čiščenja odpadne procesne vode. Prva tehnologija čiščenja odpadne procesne vode je čiščenje v centralni čistilni napravi (CČN) in druga tehnologija je ultrafiltracija in reverzna osmoza. S to tehnologijo se lahko očiščena procesna voda ponovno uporabi v procesu proizvodnje bioplina in nastali stranski produkt - dragoceno organsko gnojilo je možno uporabiti za gnojenje kmetijskih površin.



Slika 3-2: Specifična superstruktura za izbor optimalne procesne sheme industrijskega primera.

3.2 MATEMATIČNI MODEL SINTEZE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA

Naslednji korak pri matematičnem programiranju sinteze procesov je razvoj matematičnega modela glede na definirano superstrukturo. V doktorski disertaciji smo pri formulaciji matematičnega modela uporabili specifično superstrukturo prikazano na sliki 3-2.

Matematični model smo zasnovali kot mešano celoštevilski nelinearni problem (MINLP) z ekonomsko namensko funkcijo na osnovi iniciative živilskopredelovalne industrije za ekonomsko optimalno integriran proces proizvodnje bioplina. Model omogoča selekcijo optimalnega procesa proizvodnje bioplina in sestave vhodnega substrata ter simultano optimiranje snovnih tokov, investicijskih sredstev in obratovalnih stroškov procesa.

V matematični model smo vključili izračun snovne bilance procesov in poenostavljene zveze brez kinetike ter časovnih omejitev za izračun učinkovitosti proizvodnje bioplina. Pri tem smo upoštevali naslednje predpostavke:

- razpoložljive dnevne količine vhodnih surovin smo podali kot povprečne vrednosti in so konstantne skozi vse leto;
- proizvodnjo trdnih produktov (mesna, perna moka in živalske maščobe) smo omejili z dnevno kapaciteto proizvodnje in
- zgornje in spodnje meje proizvodnje bioplina smo določili na podlagi razpoložljivih letnih količin vhodnih surovin.

Preden opišemo enačbe problema MINLP, naj predstavimo definirane množice za vhodne surovine in vire procesne vode, za trdne produkte proizvedene v TPK, za procesne enote in binarne spremenljivke matematičnega modela sinteze procesa proizvodnje bioplina.

- Množica I za vhodne surovine in procesno vodo, ki so definirani v tabeli 3-1, $I = \{1, \dots, 25\}$ in podmnožice:
 - I_1 za klavne odpadke III. kategorije $I_1 = \{4, \dots, 11\}$,
 - I_2 za odpadke iz prašičje farme $I_2 = \{1, 2, 3\}$,
 - I_3 za odpadke iz nove piščančje farme $I_3 = \{12, \dots, 16\}$,
 - I_4 za procesno vodo – svežo vodo $I_4 = \{16\}$,

- I_5 za procesno vodo – industrijsko odpadno vodo $I_5 = \{14,15\}$,
- I_6 za surovine, ki jih kupimo $I_6 = \{16,23\}$ in
- I_7 za druge organske odpadke $I_7 = \{17, \dots, 25\}$.
- Množica J za proizvodne procesne enote, $J = \{1,2,3,4\}$ in podmnožice:
 - J_1 za proces anaerobne fermentacije, $J_1 = \{1,2,3\}$,
 - J_2 za tovarno proteinskih koncentratov, $J_2 = \{4\}$ in
 - J_3 za procese predelave klavnih odpadkov III. kategorije, $J_3 = \{1,2,4\}$,
kjer je:
 - 1=termofilni proces fermentacije,
 - 2=mezofilni proces fermentacije s sterilizacijsko enoto,
 - 3=mezofilni proces fermentacije brez sterilizacijske enote in
 - 4=tovarna proteinskih koncentratov.
- Množica K za trdne produkte, proizvedene v TPK, $K = \{1,2,3\}$, kjer je:
 - 1=kostna moka,
 - 2=perna moka in
 - 3=živalske maščobe.
- Množica L za alternativne proizvodne strukture, $L = \{1, \dots, 8\}$ in podmnožice:
 - L_1 za alternativne proizvodne strukture pri proizvodni bioplina, ki potrebujejo dodatno investicijo, $L_1 = \{1,2,5,7\}$,
 - L_2 za rekonstrukcijo prašičje farme, $L_2 = \{1\}$,
 - L_3 za adaptacijo prašičje farme v novo potencialno piščančjo farmo, $L_3 = \{2\}$,
 - L_4 za dovod procesne vode iz vira sveže vode, $L_4 = \{3\}$,
 - L_5 za dovod procesne vode iz vira industrijskih odpadnih voda, $L_5 = \{4\}$,
 - L_6 za alternative transporta industrijske odpadne vode, $L_6 = \{5,6\}$,
 - L_7 za alternativne procese oziroma tehnologije čiščenja odpadne procesne vode, $L_7 = \{7,8\}$,
 - L_8 za zaprti vodni sistem, $L_8 = \{7\}$ in
 - L_9 za odprti vodni sistem, $L_9 = \{8\}$, kjer je:
 - 1=rekonstrukcija prašičje farme,
 - 2=adaptacija prašičje farme v novo potencialno piščančjo farmo,
 - 3=vir procesne vode – sveža voda,
 - 4=vir procesne vode – industrijska odpadna voda,

- 5=transport industrijske odpadne vode preko tlačnega komunalnega sistema,
- 6=transport industrijske odpadne vode s cisternami,
- 7=zaprti vodni sistem s čiščenjem odpadne procesne vode z ultrafiltracijo in reverzno osmozo in
- 8=odprti vodni sistem s čiščenjem odpadne procesne vode v centralni čistilni napravi.

Binarne spremenljivke modela so:

- y_j^P za izbor optimalnega proizvodnega procesa j in
- y_l^B za izbor optimalne alternativne proizvodne strukture proizvodnje bioplina l .

3.2.1 Snovna bilanca

Enačbe (3.1) – (3.13) predstavljajo snovno bilanco sinteze procesa proizvodnje bioplina.

3.2.1.1 Celotna snovna bilanca proizvodnje bioplina

Celotna snovno bilanco proizvodnje bioplina je definirana z vsoto masnih pretokov vhodnih surovin in ponovno uporabljene očiščene procesne vode, ki je enaka vsoti masnih pretokov bioplina in ostanka:

$$\sum_{i \in I} q_{m_i, j} + \sum_{l \in L_8} q_{m_j, l}^{RWW} = q_{v_j}^{BG} \cdot \rho^{BG} + q_{m_j}^R \quad \forall j \in J_1 \quad (3.1)$$

kjer je $q_{m_i, j}$ / (kg/d) masni pretok vhodnih surovin i v proces j , $q_{m_j, l}^{RWW}$ / (kg/d) je masni pretok očiščene procesne vode l , ki se ponovno uporabi v procesu proizvodnje bioplina j , $q_{v_j}^{BG}$ / (m³/d) je volumski pretok proizvodnje bioplina procesu j , ρ^{BG} / (kg/m³) je gostota bioplina in $q_{m_j}^R$ / (kg/d) je masni pretok ostanka v procesu j .

Proizvodnja bioplina v procesu j je definirana z enačbo:

$$q_{v_j}^{BG} = f_j \cdot \left[\sum_{i \in I} q_{m_i, j} \cdot w_i^{VSS} \cdot S_i^{BG} \right] \quad \forall j \in J_1 \quad (3.2)$$

kjer je f_j faktor proizvodnje bioplina za proces j , w_i^{VSS} je masni delež vsebnosti suhe snovi za vhodne surovine i in S_i^{BG} / (m³/kg) je specifična proizvodnja bioplina iz vhodnih surovin i na enoto vsebnosti suhe snovi pri standardnih pogojih.

3.2.2 Snovna bilanca tovarne proteinskih koncentratov

Masni pretok vhodnih surovin i , ki vstopajo v TPK, mora biti enak vsoti masnega pretoka trdnih produktov ($q_{m_{j,k}}^{\text{TP}} / (\text{kg/d})$, $k \in K$), (kostna moka, perna moka in živalske maščobe) in ostanku ($q_{m_j}^{\text{R}} / (\text{kg/d})$):

$$\sum_{i \in I} q_{m_{i,j}} = \sum_{k \in K} q_{m_{j,k}}^{\text{TP}} + q_{m_j}^{\text{R}} \quad \forall j \in J_2 \quad (3.3)$$

Proizvodnja trdnih produktov je določena z enačbo:

$$q_{m_{j,k}}^{\text{TP}} = w_k^{\text{TP}} \cdot \sum_{i \in I_1} q_{m_{i,j}} \quad \forall j \in J_2, k \in K \quad (3.4)$$

kjer je w_k^{TP} masni delež trdnih produktov.

Potrebni masni pretok vhodnih surovin ($q_{m_i}^{\text{S}} / (\text{kg/d})$) je določen s skupnim masnim pretokom surovin, ki vstopajo v vse procese predelave odpadkov:

$$q_{m_i}^{\text{S}} = \sum_{j \in J} q_{m_{i,j}} \quad \forall i \in I \quad (3.5)$$

3.2.3 Snovna bilanca industrijske odpadne vode

Masni pretok industrijske odpadne vode ($q_{m_i}^{\text{S}}, i \in I_5$), je nadalje definiran kot vsota masnega pretoka transportirane industrijske odpadne vode ($q_{m_{i,l}}^{\text{T}} / (\text{kg/d})$) preko tlačnega komunalnega sistema ali z ustreznimi cisternami:

$$q_{m_i}^{\text{S}} = \sum_{l \in L_6} q_{m_{i,l}}^{\text{T}} \quad \forall i \in I_5 \quad (3.6)$$

3.2.4 Snovna bilanca odpadne procesne vode

Masni pretok odpadne procesne vode ($q_{m_{j,l}}^{\text{WW}} / (\text{kg/d})$), ki prihaja iz procesa j , se vodi na sistem čiščenja l in smo ga izračunali z enačbo:

$$q_{m_{j,l}}^{\text{WW}} = q_{m_{j,l}}^{\text{WWC}} + q_{m_{j,l}}^{\text{WWO}} \quad \forall j \in J_1, l \in L_7 \quad (3.7)$$

Kot smo že prej omenili, smo za sistem čiščenja odpadne procesne vode predvideli dva sistema, zaprti ($q_{m_{j,l}}^{\text{WWC}} / (\text{kg/d}), l \in L_8$) ali odprti vodni sistem ($q_{m_{j,l}}^{\text{WWO}} / (\text{kg/d}), l \in L_9$) čiščenja. Masni pretok odpadne procesne vode, nastale v procesu predelave živalskih odpadkov, je enak deležu (w^{WW}) vode iz vhodnih surovin in ponovno uporabljene očiščene procesne vode. Tako masni pretok odpadne procesne vode določimo z enačbo:

$$\sum_{l \in L_7} q_{m_{j,l}}^{\text{WW}} = w^{\text{WW}} \cdot \left[\sum_{i \in I} q_{m_{i,j}} \cdot (1 - w_i^{\text{DMC}}) + \sum_{l \in L_8} q_{m_{j,l}}^{\text{RWW}} \cdot (1 - w_{j,l}^{\text{DMC,RWW}}) \right] \quad \forall j \in J_1 \quad (3.8)$$

kjer je w_i^{DMC} vsebnost suhe snovi (ang. *dry matter content*) vhodnih surovin (delež) in $w_{j,l}^{\text{DMC,RWW}}$ je vsebnost suhe snovi v ponovno uporabljeni očiščeni procesni vodi (delež), enaka 0.

V primeru zaprtega vodnega sistema je masni pretok odpadne procesne vode enak masnemu pretoku odpadne procesne vode v zaprtem vodnem sistemu ($q_{m_{j,l}}^{\text{WWC}} / (\text{kg/d})$):

$$q_{m_{j,l}}^{\text{WW}} = q_{m_{j,l}}^{\text{WWC}} \quad \forall j \in J_1, l \in L_8 \quad (3.9)$$

Masni pretok odpadne procesne vode v zaprtem vodnem sistemu po čiščenju z ultrafiltracijo in reverzno osmozo izračunamo kot:

$$q_{m_{j,l}}^{\text{WWC}} = q_{m_{j,l}}^{\text{RWW}} + q_{m_{j,l}}^{\text{OG}} \quad \forall j \in J_1, l \in L_8 \quad (3.10)$$

kjer je $q_{m_{j,l}}^{\text{OG}} / (\text{kg/d})$ masni pretok organskega gnojila.

Nadalje je masni pretok očiščene procesne vode definiran kot delež (w_l^{RWW}) masnega pretoka odpadne procesne vode v zaprtem vodnem sistemu:

$$q_{m_{j,l}}^{\text{RWW}} = w_l^{\text{RWW}} \cdot q_{m_{j,l}}^{\text{WWC}} \quad \forall j \in J_1, l \in L_8 \quad (3.11)$$

V primeru odprtega sistema čiščenja, kjer se odpadna procesna voda vodi na centralno čistilno napravo ($l \in L_9$), govorimo o odpadni procesni vodi v odprtem vodnem sistemu. Masni pretok odpadne procesne vode je enak masnemu pretoku odpadne procesne vode v odprtem vodnem sistemu ($q_{m_{j,l}}^{\text{WWO}} / (\text{kg/d})$):

$$q_{m_{j,l}}^{\text{WWO}} = q_{m_{j,l}}^{\text{WW}} \quad \forall j \in J_1, l \in L_9 \quad (3.12)$$

Sedaj, ko smo definirali vse masne pretoke, lahko določimo celotno bilanco vsebnosti suhe snovi, kjer naj bi bila vsota vsebnosti suhe snovi vhodnih surovin in ponovno uporabljene očiščene procesne vode enaka celotni bilanci vsebnosti suhe snovi z zahtevanim deležem $w^{\text{RDMC}} = 0,08$:

$$\sum_{i \in I} q_{m_{i,j}} \cdot w_i^{\text{DMC}} + \sum_{l \in L_k} q_{m_{j,l}}^{\text{RWW}} \cdot w_{j,l}^{\text{DMC,RWW}} = w^{\text{RDMC}} \cdot \left[\sum_{i \in I} q_{m_{i,j}} + \sum_{l \in L_k} q_{m_{j,l}}^{\text{RWW}} \right] \quad \forall j \in J_1 \quad (3.13)$$

3.2.5 Logični in drugi pogoji procesa

Neenačba (3.14) predstavlja logični pogoj povezanosti masnih pretokov vhodnih surovin i z obstojem j -tega procesa predelave odpadkov, vključno z virom procesne vode (sveža in industrijska odpadna voda).

$$q_{m_{i,j}}^{\text{LO}} \cdot y_j^{\text{P}} \leq q_{m_{i,j}} \leq q_{m_{i,j}}^{\text{UP}} \cdot y_j^{\text{P}} \quad \forall i \in I, j \in J \quad (3.14)$$

kjer je $q_{m_{i,j}}^{\text{LO}}$, $q_{m_{i,j}}^{\text{UP}}$ / (kg/d) spodnja in zgornja meja masnega pretoka vhodnih surovin in y_j^{P} binarna spremenljivka za izbor optimalnega procesa predelave odpadkov.

Vsi masni pretoki, ki so definirani s superstrukturo problema, so omejeni z zgornjo (UP) in spodnjo (LO) mejo. Zgornja meja je povezana z razpoložljivo količino vhodnih surovin. Če binarna spremenljivka procesa (y_j^{P}) predelave odpadkov ali pomožnega procesnega sistema (y_j^{B}) zavzame vrednost 1, bo masni pretok vhodne surovine ($q_{m_{i,j}}$) zaradi pogoja (3.14), med zgornjo in spodnjo mejo ($q_{m_{i,j}}^{\text{LO}} \leq q_{m_{i,j}} \leq q_{m_{i,j}}^{\text{UP}}$) in takrat bo tudi izbrana ustrezna alternativa procesa predelave odpadkov oz. pomožnega procesnega sistema. V nasprotnem primeru ($y = 0$) mora biti tudi vrednost masnega pretoka vhodne surovine nič.

Neenačbe od (3.15) do (3.18) predstavljajo logične pogoje med povezanostjo nekaterih vhodnih surovin z (ne) obstojem njihovih pomožnih procesnih sistemov. Če je npr. rekonstrukcija svinjske farme izbrana ($y_1^{\text{B}} = 1$), lahko spremenljivka $q_{m_{i,j}}$ za vhodne surovine iz svinjske farme ($i \in I_2$) zavzame katerokoli vrednost, ki je manjša ali enaka zgornji meji. V nasprotnem primeru, če rekonstrukcija svinjske farme ni izbrana ($y_1^{\text{B}} = 0$), mora biti spremenljivka $q_{m_{i,j}}$ za vhodne surovine iz svinjske farme ($i \in I_2$)

enaka 0. Enako velja za izbor nove piščančje farme in vhodnih surovin iz te farme in za izbor sveže ali industrijske odpadne procesne vode.

$$q_{m_{i,j}} \leq q_{m_{i,j}}^{UP} \cdot y_l^B \quad (\forall i \in I_2, j \in J_1, l \in L_2) \quad (3.15)$$

$$q_{m_{i,j}} \leq q_{m_{i,j}}^{UP} \cdot y_l^B \quad (\forall i \in I_3, j \in J_1, l \in L_3) \quad (3.16)$$

$$q_{m_{i,j}} \leq q_{m_{i,j}}^{UP} \cdot y_l^B \quad (\forall i \in I_4, j \in J_1, l \in L_4) \quad (3.17)$$

$$q_{m_{i,j}} \leq q_{m_{i,j}}^{UP} \cdot y_l^B \quad (\forall i \in I_5, j \in J_1, l \in L_5) \quad (3.18)$$

y_l^B označuje binarno spremenljivko za izbor pomožnih procesnih sistemov (svinjska farma ali nova piščančja farma, sveža procesna voda ali industrijska odpadna procesna voda).

Logične pogoje za zagotavljanje proizvodnje trdnih produktov iz tovarne proteinskih koncentratov, bioplina in organskega gnojila, odpadno procesno vodo, ponovno uporabljene očiščene procesne vode, ostanka in transporta industrijske odpadne procesne vode smo omejili z mejami in jih definirali z neenačbami (3.19)-(3.26).

$$\sum_{k \in K} q_{m_{j,k}}^{TP} \leq \sum_{k \in K} q_{m_k}^{TP,UP} \cdot y_j^P \quad \forall j \in J_2 \quad (3.19)$$

$$q_{v_j}^{BG} \geq q_{v_j}^{BG,LO} \cdot y_j^P \quad \forall j \in J_1 \quad (3.20)$$

$$q_{v_j}^{BG} \leq q_{v_j}^{BG,UP} \cdot y_j^P \quad \forall j \in J_1 \quad (3.21)$$

$$q_{m_{j,l}}^{OG} \leq q_{m_{j,l}}^{OG,UP} \cdot y_l^B \quad \forall j \in J_1, l \in L_8 \quad (3.22)$$

$$q_{m_{j,l}}^{WW} \leq q_{m_{j,l}}^{WW,UP} \cdot y_l^B \quad \forall j \in J_1, l \in L_7 \quad (3.23)$$

$$q_{m_{j,l}}^{RWW} \leq q_{m_{j,l}}^{RWW,UP} \cdot y_l^B \quad \forall j \in J_1, l \in L_8 \quad (3.24)$$

$$q_{m_j}^R \leq q_{m_j}^{R,UP} \cdot y_j^P \quad \forall j \in J \quad (3.25)$$

$$q_{m_{i,l}}^T \leq q_{m_{i,l}}^{T,UP} \cdot y_l^B \quad \forall i \in I_5, l \in L_6 \quad (3.26)$$

kjer so $q_{m_k}^{TP,UP}$, $q_{m_{j,l}}^{OG,UP}$, $q_{m_{j,l}}^{WW,UP}$, $q_{m_{j,l}}^{RWW,UP}$, $q_{m_j}^{R,UP}$, $q_{m_{i,l}}^{T,UP}$ / (kg/d) zgornje meje masnih pretokih za proizvodnjo trdnih produktov iz TPK, organsko gnojilo, odpadno procesno vodo, ponovno uporabljeno očiščeno procesno vodo, ostanek in transport industrijske

odpadne procesne vode. $q_{v_j}^{BG,LO} / (m^3/d)$ je spodnja meja in $q_{v_j}^{BG,UP} / (m^3/d)$ je zgornja meja proizvodnje bioplina.

3.2.6 Logični pogoji za izbor procesov predelave odpadkov in pomožnih procesnih sistemov

Logične pogoje za zagotavljanje izbora procesa predelave odpadkov ali dodatnih pomožnih procesnih sistemov podajamo z enačbami (3.27) – (3.31). S spodnjimi pogoji torej zagotovimo, da je izbran lahko samo en proces proizvodnje bioplina in da v primeru izbora ene ali druge farme zagotovimo izbor ustreznega pomožnega procesnega sistema oz. dodatne surovine.

Enačba (3.27) določa izbor optimalnega procesa proizvodnje bioplina med anaerobno fermentacijo pri termofilnem delovanju ($y_1^P = 1$), ali anaerobno fermentacijo pri mezofilnem delovanju z uporabo ($y_2^P = 1$) ali brez ($y_3^P = 1$) dodatne sterilizacijske enote.

$$y_1^P + y_2^P + y_3^P = 1 \quad (3.27)$$

Izbor rekonstrukcije obstoječe farme prašičev ($y_1^B = 1$) ali adaptacija te farme v novo farmo vzreje piščancev ($y_2^B = 1$) zapišemo z enačbo:

$$y_1^B + y_2^B = 1 \quad (3.28)$$

V primeru rekonstrukcije farme prašičev v novo farmo vzreje piščancev je potrebno zagotoviti dodaten vir procesne vode, da bi lahko izpolnili vse zahteve za proizvodnjo bioplina. Potrebo po dodatnem viru procesne vode določimo z naslednjim pogojem, kjer bi se lahko vir procesne vode zagotovil iz lokalnega vodnjaka kot sveža voda ($y_3^B = 1$) ali kot industrijska odpadna voda ($y_4^B = 1$) iz ostalih obratov podjetja:

$$y_3^B + y_4^B = y_2^B \quad (3.29)$$

Enačba (3.30) predstavlja pogoj, ki je povezan z izborom procesne vode kot industrijska odpadna voda. To procesno vodo je potrebno transportirati do procesa proizvodnje bioplina ali preko tlačnega komunalnega sistema ($y_5^B = 1$) ali s cisternami ($y_6^B = 1$):

$$y_5^B + y_6^B = y_4^B \quad (3.30)$$

Naslednji pogoj, ki je povezan z izborom pomožnega procesnega sistema, je tehnologija oz. sistem čiščenja nastale odpadne procesne vode pri proizvodnji bioplina. Enačba (3.31) določa izbor med tehnologijo čiščenja odpadne procesne vode z ultrafiltracijo in reverzno osmozo ($y_8^B = 1$) ali med centralno čistilno napravo ($y_7^B = 1$) oz. med zaprtim in odprtim vodnim sistemom:

$$y_7^B + y_8^B = 1 \quad (3.31)$$

3.2.7 Ekonomska namenska funkcija

Nazadnje zapišemo še namensko funkcijo (3.32), s katero definiramo optimizacijski kriterij oz. osnovo za izbor optimalne rešitve problema. V našem primeru smo namensko funkcijo, F_{obj} definirali kot maksimiranje neto sedanje vrednosti (NPV) v naslednji obliki:

$$F_{\text{obj}} = -I + \left[(1 - r_t) \cdot (R - E) + r_t \cdot D \right] \cdot \left[\frac{(1 + r_d)^{t_D} - 1}{r_d (1 + r_d)^{t_D}} \right] \quad (3.32)$$

kjer je I /(EUR) investicija procesov predelave in pomožnih procesov, r_t /(%) davčna stopnja, R /(EUR/a) prihodki oz. dohodki procesa predelave sekundarnih produktov živilskopredelovalne industrije, E /(EUR/a) stroški procesa predelave sekundarnih produktov živilskopredelovalne industrije, D /(EUR/a) amortizacija, r_d /(%) obrestna mera, in t_D /(a) doba amortizacije.

Vrednost investicije procesov predelave izračunamo po naslednji enačbi:

$$I = \sum_{j \in J_1} I_j^0 \cdot \left(\frac{q_{v_j}^{\text{BG}}}{q_{v_j}^{\text{BG},0}} \right)^{n_j} + \sum_{j \in J_2} I_j^{\text{R},0} \cdot y_j^{\text{P}} + \sum_{l \in L_1} I_l^{\text{B}} \cdot y_l^{\text{B}} \quad (3.33)$$

kjer je I_j^0 /(EUR) osnovna investicija anaerobne fermentacije ($j \in J_1$) z dnevno proizvodnjo bioplina $q_{v_j}^{\text{BG},0}$ /(m³/d), n_j je investicijski eksponent, $I_j^{\text{R},0}$ /(EUR) je osnovna investicija TPK ($j \in J_2$), I_l^{B} /(EUR) ($l \in L$) predstavlja investicijo za alternativne proizvodne sisteme oz. procesne enote pri proizvodnji bioplina, npr. rekonstrukcija svinjske farme ($y_1^{\text{B}} = 1$) ali adaptacijo obstoječe svinjske farme v novo piščančjo

farmo ($y_2^B = 1$), tlačni komunalni sistem za transport industrijske odpadne vode ($y_5^B = 1$) in tehnologija čiščenja odpadne procesne vode z ultrafiltracijo in reverzno osmozo ($y_7^B = 1$).

Dohodek (R) je definiran kot prihodek iz prodaje odvečne električne energije in toplote, trdnih produktov, proizvedenih v TPK, in prodaje organskega gnojila:

$$R = \left(\sum_{j \in J_1} (c^{ES} \cdot q_{v_j}^{BG} \cdot e_j^{BG} \cdot \eta^E) + \sum_{j \in J_1} (c^{TS} \cdot q_{v_j}^{BG} \cdot e_j^{BG} \cdot \eta^T) + \sum_{j \in J_2} \sum_{k \in K} c_k^{TP} \cdot q_{m_{j,k}}^{TP} + \sum_{j \in J_1} \sum_{l \in L_8} c_l^{OG} \cdot q_{m_{j,l}}^{OG} \right) \cdot f_d \quad (3.34)$$

kjer sta c^{ES} in c^{TS} (EUR/kWh) prodajni ceni električne energije in toplote, e_j^{BG} (kWh/m³) je energetska vrednost bioplina za proces j , η^E in η^T sta učinkovitosti generatorjev za proizvodnjo električne energije in toplote, c_k^{TP} (EUR/kg) je prodajna cena trdnih produktov k , proizvedenih v TPK, c_l^{OG} (EUR/kg) je prodajna cena organskega gnojila, pridobljenega pri čiščenju odpadne procesne vode l , in f_d (d/a) je letni obratovalni čas procesa proizvodnje bioplina.

Izdatki procesa (E), so nadalje sestavljeni iz stroškov nakupa električne energije, toplote in vhodnih surovin ter stroški čiščenja odpadne procesne vode in transporta industrijske odpadne vode:

$$E = \left(\sum_{j \in J_1} \left(c^E \cdot p_j^0 \cdot \frac{q_{v_j}^{BG}}{q_{v_j}^{BG,0}} \right) + \sum_{j \in J_1} \left(c^{TS} \cdot \phi_j^0 \cdot \frac{q_{v_j}^{BG}}{q_{v_j}^{BG,0}} \right) + (c_f^{R,0} \cdot \sum_{j \in J_2} y_j^P + c_v^{R,0} \cdot \frac{\sum_{i \in I_1} \sum_{j \in J_2} q_{m_{i,j}}}{\sum_{j \in J_2} q_{m_j}^{R,0}}) + \sum_{i \in I_6} \sum_{j \in J_1} q_{m_{i,j}} \cdot c_i^S + \sum_{j \in J_1} \sum_{l \in L_9} q_{m_{j,l}}^{WW} \cdot c_l^P + \sum_{i \in I_5} \sum_{l \in L_6} q_{m_{i,l}}^T \cdot c_l^T \right) \cdot f_d \quad (3.35)$$

kjer je c^E (EUR/kWh) cena nakupa električne energije, p_j^0 (kWh/d) je dnevna poraba električne energije za proces osnovnega primera anaerobne fermentacije j , ϕ_j^0 (kWh/d) je dnevna poraba toplote za proces osnovnega primera anaerobne fermentacije j , $c_f^{R,0}$ in $c_v^{R,0}$ (EUR/d) sta fiksni in variabilni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera TPK, $q_{m_j}^{R,0}$ (kg/d) je dnevna poraba vhodnih surovin TPK, medtem ko so c_i^S , c_l^P in c_l^T (EUR/kg) cena vhodne surovine pri

proizvodnji bioplina (koruza, sveža voda), cena čiščenja odpadne procesne vode in cena transporta industrijske odpadne vode.

3.3 INDUSTRIJSKI PRIMER

Uporabo matematičnega modela sinteze procesa bioplina, ki smo ga predstavili v prejšnjem poglavju, smo testirali na industrijskem primeru živilskopredelovalne industrije. V preglednicah od 3-1 do 3-5 so podani podatki modela, ki so bili uporabljeni v študiji sinteze procesov proizvodnje bioplina iz živalskih in drugih organskih odpadkov. Primer vključuje 25 različnih vhodnih surovin (živalski odpadki, procesna voda) za proizvodnjo bioplina. Podatke vstopnih surovin smo pridobili iz letnih poročil podjetja in so izračunani kot povprečne vrednosti. Nekatere druge potrebne podatke proizvodnje bioplina (tj. $w_i^{\text{DMC}} / (\%)$, $w_i^{\text{VSS}} / (\%)$, $S_i^{\text{BG}} / (\text{m}^3/\text{kg})$) smo pridobili iz drugih internih projektnih dokumentacij podjetja. V preglednici 3-1 so zbrani podatki o vseh zajetih vhodnih surovinah, ki lahko vstopajo v anaerobno fermentacijo ali v TPK.

Preglednica 3-1: Podatki vhodnih substratov za proces proizvodnje bioplina in tovarne proteinskih koncentratov.

Vhodne surovine v procesu proizvodnje bioplina in tovarne proteinskih								
Živalski gnoj, drugi organski odpadki in vodni vir, <i>i</i>	$q_{m_i,j}^{LO}$	$q_{m_i,j}^{UP}$	$q_{m_i,j}^{UP}$	$q_{m_i}^{S,UP} \cdot 10^3$	w_i^{DMC}	w_i^{VSS}	S_i^{BG}	
	(kg/d)	(kg/d)	(kg/d)	(kg/d)	(%)	(%)	(m ³ /kg)	
	AF		TPK					
1	Svinjska gnojevka	0,00	166,67	0,00	166,67	2	4,54	0,430
2	Svinjski gnoj	0,00	13,89	0,00	13,89	5	18,56	0,400
3	Goveji gnoj	0,00	50,00	0,00	50,00	8	6,4	0,320
4	Klavni odpadki	0,00	35,62	35,62	35,62	18	16,2	0,505
5	Živalski odpadki	0,00	10,83	10,83	10,83	18	16,2	0,505
6	Kosti	0,00	3,61	3,61	3,61	18	16,2	0,505
7	Klavni odpadki	0,00	3,44	3,44	3,44	18	16,2	0,505
8	Živalski odpadki	0,00	1,67	1,67	1,67	18	16,2	0,505
9	Kosti	0,00	0,22	0,22	0,22	18	16,2	0,505
10	Kri	0,00	6,83	6,83	6,83	0,7	5,81	0,540
11	Agromerkur	0,00	1,44	1,44	1,44	18	16,2	0,505
12	Piščančji gnoj – NPF	0,00	9,31	0,00	9,31	50	35	0,470
13	Industrijska odp. voda	0,00	25,83	0,00	25,83	1	0,7	0,450
14	Industrijska odp. voda	0,00	103,33	0,00	103,33	0,2	0,14	0,450
15	Industrijska odp. voda	0,00	212,22	0,00	212,22	0,1	0,7	0,450
16	Sveža voda	0,00	972,22	0,00	972,22	0,00	0,00	0,000
17	Piščančji gnoj – brojleri	0,00	2,57	0,00	2,57	50	41	0,470
18	Piščančji gnoj – nesnice	0,00	6,60	0,00	6,60	60	42	0,450
19	Piščančji gnoj – vzreja	0,00	2,19	0,00	2,19	80	56	0,350
20	Stelja	0,00	11,36	0,00	11,36	85	76,5	0,200
21	Tropine	0,00	1,74	0,00	1,74	40	36	0,540
22	Odpadki iz valilnice	0,00	1,11	0,00	1,11	30	27	0,760
23	Koruza	22,22	22,22	0,00	22,22	33	29,7	0,630
24	Flotati	0,00	1,42	0,00	1,42	10	9,5	0,540
25	Flotati	0,00	0,53	0,00	0,53	10	9,5	0,540

*NPF – nova potencialna piščančja farma

V preglednici 3-2 so podane uporabljene vrednosti za ekonomsko analizo, ki smo jih upoštevali v matematičnem modelu procesov proizvodnje bioplina za določitev optimalne procesne sheme. Povprečne vrednosti lokalnih cen veljajo za cene produktov (mesne moke, električne energije itd.), ter cene za čiščenje odpadne procesne vode, nakup koruze, električne energije in pogonskih sredstev.

Preglednica 3-2: Ekonomski podatki za industrijski primer.

Ekonomski podatki		
Investicijski eksponent		$n_n = 0,6$
Doba amortizacije (a)		$t_D = 10$
Obrestna mera		$r_d = 0,1$
Davčna stopnja		$r_t = 0,25$
Število obratovalnih dni v letu (d/a)		$d = 360$
Cena električne energije oddane v omrežje (EUR/kWh)		$c^{ES} = 0,155$
Cena toplotne energije (EUR/kWh)		$c^{TS} = 0,03$
Cena trdnih produktov proizvedenih v TPK (EUR/kg)	Kostna moka	$c_k^{TP} = 0,270$
	Maščobe živalskega izvora	$c_k^{TP} = 0,355$
	Perna moka	$c_k^{TP} = 0,084$
Cena organskega gnojila (EUR/kg)		$c_l^{OG} = 0,022$
Cena vhodnih surovin pri proizvodnji bioplina (EUR/kg)	Koruzna	$c_i^S = 0,026$
	Sveža voda	$c_i^S = 0,0005$
Cena električne energije (EUR/kWh)		$c^E = 0,0833$
Cena čiščenja odpadne vode v CČN (EUR/kg)		$c_i^P = 0,0025$
Cena transporta industrijske odpadne vode (EUR/kg)	Cisterna	$c_l^T = 0,004$
	Tlačni komunalni sistem	$c_l^T = 0,0$

Pri ekonomski analizi je bila upoštevana tudi ocenjena investicija za rekonstrukcijo tovarne proteinskih koncentratov in prašičje farme, kot tudi investicija za izgradnjo novih procesov oz. objektov in tehnologije za čiščenje odpadne procesne vode in transport industrijske odpadne vode. Ocenjena investicijska sredstva so prikazana v preglednici 3-3.

Preglednica 3-3: Ocenjena investicijska sredstva za osnovni industrijski primer.

Investicija osnovnih procesov in drugih obratov		
Investicija za alternativne proizvodne sisteme oz. procese pri proizvodnji bioplina (EUR)	Prašičja farma	$I_i^B = 5 \cdot 10^6$
	Nova piščančja farma	$I_i^B = 2,5 \cdot 10^6$
	Tlačni komunalni sistem	$I_i^B = 1 \cdot 10^6$
	Ultrafiltracija in reverzna osmoza	$I_i^B = 1,8 \cdot 10^6$
Investicija za anaerobno fermentacijo (EUR)	Termofilni proces	$I_j^0 = 11,567 \cdot 10^6$
	Mezofilni proces, sterilizacijska enota	$I_j^0 = 11,985 \cdot 10^6$
	Mezofilni proces	$I_j^0 = 9,745 \cdot 10^6$
Investicija za TPK (EUR)		$I_j^{R,0} = 2 \cdot 10^6$

Podatki, ki so povezani s proizvodnjo bioplina, so zbrani v preglednici 3-4. Podatke smo pridobili iz interne projektne dokumentacije podjetja.

Preglednica 3-4: Podatki za proizvodnjo bioplina.

Podatki za proizvodnjo bioplina		
Gostota bioplina (kg/m ³)		$\rho^{BG} = 1,112$
Dnevna proizvodnja bioplina osnovnega primera (m ³ /d)	Termofilni proces	$q_{m_j}^{BG,0} = 31762$
	Mezofilni proces, sterilizacijska enota	$q_{m_j}^{BG,0} = 17500$
	Mezofilni proces	$q_{m_j}^{BG,0} = 17500$
Energetska vrednost bioplina (kWh/m ³)	Termofilni proces	$e_j^{BG} = 6,15$
	Mezofilni proces, sterilizacijska enota	$e_j^{BG} = 5,80$
	Mezofilni proces	$e_j^{BG} = 5,80$
Dnevna poraba toplote za proces osnovnega primera AF (kWh/d)	Termofilni proces	$\Phi_j^0 = 81184$
	Mezofilni proces, sterilizacijska enota	$\Phi_j^0 = 16560$
	Mezofilni proces	$\Phi_j^0 = 16560$
Dnevna poraba električne energije za proces osnovnega primera AF (kWh/d)	Termofilni proces	$p_j^0 = 12230$
	Mezofilni proces, sterilizacijska enota	$p_j^0 = 2500$
	Mezofilni proces	$p_j^0 = 2500$

V preglednici 3-5 so prikazani še preostali podatki, ki so bili upoštevani v modelu in so prav tako pridobljeni iz interne projektne dokumentacije podjetja.

Preglednica 3-5: Preostali podatki modela za industrijski primer.

Preostali podatki za matematični model		
Dnevna poraba vhodnih surovin za TPK (kg/d)		$q_{m_j}^{R,0} = 52573$
Fiksni parameter za obratovalne stroške TPK (EUR/d)		$c_f^{R,0} = 3694$
Variabilni parameter za obratovalne stroške TPK (EUR/d)		$c_v^{R,0} = 459$
Masni delež odpadne procesne vode		$w^{WW} = 0,9$
Delež očiščene odpadne vode		$w_l^{RWW} = 0,82$
Vsebnost suhe snovi očiščene odpadne vode		$w_{j,l}^{DMC,RWW} = 0$
Masni delež trdnih produktov	Kostna moka	$w_k^{TP} = 0,25$
	Maščobe živalskega izvora	$w_k^{TP} = 0,0937$
	Perna moka	$w_k^{TP} = 0,0293$
Učinkovitost generatorja za električno energijo		$\eta^E = 0,38$
Učinkovitost generatorja za toploto		$\eta^T = 0,45$

3.3.1 Metode dela za sintezo procesov proizvodnje bioplina

Za reševanje MINLP problema (enačbe od 3.1 do 3.35) smo uporabili programski paket General Algebraic Modelling System (GAMS) (Brooke in drugi, 2006), ki omogoča reševanje kompleksnih optimizacijskih matematičnih modelov. Z uporabo optimizacijskega modela smo izvedli ekonomsko oceno industrijskega primera sinteze procesov proizvodnje bioplina. Za reševanje problema MINLP smo uporabili algoritem Branch and Reduce Optimization Navigator (BARON). Glede na naše izkušnje je med programskimi paketi v GAMS-u najhitrejši in najbolj robusten globalni algoritem za reševanje nekonveksnih modelov sinteze procesov proizvodnje bioplina. Teoretično naj bi z uporabo BARON-a vedno našli globalni optimum, če je na voljo dovolj časa in če so zagotovljene spodnje in zgornje meje za vse nelinearne spremenljivke in nelinearne izraze (Ryoo in Sahinidis, 1995; Nikolaos in Sahinidis, 2000; Tawarmalani in Sahinidis, 2004; Sahinidis in Tawarmalani, 2005). Ker je naš model formuliran v agregirani obliki, predstavlja z vidika programiranja srednje velik problem, saj vsebuje le okoli 200 pogojev, 170 zveznih in 12 binarnih spremenljivk. V kombinaciji z učinkovitim algoritmom BARON smo tako lahko dani problem rešili v manj kot 1 s časa centralne procesne enote (CPU) na osebni računalniku (Intel (R) Celeron (R) M, 1,50 GHz in 504 MB RAM).

Če bi bila v optimalno rešitev vključena TPK, bi se skupni stroški še povečali in sicer z 2,25 MEUR/a na 3,21 MEUR/a. Vendar bi se prihodki povečali še nekoliko bolj in sicer s 6,79 MEUR/a na 7,42 MEUR/a, zaradi prodaje trdnih produktov TPK. Skupna investicija sinteze procesa in TPK bi znašala 18,95 MEUR. Neto sedanja vrednost bi bila 3,30 in doba vračanja 5,23 a.

Kot smo pričakovali, je proizvodnja bioplina pri termofilnem delovanju anaerobne fermentacije ($q_{v_j}^{BG} = 35\,457\text{ m}^3/\text{d}$) višja kot pri mezofilnem delovanju ($q_{v_j}^{BG} = 15\,291\text{ m}^3/\text{d}$), ne glede na količino in vrsto vhodnih surovin. Pri mezofilnem procesu je proizvodnja bioplina nižja in posledično je NSV negativna. Zaradi negativne vrednosti NPV smo ta proces izključili iz nadaljnje analize.

Iz preglednice 3-6 je razvidno, da se proizvodnja bioplina povečuje, ko so klavni odpadki III. kategorije prisotni v anaerobni fermentaciji. NSV (5,48 MEUR) je znatno višja v primerjavi z rešitvijo, ki uporablja TPK za predelavo klavnih odpadkov III. kategorije v živalske prehranske izdelke (3,30 MEUR).

Na podlagi ekonomske analize, ko je izbrana TPK, dobljena rešitev nikoli ne vključuje mezofilnega procesa s sterilizacijsko enoto, zaradi dodatne investicije sterilizacijske enote. Prav tako se obremenitev CČN v zaprtem vodnem sistemu čiščenja zniža oz. stroški, ki jih industrija za to plačuje zunanjim izvajalcem, so nižji.

Bioplin se v kogeneracijskem sistemu uporablja za sočasno proizvodnjo toplote (4,09 MW) in električne energije (3,45 MW). Od tega se približno 92 % (3,78 MW) toplote porabi v lastnih industrijskih obratih in 8 % (0,31 MW) se distribuira v zunanje toplotno omrežje. Pri proizvedeni električni energiji se približno 17 % (0,57 MW) uporabi v samem procesu, presežek električne energije 83 % (2,88 MW) se distribuira v električno omrežje kot zelena energija.

Preglednica 3-6: Ekonomska ocena rezultatov primera rekonstrukcije prašičje farme – proizvodne spremenljivke.

Izbrana kombinacija procesa	Proizvodne spremenljivke								
	$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{TP}}{kg/d}$	$\frac{q_v^{VODA}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{OG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
*TP, SF, ZS	35 457,5	0,0	0,0	72,7	156,6	3,45	0,57	4,09	3,78
TP, TPK, SF, ZS	25 557,3	23,8	0,0	55,9	184,2	2,49	0,41	2,95	2,72
TP, TPK, SF, OS	27 370,2	23,8	0,0	0,0	329,5	2,67	0,44	3,16	2,91
MP, SF, SE, ZS	19 299,0	0,0	0,0	72,7	156,6	1,81	0,12	2,14	0,78
MP, SF, SE, OS	16 299,0	0,0	0,0	0,0	307,9	1,50	0,10	1,77	0,64
MP, TPK, SF, SE, ZS	14 198,5	23,8	0,0	55,9	184,2	1,30	0,08	1,54	0,56
MP, TPK, SF, SE, OS	15 205,7	23,8	0,0	0,0	329,5	1,40	0,09	1,65	0,60

*TP-termofilni proces, SF-prašičja farma, ZS-zaprti vodni sistem čiščenja, OS-odprti vodni sistem čiščenja, TPK-tovarna proteinskih koncentratov, MP-mezofilni proces, SE-sterilizacijska enota

Preglednica 3-7: Ekonomska ocena rezultatov primera rekonstrukcije prašičje farme – ekonomski kriteriji.

Izbrana kombinacija procesa	Ekonomski kriteriji						
	$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{a}$
*TP, SF, ZS	5,48	19,16	4,01	6,97	2,25	16,31	4,78
TP, TPK, SF, ZS	3,30	18,95	3,62	7,42	3,21	13,92	5,23
TP, TPK, SF, OS	2,54	17,58	3,27	7,30	3,51	13,26	5,37
MP, SF, SE, ZS	-1,50	19,67	2,96	3,92	0,63	8,20	6,65
MP, SF, SE; OS	-3,88	16,49	2,05	2,77	0,58	4,18	8,04
MP, TPK, SF, SE, ZS	-1,77	19,37	2,86	5,22	2,04	9,87	6,18
MP, TPK, SF, SE; OS	-2,88	17,91	2,45	4,91	2,24	8,63	6,52

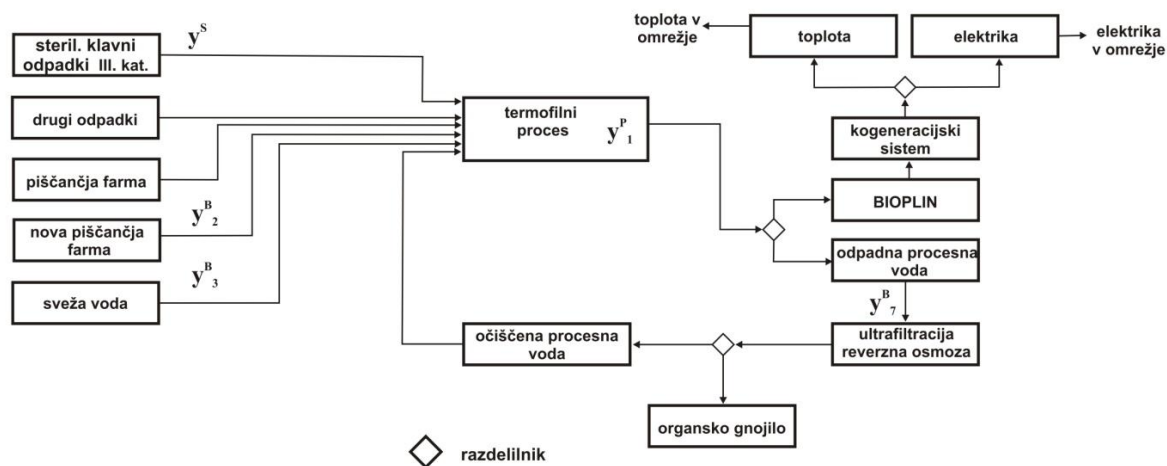
*TP-termofilni proces, SF-prašičja farma, ZS-zaprti vodni sistem, OS-odprti vodni sistem, TPK-tovarna proteinskih koncentratov, MP-mezofilni proces, SE-sterilizacijska enota

3.3.2.2 Adaptacija prašičje farme v novo piščančjo farmo in uporaba sveže vode

V preglednicah od 3-8 do 3-13 so prikazane dobljene rešitve, ki vključujejo adaptacijo prašičje farme v novo piščančjo farmo. V tem primeru je potrebno za delovanje anaerobne fermentacije dovajati dodatno procesno vodo, da lahko proces deluje nemoteno. V preglednicah 3-8 in 3-9 so prikazani rezultati ekonomske analize, ko se v procesu uporabi sveža voda iz vodnjaka v bližini proizvodnje bioplina.

Rezultati, prikazani v preglednicah 3-10 do 3-13, predstavljajo rešitve, ko se v procesu uporablja industrijska odpadna procesna voda iz drugih obratov živilskopredelovalne industrije.

Najboljša rešitev pri izboru adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo s svežo vodo je prikazana na sliki 3-4. S slike 3-4 je razvidno, da tudi v tem primeru razgradnja živalskega gnoja in drugih organskih odpadkov iz živilskopredelovalne industrije poteka pod termofilnimi pogoji anaerobne fermentacije. Procesna shema vključuje zaprti vodni sistem čiščenja odpadne procesne vode s tehnologijo ponovne uporabe očiščene procesne vode v proizvodnji bioplina.



Slika 3-4: Optimalna procesna shema za adaptacijo prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode.

Preglednica 3-8: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode – proizvodne spremenljivke.

Izbrana kombinacija procesa	Proizvodne spremenljivke								
	$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{TP}}{kg/d}$	$\frac{q_v^{FW}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{OG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
**TP, NPF, FW, ZS	35 587,2	0,0	13,6	75,3	162,1	3,47	0,57	4,10	3,79
TP, NPF, FW, OS	35 587,2	0,0	356,4	0,0	504,9	3,47	0,57	4,10	3,79
TP, TPK, NPF, FW, ZS	24 204,6	23,8	35,9	56,1	184,5	2,36	0,39	2,79	2,58
TP, TPK, NPF, FW, OS	24 204,6	23,8	291,6	0,0	440,1	2,36	0,39	2,79	2,58
MP, NPF, FW, SE, ZS	19 770,7	0,0	13,6	75,3	162,1	1,82	0,12	2,15	0,78
MP, NPF, FW, SE, OS	19 770,7	0,0	356,4	0,0	504,9	1,82	0,12	2,15	0,78
MP, TPK, NPF, FW, ZS	13 446,9	23,8	35,9	56,1	184,5	1,23	0,08	1,46	0,53
MP, TPK, NPF, FW, OS	13 446,9	23,8	291,6	0,0	440,1	1,23	0,08	1,46	0,53

**NPF-nova piščančja farma, FW-sveža voda

Preglednica 3-9: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode – ekonomski kriteriji.

Izbrana kombinacija procesa	Ekonomski kriteriji						
	$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{a}$
**TP, NPF, FW, ZS	7,74	16,68	3,98	7,01	2,26	19,97	4,20
TP, NPF, FW, OS	4,50	14,88	3,16	6,41	2,70	16,65	4,72
TP, TPK, NPF, FW, ZS	4,91	16,13	3,42	7,17	3,14	16,70	4,71
TP, TPK, NPF, FW, OS	2,89	14,33	2,80	6,73	3,46	14,50	5,11
MP, NPF, FW, SE, ZS	0,73	17,19	2,92	3,96	0,63	10,98	5,89
MP, NPF, FW, SE, OS	-2,51	15,40	2,10	3,36	1,07	6,05	7,34
MP, TPK, NPF, FW, ZS	1,72	14,62	2,66	5,10	2,03	12,67	5,50
MP, TPK, NPF, FW, OS	-0,31	12,82	2,04	4,65	2,36	9,44	6,29

**NPF-nova piščančja farma, FW-sveža voda

NSV optimalne rešitve za primer adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode je 7,74 MEUR in vračilna doba 4,20 a. Skupni stroški procesa proizvodnje bioplina znašajo 2,26 MEUR/a in prihodki od prodaje električne energije, toplote in organskega gnojila so 7,01 MEUR/a. Investicija, ki je potrebna za adaptacijo prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom sveže vode, znaša 16,68 MEUR. Če primerjamo to investicijo z investicijo, ki je potrebna za rekonstrukcijo prašičje farme, ugotovimo, da je za približno 13 % nižja. Takšna razlika nastane, ker je osnovna investicija adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo za približno 50 % cenejša.

Če bi bila v optimalno rešitev vključena TPK, bi se skupni stroški še povečali in sicer z 2,26 MEUR/a na 3,14 MEUR/a. Vendar bi se prihodki povečali s 7,01 MEUR/a na 7,17 MEUR/a. Skupna investicija za proces in TPK bi znašala 16,13 MEUR. Neto sedanja vrednost bi bila 4,91 MEUR in doba vračanja 4,71 a.

Kot smo videli pri rekonstrukciji prašičje farme, je tudi v tem primeru proizvodnja bioplina pri termofilnem delovanju anaerobne fermentacije ($q_{v_j}^{BG} = 35\,587\text{ m}^3/\text{d}$) višja kot pri mezofilnem delovanju ($q_{v_j}^{BG} = 19\,770\text{ m}^3/\text{d}$), ne glede na količino in vrsto vhodnih surovin.

Iz preglednice 3-9 je razvidno, da se tudi v tem primeru proizvodnja bioplina povečuje, ko so klavni odpadki III. kategorije prisotni v anaerobni fermentaciji. NSV (7,74 MEUR) je znatno višja v primerjavi z rešitvijo, ki uporablja TPK za predelavo klavnih odpadkov III. kategorije v živalske prehranske izdelke (4,91 MEUR).

Za čiščenje odpadne procesne vode se uporablja zaprti vodni sistem čiščenja. Med čiščenjem nastaja organsko gnojilo ($q_v^{OG} = 75,3\text{ m}^3/\text{d}$), ki ga lahko prodamo na trgu ali pa uporabimo za gnojenje kmetijskih površin. Zaradi ponovne uporabe je potrebna količina sveže vode kar za 96 % manjša ($q_v^{FW} = 13,6\text{ m}^3/\text{d}$) od količine sveže vode pri odprtem vodnem sistemu čiščenja ($q_v^{FW} = 356,4\text{ m}^3/\text{d}$).

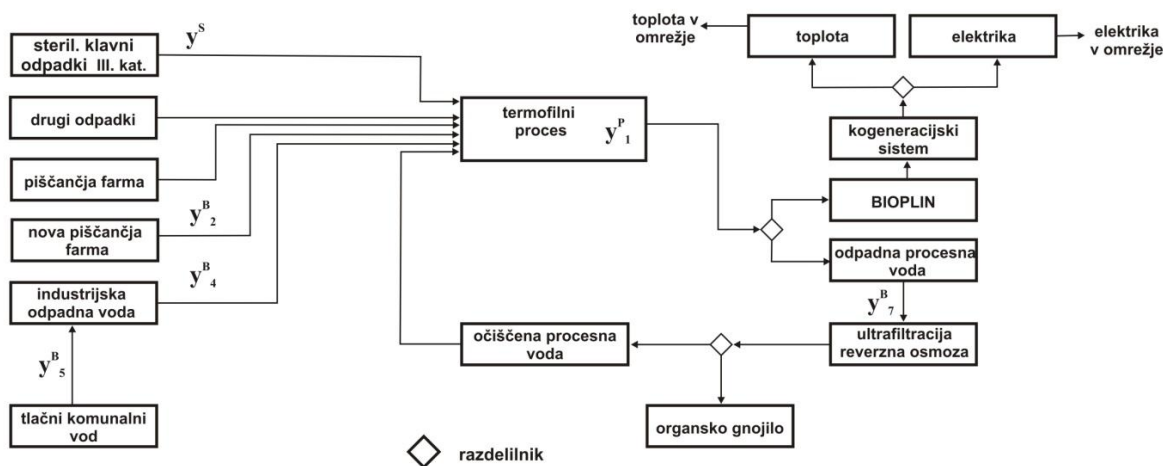
Iz rezultatov v preglednici 3-8 je razvidno, da se proizvede malo več bioplina kot v primeru rekonstrukcije prašičje farme in posledično se vrednosti proizvodnje toplote in električne energije povečajo. Proizvede se 4,10 MW toplote in 3,47 MW električne energije. Od tega se približno 92 % (3,79 MW) toplote porabi v lastnih industrijskih obratih in 8 % (0,31 MW) se distribuira v zunanje toplotno omrežje. Pri proizvedeni električni energiji se približno 16 % (0,57 MW) uporabi v samem procesu, presežek

električne energije 84 % (2,90 MW) se distribuira do električnega omrežja kot zelena energija.

3.3.2.3 Adaptacija prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode

Rezultati ekonomske analize primera uporabe industrijske odpadne procesne vode iz drugih obratov živilskopredelovalne industrije, ki se transportira preko tlačnega komunalnega voda do proizvodnje bioplina, so prikazani v preglednicah 3-10 in 3-11.

Procesna shema adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z industrijsko odpadno procesno vodo, ki jo transportiramo preko tlačnega voda, je prikazana na sliki 3-5. Procesna shema, ki jo prikazuje slika 3-5, vsebuje prav tako razgradnjo živalskega gnoja in drugih organskih odpadkov iz živilskopredelovalne industrije v AF pri termofilnih pogojih. Vključuje še zaprti vodni sistem čiščenja odpadne vode s tehnologijo ponovne uporabe očiščene procesne vode v proizvodnji bioplina in transport industrijske odpadne procesne vode preko tlačnega komunalnega voda.



Slika 3-5: Optimalna procesna shema adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode transportirane preko tlačnega komunalnega voda.

V primeru optimalne rešitve adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode, ki jo transportiramo preko tlačnega

komunalnega voda znaša NSV 6,94 MEUR in doba vračanja 4,42 a. Skupni stroški procesa proizvodnje bioplina znašajo 2,26 MEUR/a in prihodki od prodaje električne energije, toplote in organskega gnojila so 7,03 MEUR/a.

Preglednica 3-10: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in tlačnega komunalnega voda – proizvodne spremenljivke.

Izbrana kombinacija procesov	Proizvodne spremenljivke								
	$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{TP}}{kg/d}$	$\frac{q_v^{IW}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{OG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
***TP, NPF, IW, PL, ZS	35 687,6	0,0	13,62	75,3	162,15	3,48	0,57	4,12	3,80
TP, NPF, IW, PL, OS	35 590,6	0,0	315,6	0,0	459,31	3,47	0,57	4,10	3,79
TP, TPK, NPF, IW, PL, ZS	24 470,9	23,8	36,1	56,2	184,7	2,38	0,39	2,82	2,61
TP, TPK, NPF, IW, PL, OS	25 892,8	23,8	296,3	0,0	444,9	2,52	0,42	2,99	2,76
MP, NPF, IW, PL, SE, ZS	19 826,4	0,0	13,6	75,3	162,2	1,82	0,12	2,16	0,78
MP, NPF, IW, PL, SE, OS	19 772,5	0,0	315,5	0,0	459,3	1,82	0,12	2,15	0,78
MP, TPK, NPF, IW, PL, SE, ZS	13 574,9	23,8	36,1	56,2	184,7	1,25	0,08	1,48	0,54
MP, TPK, NPF, IW, PL, SE, OS	14 384,9	23,8	296,3	0,0	444,9	1,32	0,09	1,56	0,57

***IW-industrijska odpadna procesna voda, PL-tlačni komunalni vod

Preglednica 3-11: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in tlačnega komunalnega voda – ekonomski kriteriji.

Izbrana kombinacija procesov	Ekonomski kriteriji						
	$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{a}$
***TP, NPF, IW, PL, ZS	6,94	17,71	4,01	7,03	2,26	18,50	4,42
TP, NPF, IW, PL, OS	4,11	15,88	3,25	6,41	2,60	15,73	4,88
TP, TPK, NPF, IW, PL, ZS	4,19	17,19	3,48	7,22	3,15	15,42	4,94
TP, TPK, NPF, IW, PL, OS	2,87	15,73	3,03	7,03	3,51	14,10	5,20
MP, NPF, IW, PL, SE, ZS	-0,09	18,22	2,95	3,97	0,63	9,89	6,17
MP, NPF, IW, PL, SE, OS	-2,90	16,40	2,20	3,36	0,97	5,70	7,47
MP, TPK, NPF, IW, PL, SE, ZS	0,96	15,68	2,71	5,12	2,03	11,40	5,79
MP, TPK, NPF, IW, PL, SE, OS	-0,58	14,16	2,21	4,81	2,33	9,04	6,41

***IW-industrijska odpadna procesna voda, PL-tlačni komunalni vod

Investicija, ki je potrebna za adaptacijo prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode, transportirane preko tlačnega komunalnega voda, znaša 17,71 MEUR. Če primerjamo investicijo, ki je potrebna za rekonstrukcijo prašičje farme, je le ta za 7,57 % nižja in za 5,82 % višja od investicije primera z uporabo sveže vode v procesu. Investicija se poveča zaradi dodatne investicije tlačnega komunalnega voda.

Če bi bila v optimalno rešitev vključena TPK, bi se skupni stroški še povečali in sicer z 2,26 MEUR/a na 3,15 MEUR/a. Vendar bi se prihodki povečali s 7,03 MEUR/a na 7,22 MEUR/a. Skupna investicija procesa in TPK bi znašala 17,19 MEUR. Neto sedanja vrednost bi bila 4,19 MEUR in doba vračanja 4,94 a.

Kot smo videli že pri prejšnjih primerih, je tudi v tem primeru proizvodnja bioplina pri termofilnem delovanju AF ($q_{v_j}^{BG} = 35\,587\text{ m}^3/\text{d}$) višja kot pri mezofilnem delovanju ($q_{v_j}^{BG} = 19\,771\text{ m}^3/\text{d}$), ne glede na količino in vrsto vhodnih surovin.

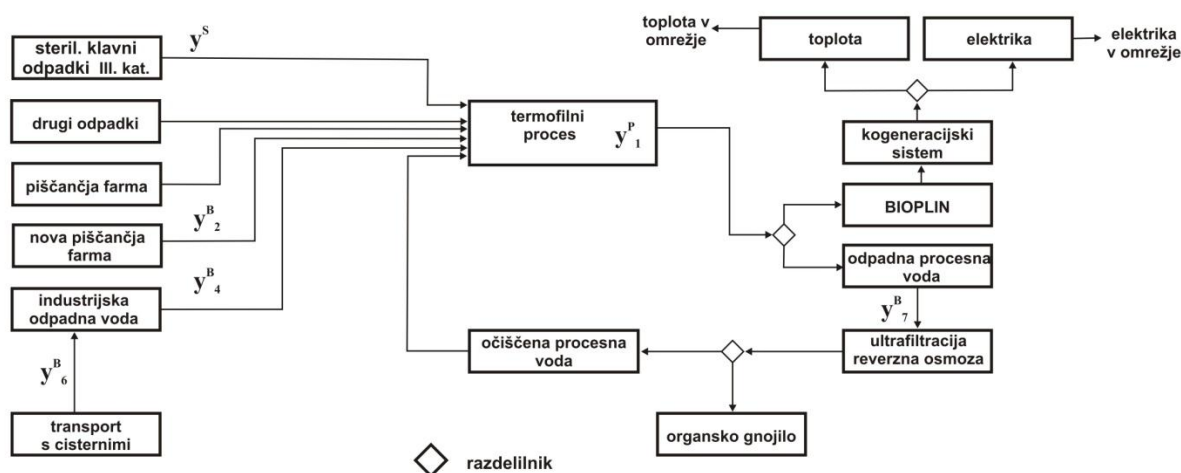
Iz preglednice 3-10 je razvidno, da se tudi v tem primeru proizvodnja bioplina povečuje, ko so klavni odpadki III. kategorije prisotni v AF. NSV (6,94 MEUR) je znatno višja v primerjavi z rešitvijo, ki uporablja TPK za predelavo klavnih odpadkov III. kategorije v živalske prehranske izdelke (4,19 MEUR).

Za čiščenje odpadne procesne vode se uporablja zaprti vodni sistem čiščenja. Med čiščenjem nastaja organsko gnojilo ($q_v^{OG} = 75,3\text{ m}^3/\text{d}$). Zaradi dotakanja procesne vode potrebujemo kar za 96 % manjšo količino procesne vode ($q_v^{IW} = 13,6\text{ m}^3/\text{d}$) kot pri odprtem vodnem sistemu čiščenja ($q_v^{IW} = 315,6\text{ m}^3/\text{d}$).

Iz rezultatov v preglednici 3-10 je razvidno, da se proizvede nekoliko več bioplina kot v primeru uporabe sveže vode, zaradi energetskega potenciala nečistoč v industrijski odpadni procesni vodi. V kogeneracijski enoti se proizvede 4,12 MW toplote in 3,48 MW električne energije. Od tega se približno 92 % (3,80 MW) toplote porabi v lastnih industrijskih obratih in 8 % (0,32 MW) se distribuira v zunanjo toplotno omrežje. Pri proizvedeni električni energiji se približno 16 % (0,57 MW) uporabi v samem procesu, presežek električne energije 84 % (2,91 MW) se distribuira do električnega omrežja kot zelena energija.

Rezultati ekonomske analize primera uporabe industrijske odpadne procesne vode iz drugih obratov živilskopredelovalne industrije, ki se transportira s cisternami do proizvodnje bioplina, so prikazani v preglednici 3-12 in 3-13.

Procesna shema adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z industrijsko odpadno procesno vodo, ki jo transportiramo s cisternami, je prikazana na sliki 3-6. Procesna shema, ki jo prikazuje slika 3-6, se od slike 3-5 razlikuje samo po transportu industrijske odpadne procesne vode. Transport se izvaja s cisternami.



Slika 3-6: Optimalna procesna shema adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in cistern.

Preglednica 3-12: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in cisterne – proizvodne spremenljivke.

Izbrana kombinacija procesov	Proizvodne spremenljivke								
	$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{TP}}{kg/d}$	$\frac{q_v^{IW}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{OG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
****TP, NPF, IW, C, ZS	35 687,6	0,0	13,6	75,3	162,2	3,48	0,57	4,12	3,80
TP, NPF, IW, C, OS	35 590,6	0,0	315,6	0,0	459,3	3,47	0,57	4,10	3,79
TP, TPK, NPF, IW, C, ZS	24 470,9	23,8	36,1	56,2	184,7	2,38	0,39	2,82	2,61
TP, TPK, NPF, IW, C, OS	25 892,8	23,8	296,3	0,0	444,9	2,52	0,42	2,99	2,76
MP, NPF, IW, C, SE, ZS	19 826,4	0,0	13,6	75,3	162,2	1,82	0,12	2,16	0,78
MP, NPF, IW, C, SE, OS	17 837,2	0,0	230,5	0,0	365,4	1,64	0,11	1,94	0,70
MP, TPK, NPF, IW, C, SE, ZS	13 594,9	23,8	36,1	56,2	184,7	1,25	0,08	1,48	0,54
MP, TPK, NPF, IW, C, SE, OS	11 944,2	23,8	184,6	0,0	321,8	1,10	0,07	1,30	0,47

****C-cisterne

Preglednica 3-13: Ekonomska ocena rezultatov primera adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in cisterne – ekonomski kriteriji.

Izbrana kombinacija procesov	Ekonomski kriteriji						
	$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{a}$
****TP, NPF, IW, C, ZS	7,70	16,71	3,97	7,03	2,28	19,91	4,21
TP, NPF, IW, C, OS	2,86	14,88	2,89	6,41	3,05	14,31	5,15
TP, TPK, NPF, IW, C, ZS	4,80	16,19	3,42	7,22	3,20	16,53	4,74
TP, TPK, NPF, IW, C, OS	1,76	14,73	2,68	7,03	3,94	12,70	5,49
MP, NPF, IW, C, SE, ZS	0,67	17,22	2,91	3,97	0,65	10,90	5,91
MP, NPF, IW, C, SE, OS	-3,93	14,62	1,74	3,03	1,19	3,29	8,40
MP, TPK, NPF, IW, C, SE, ZS	1,57	14,68	2,64	5,12	2,08	12,43	5,55
MP, TPK, NPF, IW, C, SE, OS	-1,43	12,25	1,76	4,40	2,45	7,21	6,96

****C-cisterne

NSV optimalne rešitve za primer adaptacije prašičje farme v novo piščančjo farmo z izborom industrijske odpadne procesne vode in cistern znaša 7,70 MEUR in vračilna doba 4,21 a. Kot smo videli že v prejšnjih primerih, je tudi tukaj proizvodnja bioplina pri termofilnem delovanju AF ($q_{v_j}^{BG} = 35\,688\text{ m}^3/\text{d}$) višja kot pri mezofilnem delovanju ($q_{v_j}^{BG} = 19\,826\text{ m}^3/\text{d}$).

Iz preglednice 3-13 je razvidno, da se tudi v tem primeru proizvodnja bioplina povečuje, ko so klavni odpadki III. kategorije prisotni v AF. NSV (7,70 MEUR) je znatno višja v primerjavi z rešitvijo, ki uporablja TPK za predelavo klavnih odpadkov III. kategorije v živalske prehranske izdelke (4,80 MEUR).

Zaradi izgub med samim procesom in tekom čiščenja se v proces dovaja enaka količina procesne vode kot v primeru tlačnega komunalnega voda. Iz rezultatov v preglednici 3-12 je razvidno, da sta tudi proizvodnja in poraba električne energije in toplote enaki kot za primer tlačnega komunalnega voda.

Preglednica 3-14 prikazuje ekonomsko oceno rezultatov optimalnih rešitev vseh primerov, ki smo jih prej predstavili (preglednice 3-6 do 3-13). Druga vrstica prikazuje vrednosti optimalne rešitve problema (označena z zvezdico).

Preglednica 3-14: Ekonomska ocena optimalnih rešitev vseh predstavljenih variant.

Izbran proces	Proizvodne spremenljivke								
	$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{TP}}{kg/d}$	$\frac{q_v^{VODA}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{OG}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
TP, SF, ZS	35 457,5	0,0	0,0	72,7	156,6	3,45	0,57	4,09	3,78
*TP, NPF, FW, ZS	35 587,2	0,0	13,6	75,3	162,1	3,47	0,57	4,10	3,79
TP, NPF, IW, PL, ZS	35 687,6	0,0	13,62	75,3	162,15	3,48	0,57	4,12	3,80
TP, NPF, IW, C, ZS	35 687,6	0,0	13,6	75,3	162,2	3,48	0,57	4,12	3,80

Izbran proces	Ekonomski kriteriji						
	$\frac{V_{NP}}{MEUR}$	$\frac{I}{MEUR}$	$\frac{F^C}{MEUR/a}$	$\frac{R}{MEUR/a}$	$\frac{E}{MEUR/a}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{a}$
TP, SF, ZS	5,48	19,16	4,01	6,97	2,25	16,31	4,78
*TP, NPF, FW, ZS	7,74	16,68	3,98	7,01	2,26	19,97	4,20
TP, NPF, IW, PL, ZS	6,94	17,71	4,01	7,03	2,26	18,50	4,42
TP, NPF, IW, C, ZS	7,70	16,71	3,97	7,03	2,28	19,91	4,21

*optimalna rešitev danega industrijskega primera

3.3.3 Optimalna procesna shema sinteze procesov za proizvodnjo bioplina

Če primerjamo rezultate vseh optimalnih rešitev posameznih primerov med seboj, vidimo, da je optimalna rešitev danega industrijskega problema prikazana na sliki 3-4. Optimalna procesna shema problema vključuje AF pri termofilnem delovanju procesa za predelavo vhodnih surovin, ki vključujejo potencialne odpadke iz nove piščančje farme in klavne odpadke III. kategorije. Prav tako vsebuje svežo vodo iz lokalnega vodnjaka kot vir procesne vode in zaprti vodni sistem čiščenja odpadne procesne vode.

3.3.4 Zaključek sinteze procesov za proizvodnjo bioplina

Z uporabo superstrukturnega pristopa smo razvili agregiran matematični model, ki smo ga uporabili za sočasni izbor optimalnega procesa proizvodnje bioplina in sestave vhodnega substrata. Model omogoča tudi simultano optimiranje snovnih tokov, investicijskih sredstev in obratovalnih stroškov procesa.

Rezultati ekonomske analize kažejo, da je proizvodnja bioplina pri termofilnih pogojih brez kombinacije TPK najprivlačnejša varianta, ne glede na kakovost in količino vhodne surovine.

Študija je pokazala, da je glede na razmere v prašičereji, ki se iz leta v leto slabšajo in glede na vrednost NSV, ki je za 29 % višja kot pri popolni rekonstrukciji, adaptacija prašičje farme v novo piščančjo farmo privlačnejša naložba. Posledično bi tudi povečali proizvodnjo perutninskih izdelkov, ki je tudi glavna dejavnost živilskopredelovalne industrije.

Vendar bi v tem primeru potrebovali dodaten vir procesne vode. Študija je pokazala, da je z ekonomskega vidika uporaba sveže vode v proizvodnji bioplina ugodnejša rešitev, saj so stroški njenega črpanja in transportiranja relativno nizki in ta rešitev ne zahteva dodatne investicije. Pri uporabi industrijske odpadne procesne vode se pojavi dodatna investicija za tlačni komunalni vod in stroški transporta.

Z vidika trajnostnega razvoja rešitev, ki vključuje uporabo sveže pitne vode v obratu proizvodnje bioplina, ni najboljša. Namesto pitne vode bi lahko uporabljali industrijsko odpadno vodo, ki tudi vpliva na višjo dobit bioplina, saj ima odpadna voda nekaj energetskega potenciala, vendar trenutno ne zadovoljuje izbranega ekonomskega

kriterija. Vendar pa lahko zaradi naraščajoče cene sveže vode in strožjih okoljskih predpisov, uporaba industrijskih odpadnih voda postane ugodnejša opcija.

Pri tem je potrebno tudi opozoriti, da čiščenje odpadne procesne vode bioplinarne v lastni čistilni napravi in njeno vračanje v proces pomembno prispeva k zniževanju porabe sveže vode v obratu. Poraba se zniža kar za 96 %. Posledično lastna čistilna naprava prispeva k čistejši proizvodnji in trajnostnemu razvoju industrije ter znižuje stroške čiščenja. Obenem se pri tem pridobiva bogato organsko gnojilo, ki ga lahko nadomestimo z umetnim gnojilom za gnojenje kmetijskih površin in s tem povečujemo prihodek podjetja.

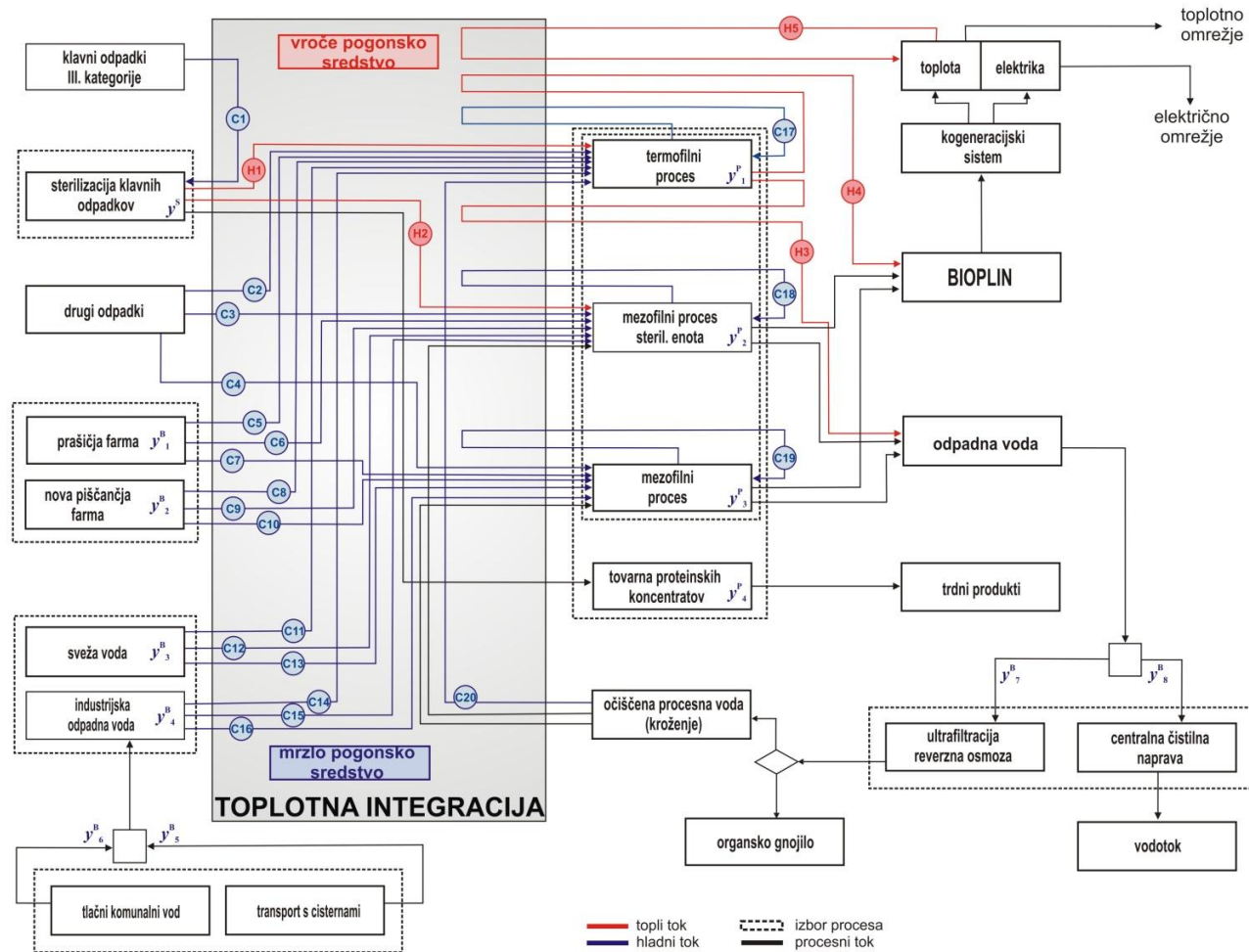
Del prihrankov in zniževanja stroškov proizvodnje bioplina pridobimo na račun proizvedene električne energije in toplote v kogeneracijski enoti.

4 SIMULTANA TOPLOTNA INTEGRACIJA IN SINTEZA PROCESOV ZA PROIZVODNJO BIOPLINA

V tem poglavju predstavljamo matematični model MINLP za simultano toplotno integracijo in sintezo procesa proizvodnje bioplina, ki smo ga razvili z nadgradnjo procesnega modela (Drobež in drugi, 2009), predstavljenega v 3. poglavju, z modificiranim modelom za toplotno integracijo (Duran in Grossmann, 1986).

4.1 SUPERSTRUKTURA SIMULTANE TOPLOTNE INTEGRACIJE IN SINTEZE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA

Slika 4-1 prikazuje grafično predstavitev superstrukture, uporabljene v matematičnem modelu za sintezo toplotno integriranega procesa proizvodnje bioplina. Osnova superstrukture je zasnovana na superstrukturi, ki smo jo predstavili v 3. poglavju (slika 3-2). Leva in desna stran ter sredina slike 4-1 so enake kot na sliki 3-2 (str. 28). Bistvena razlika te superstrukture je v toplotni integraciji. Krogi na superstrukturi predstavljajo 5 toplih (H1 – H5) in 20 hladnih procesnih tokov (C1 – C20) za toplotno integracijo. Topli procesni tokovi tako predstavljajo vhodni tok v anaerobno fermentacijo, ki je predhodno steriliziran (H1, H2) in izhodne tokove odpadne procesne vode (H3), proizvodnje bioplina pri termofilnem procesu (H4) ter kogeneracijske enote (H5). Hladni tokovi vključujejo vhodne surovine za sterilizacijsko enoto (C1), substrate iz različnih farm (C2 – C10) in vodni vir (C11 – C16), toplotne izgube anaerobne fermentacije (C17 – C19) ter ponovno uporabljeno očiščeno procesno vodo (C20).



Slika 4-1: Superstruktura za izbor optimalne procesne sheme simultane toplote integracije in sinteze procesa.

4.2 SIMULTANI MATEMATIČNI MODEL

Kot osnovno matematično formulacijo za toplotno integracijo smo izbrali matematični model, ki sta ga razvila Duran in Grossmann (1986). Model s pomočjo uščipne metode omogoča določitev minimalne porabe pogonskih sredstev za množico alternativnih toplih in hladnih tokov. Pri tej metodi se vsaka vhodna temperatura toplega in hladnega toka obravnava kot potencialni uščip.

Naslednji korak pristopa matematičnega programiranja je formulacija matematičnega modela glede na definirano superstrukturo. Preden predstavimo formulacijo MINLP problema, naj predstavimo dodatno definirane množice. Pri simultani toplotni integraciji in sintezi procesov proizvodnje bioplina gre za množice toplih in hladnih procesnih tokov. Druge množice so enake kot v 3. poglavju: za vhodne surovine, vire procesne vode, procesne enote in binarne spremenljivke matematičnega modela. Nadaljnjo razlago posameznih množic za vhodne surovine, vir procesne vode, procesne enote in binarne spremenljivke matematičnega modela smo že predstavili v podpoglavju matematični model sinteze procesov proizvodnje bioplina (str. 29). V tem poglavju predstavljamo samo definicijo dodatni množic za tople in hladne procesne tokove.

- Množica C za hladne procesne tokove, ki so definirani v tabeli 4-1, $C = \{1, \dots, 20\}$.
- Množica H za tople procesne tokove, ki so definirani v tabeli 4-1, $H = \{1, \dots, 5\}$.

4.2.1 Model za sintezo procesa

Predhodno razviti matematični model (3. poglavje), ki vključuje snovne bilance AF za proizvodnjo bioplina, snovne bilance presnove oz. predelave klavnih odpadkov v TPK in bilance za možne alternativne uporabe procesne vode, smo izbrali kot osnovni model sinteze integriranega bioplinskega procesa. Le temu smo dodali modificiran Duranov in Grossmannov model za toplotno integracijo. Sestavljeni model omogoča določitev optimalne procesne sheme in minimalne porabe pogonskih sredstev za množico alternativ toplih in hladnih tokov.

V tem poglavju podrobneje predstavljamo le enačbe za toplotno bilanco in osnovno matematično formulacijo toplotne integracije procesov. Enačbe osnovnega modela sinteze procesov proizvodnje bioplina smo že opisali v podpoglavju 3.2.1 modela sinteze procesov proizvodnje bioplina (str. 31). Poleg tega model vključuje še logične in druge potrebne omejitve, ki so povezane s proizvodnjo bioplina in trdnih produktov, porabo procesne vode in alternativami čiščenja odpadne procesne vode. Podrobnejša razlaga je prejšnjem podpoglavju 3.2.5 (str. 34) in podpoglavju 3.2.6 (str. 36).

4.2.1.1 Vtočni hladni in topli procesni tokovi

Vtočne pretoke toplotnih kapacitet za hladne procesne tokove, ki so prisotni v definirani superstrukturi (slika 4-1), zapišemo z enačbami (4.1)-(4.3) in za tople procesne tokove z enačbo (4.4).

Pretok toplotne kapacitete za klavne odpadke III. kategorije ($Fc^{SW}/(kW/K)$, ki vstopajo v sterilizacijsko enoto (C1 na sliki 4-1), določimo z enačbo:

$$Fc^{SW} = \sum_{j \in J_3} \sum_{i \in I_1} q_{m_{i,j}} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad (4.1)$$

kjer je $q_{m_{i,j}}/(kg/d)$ masni pretok vhodne surovine i v proces j , $c_p^S/(kJ/(kg \cdot K))$ specifična toplotna kapaciteta vhodnih surovin in $f_d/(d/s)$ je faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto. Vrednost specifične toplotne kapacitete vhodnih surovin smo privzeli za vodo, zato ker vhodne surovine vsebujejo velik delež vode.

Pretok toplotne kapacitete surovin ($Fc_j^{VS}/(kW/K)$, $j \in J_1$), ki so na razpolago iz piščančje farme ($i \in I_7$), (npr. C2, C3, C4), obstoječe prašičje farme ($i \in I_2$), (npr. C5, C6, C7) in iz nove potencialne piščančje farme ($i \in I_3$), (npr. C8, C9, C10), ki vstopa v AF definirali z enačbo (4.2). Prav tako smo pretok toplotne kapacitete za vir procesne vode kot sveža voda ($i \in I_4$), (npr. C11, C12, C13) in kot industrijska odpadna voda ($i \in I_5$), (npr. C14, C15, C16), ki vstopa v AF določili z enačbo (4.2).

$$Fc_j^{VS} = \sum_{i \in I} q_{m_{i,j}} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad (\forall j \in J_1) \quad (4.2)$$

Pretok toplotne kapacitete ($Fc_j^{AF} / (\text{kW/K})$, $j \in J_1$), (npr. C17, C18, C19), ki je povezan s toplotnimi izgubami AF, je sorazmeren masnemu pretoku vhodnih surovin i in specifični toplotni izgubi ($\Phi_{izgube,j}^0 / q_{m,i,j}^0$) procesa j . Določimo ga z enačbo:

$$Fc_j^{AF} = \sum_{i \in I} q_{m,i,j} \cdot (\Phi_{izgube,j}^0 / q_{m,i,j}^0) \quad (\forall j \in J_1) \quad (4.3)$$

kjer je $\Phi_{izgube,j}^0 / (\text{kW/K})$ toplotna izguba med delovanjem anaerobne fermentacije za osnovni primer procesa j in $q_{m,i,j}^0 / (\text{kg/d})$ masni pretok vhodnih surovin i za osnovni primer proizvodnje bioplina v procesu j .

Pretok toplotne kapacitete za toplotno obdelane klavne odpadke III. kategorije ($Fh_j^{SW} / (\text{kW/K})$, $j \in J_3$), ki lahko vstopijo v proces AF (H1,H2), izrazimo z enačbo:

$$Fh_j^{SW} = \sum_{i \in I_1} q_{m,i,j} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad (\forall j \in J_3) \quad (4.4)$$

4.2.1.2 Iztočni hladni in topli procesni tokovi

V primerjavi z vtočnimi tokovi, ki so v glavnem hladni procesni tokovi, so iztočni tokovi povečini topli procesni tokovi. Iztočne pretoke toplotnih kapacitet za tople procesne tokove, ki so prisotni v definirani superstrukturi (slika 4-1), zapišemo z enačbama (4.5) in (4.6) in za hladne procesne tokove z enačbo (4.7).

Pretok toplotne kapacitete odpadne procesne vode ($Fh^{WW} / (\text{kW/K})$) iz procesov j , ki jo čistimo s tehnologijo l (H3 na slika 4-1), smo izračunali z enačbo:

$$Fh^{WW} = q_{m,j,l}^{WW} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad (j=1, l \in L_7) \quad (4.5)$$

kjer je $q_{m,j,l}^{WW} / (\text{kg/d})$ masni pretok odpadne procesne vode.

Pretok toplotne kapacitete ($Fh^{BG} / (\text{kW/K})$) proizvodnje bioplina (H4 na sliki 4-1) smo določili z enačbo:

$$Fh^{BG} = q_{v,j}^{BG} \cdot \rho^{BG} \cdot c_p^{BG} \cdot f_d \quad (j=1) \quad (4.6)$$

kjer je $q_{v,j}^{BG} / (\text{m}^3/\text{d})$ volumski pretok proizvodnje bioplina v procesu j , $\rho^{BG} / (\text{kg/m}^3)$ je gostota bioplina in $c_p^{BG} / (\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}))$ je specifična toplotna kapaciteta bioplina.

Vrednost smo privzeli za metan, ker smo predpostavili, da sta v proizvedenem bioplinu prisotna v glavnem metan (največji delež) in ogljikov dioksid.

Pretok toplotne kapacitete ($Fc^{RWW} / (\text{kW/K})$) očiščene procesne vode, ki se lahko med delovanjem AF (C20) ponovno uporabi, smo določili z enačbo:

$$Fc^{RWW} = q_{m_{j,l}}^{RWW} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad (j=1, l \in L_8) \quad (4.7)$$

kjer je $q_{m_{j,l}}^{RWW} / (\text{kg/d})$ masni pretok očiščene procesne vode l , ki se ponovno uporabi v procesu proizvodnje bioplina j .

4.2.1.3 Logični pogoji za masne pretoke in pretoke toplotnih kapacitet

Logični pogoji za masne pretoke produktov, odpadne procesne vode in drugi so predstavljeni z neenačbami (3.14)-(3.31). Vsi masni pretoki, ki so definirani s superstrukturo problema, so omejeni z zgornjo (UP) in spodnjo (LO) mejo. Če je ustrezna alternativa izbrana ($y=1$), lahko zaradi pogoja ($q_{m_{i,j}}^{LO} \leq q_{m_{i,j}} \leq q_{m_{i,j}}^{UP}$) (enačba (3.21)), zavzamejo katerokoli neničelno vrednosti med zgornjo in spodnjo mejo. V nasprotnem primeru ($y=0$) mora biti masni pretok vhodne surovine ničen. S tem pogojem posledično omejimo tudi vse pretoke toplotnih kapacitet, ki so definirani sorazmerno z masnimi pretoki in pomeni, da zavzamejo neničelne vrednosti, ko je določena alternativa procesa predelave ali pomožnega procesnega sistema izbrana oz. vrednost se postavi na nič, če alternativa ni izbrana. Na ta način so skoraj vsi hladni in topli procesni tokovi določeni pogojno preko izbora/zavrnitve procesov in pomožnih procesnih sistemov, kar direktno vpliva na možnost toplotne integracije procesa.

4.2.1.4 Kogeneracijski sistem

Kogeneracijski sistem proizvaja 2/3 toplote in 1/3 električne energije in je odvisen od proizvodnje bioplina. Večja dobit bioplina iz AF omogoča večjo proizvodnjo toplote in električne energije. Proizvedeno toplota v kogeneracijskem sistemu ($\Phi_{\text{proiz}}^{\text{CHP}} / (\text{kW})$) smo izračunali z enačbo:

$$\Phi_{\text{proiz}}^{\text{CHP}} = \sum_{j \in J_1} q_{v_j}^{\text{BG}} \cdot \eta^T \cdot e_j^{\text{BG}} \cdot f_{d1} \quad (\forall j \in J_1) \quad (4.8)$$

kjer je η^T učinkovitost kogeneracijskega sistema za toploto, $e_j^{BG} / (\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3)$ je energetska vrednost bioplina procesa j in $f_{d1} / (\text{d}/\text{h})$ je faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto.

Proizvedeno toploto v kogeneracijskem sistemu uporabimo v procesu proizvodnje bioplina ($\Phi_{\text{porab}}^{\text{CHP}} / (\text{kW})$) in potencialni presežek proizvedene toplote ($\Phi_{\text{prod}}^{\text{CHP}} / (\text{kW})$) bi lahko podjetje prodalo v javno omrežje in s tem doseglo dodatni prihodek :

$$\Phi_{\text{proiz}}^{\text{CHP}} = \Phi_{\text{porab}}^{\text{CHP}} + \Phi_{\text{prod}}^{\text{CHP}} \quad (4.9)$$

Pretok toplotne kapacitete za iztočni topli procesni tok iz kogeneracijskega sistema ($Fh^{\text{CHP}} / (\text{kW}/\text{K})$) (H5 na sliki 4-1) smo določili z enačbo:

$$Fh^{\text{CHP}} = \Phi_{\text{porab}}^{\text{CHP}} / (T_{\text{IN}}^{\text{CHP}} - T_{\text{OUT}}^{\text{CHP}}) \quad (4.10)$$

kjer sta $T_{\text{IN}}^{\text{CHP}}$ in $T_{\text{OUT}}^{\text{CHP}} / (\text{K})$ vtočna in iztočna temperatura procesnega toka iz kogeneracijskega sistema. Vrednosti vtočne in iztočne temperature iztočnega procesnega toka iz kogeneracijskega sistema sta podani v preglednici 4.1.

4.2.2 Model za toplotno integracijo

Za razvoj sestavljenega modela, ki vključuje opisane možnosti, smo osnovni nelinearni model za toplotno integracijo (Duranov in Grossmannov model, 1986) modificirali. V modelu smo predpostavili, da vse procesne enote, ki so vključene v dano superstrukturo (slika 4-1), delujejo pri konstantnih temperaturah in se vsi procesni tokovi, ki vstopajo v procesne enote, izotermno mešajo pri teh temperaturah. S to predpostavko tako postanejo vse vtočne in iztočne temperature za tople ($h = H$) ter hladne ($c = C$) tokove konstantne (preglednica 4.1). Pri tem smo se izognili dodatnim mešalnim enotam in njihovim nelinearnim toplotnim bilancam. Tako so v sestavljenem modelu za toplotno integracijo pretoki toplotnih kapacitet tokov edine optimizacijske spremenljivke.

Te predpostavke so opravičene, ker AF vsebuje občutljive mikroorganizme, ki delujejo le v določenem temperaturnem območju. Prav tako je tudi temperatura obratovanja tehnologije čiščenja odpadne procesne vode, ki vključuje ultrafiltracijo in reverzno osmozo, znana in konstantna. Temperature odpadkov in drugih surovin so bile izračunane kot povprečne vrednosti iz interne dokumentacije projekta. Na ta

način smo v modelu odpravili nelinearnosti in posledično tudi nekonveksnosti. Sestavljeni model omogoča iskanje globalne optimalne rešitve danega problema.

Z neenačbami (4.11) in (4.12), glede na uščipno metodo (Duran in Grossmann, 1986) določimo minimalno porabo zunanjega vročega pogonskega sredstva ($\Phi^{\text{HEAT}}/(\text{kW})$) kot maksimalni toplotni primanjkljaj med toplimi uščipnimi kandidati, ($T_{ph}^{\text{IN}}, ph \in PH, PH = H$):

$$\Phi^{\text{HEAT}} \geq \sum_{c \in C} Fc_c \cdot \left[\max \left\{ 0, T_c^{\text{OUT}} - (T_{ph}^{\text{IN}} - \Delta_{\text{HRAT}} T) \right\} - \right. \\ \left. - \max \left\{ 0, T_c^{\text{IN}} - (T_{ph}^{\text{IN}} - \Delta_{\text{HRAT}} T) \right\} \right] - \quad (\forall ph \in PH, PH = H) \quad (4.11) \\ - \sum_{h \in H} Fh_h \cdot \left[\max \left\{ 0, T_h^{\text{IN}} - T_{ph}^{\text{IN}} \right\} - \max \left\{ 0, T_h^{\text{OUT}} - T_{ph}^{\text{IN}} \right\} \right]$$

in med hladnimi uščipnimi kandidati, ($T_{pc}^{\text{IN}} + \Delta_{\text{HRAT}} T, pc \in PC, PC = C$):

$$\Phi^{\text{HEAT}} \geq \sum_{c \in C} Fc_c \cdot \left[\max \left\{ 0, T_c^{\text{OUT}} - T_{pc}^{\text{IN}} \right\} - \max \left\{ 0, T_c^{\text{IN}} - T_{pc}^{\text{IN}} \right\} \right] - \\ - \sum_{h \in H} Fh_h \cdot \left[\max \left\{ 0, T_h^{\text{IN}} - (T_{pc}^{\text{IN}} + \Delta_{\text{HRAT}} T) \right\} - \right. \\ \left. - \max \left\{ 0, T_h^{\text{OUT}} - (T_{pc}^{\text{IN}} + \Delta_{\text{HRAT}} T) \right\} \right] \quad \forall pc \in PC, PC = C \quad (4.12)$$

kjer sta Fc_c in $Fh_h/(\text{kW/K})$ pretoka toplotnih kapacitet hladnega in toplega toka, T_c^{OUT} in $T_h^{\text{OUT}}/(\text{K})$ iztočni temperaturi hladnega in toplega toka, T_{ph}^{IN} in $T_{pc}^{\text{IN}}/(\text{K})$ temperature potencialnih uščipov, $\Delta_{\text{HRAT}} T/(\text{K})$ minimalna temperaturna razlika, ter T_h^{IN} in $T_c^{\text{IN}}/(\text{K})$ vtočni temperaturi toplega in hladnega toka.

Minimalna poraba mrzlega pogonskega sredstva ($\Phi^{\text{COOL}}/(\text{kW})$) je potem definirana s celotno toplotno bilanco, ki je podana z enačbo:

$$\Phi^{\text{HEAT}} + \sum_{h \in H} Fh_h \cdot (T_h^{\text{IN}} - T_h^{\text{OUT}}) = \Phi^{\text{COOL}} + \sum_{c \in C} Fc_c \cdot (T_c^{\text{OUT}} - T_c^{\text{IN}}) \quad (4.13)$$

Enačbi (4.14) in (4.15) lahko uporabimo le v primeru, ko proces ni toplotno integriran. Minimalno porabo vročega pogonskega sredstva določimo z enačbo:

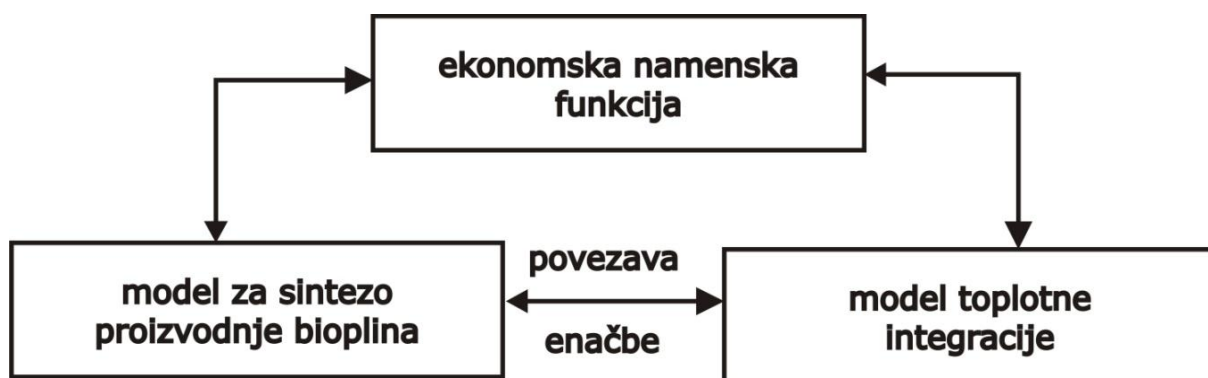
$$\Phi^{\text{HEAT}} = \sum_{c \in C} Fc_c \cdot (T_c^{\text{OUT}} - T_c^{\text{IN}}) \quad (4.14)$$

in mrzlega pogonskega sredstva z enačbo:

$$\Phi^{\text{COOL}} = \sum_{h \in H} Fh_h \cdot (T_h^{\text{IN}} - T_h^{\text{OUT}}) \quad (4.15)$$

4.2.3 Poveza modelov za sintezo procesov in toplotno integracijo

V tem razdelku je zadani cilj sinteza toplotno integriranih procesov proizvodnje bioplina, pri čemer se določa procesna struktura simultano, kar zahteva, da oba modela povežemo med seboj. Modela smo povezali z ustreznimi enačbami pretokov toplotnih kapacitet, definiranih v modelu sinteze procesov, z enačbami v modelu toplotne integracije. Struktura povezanosti modelov za toplotno integracijo in sintezo procesov je prikazana na sliki 4-2.



Slika 4-2: Grafični prikaz povezanosti modelov toplotne integracije in sinteze procesov proizvodnje bioplina.

Tople procesne tokove smo povezali z vektorji pretoka toplotnih kapacitet toplih tokov:

$$(Fh_j^{\text{SW}} \ j \in J_3, Fh^{\text{WW}}, Fh^{\text{BG}}, Fh^{\text{CHP}}) = (Fh_h, h \in H) \quad (4.16)$$

Hladne procesne tokove smo povezali z vektorji pretoka toplotnih kapacitet hladnih tokov:

$$(Fc^{\text{SW}}, Fc_j^{\text{IS}} \ j \in J_1, Fc^{\text{RWW}}, Fc_j^{\text{AF}}) = (Fc_c, c \in C) \quad (4.17)$$

Prvotno bi bilo potrebno oba modela povezati med seboj tudi z ustreznimi temperaturami. Vendar v našem primeru to ni bilo potrebno, ker smo predpostavili,

da so vse vtočne in iztočne temperature procesnih tokov konstantne ter smo jih neposredno uporabili kot konstante v modelu toplotne integracije.

Potrebno je opozoriti, da je večina definiranih pretokov toplotnih kapacitet, odvisnih od (ne)izbora procesnih enot predelave odpadkov in pomožnih procesnih sistemov, določena z logičnimi pogoji. Tako ima sestavljeni model simultane toplotne integracije in sinteze procesov proizvodnje bioplina mešano celoštevilsko obliko.

4.2.4 Ekonomska namenska funkcija

Nazadnje zapišemo še namensko funkcijo s katero definiramo optimizacijski kriterij. Da bi lahko ocenili učinek toplotne integracije z ekonomskega vidika ter medsebojni vpliv prihranka pogonskih sredstev in investicije v procesu, smo namensko funkcijo, F_{obj} definirali kot maksimiranje neto sedanje vrednosti (NPV), ki smo jo definirali v podpoglavju 3.2.7 (str. 37; enačba (3.32)). Če upoštevamo vse posamezne člene namenske funkcije, dobi namenska funkcija naslednjo obliko:

$$\begin{aligned}
 F_{obj} = & \\
 \text{investicija:} & \quad - \left(\sum_{j \in J_1} I_j^0 \cdot \left(\frac{q_{v_j}^{BG}}{q_{v_j}^{BG,0}} \right)^{n_n} + \sum_{j \in J_2} I_j^{R,0} \cdot y_j^P + \sum_{l \in L_1} I_l^B \cdot y_l^B \right) + \\
 \text{prihodki:} & \quad + \left\{ (1 - r_t) \cdot \left[\left(\sum_{j \in J_1} (c^{ES} \cdot q_{v_j}^{BG} \cdot e_j^{BG} \cdot \eta^E) + (c^{TS} \cdot \Phi_{prod}^{CHP}) / f_{d1} \right) \right. \right. \\
 & \quad \left. \left. + \sum_{j \in J_2} \sum_{k \in K} c_k^{TP} \cdot q_{m_{j,k}}^{TP} + \sum_{j \in J_1} \sum_{l \in L_3} c_l^{OG} \cdot q_{m_{j,l}}^{OG} \right] - \right. \\
 \text{stroški:} & \quad \left. \left[\sum_{j \in J_1} \left(c^E \cdot p_j^0 \cdot \frac{q_{v_j}^{BG}}{q_{v_j}^{BG,0}} \right) + (c^{HU} \cdot \Phi^{HEAT} + c^{CU} \cdot \Phi^{COOL}) / f_{d1} + \right. \right. \\
 & \quad \left. \left. + (c_f^{R,0} \cdot \sum_{j \in J_2} y_j^P + c_v^{R,0} \cdot \frac{\sum_{i \in I_1} \sum_{j \in J_2} q_{m_{i,j}}}{\sum_{j \in J_2} q_{m_j}^{R,0}}) + \sum_{i \in I_6} \sum_{j \in J_1} q_{m_{i,j}} \cdot c_i^S + \right. \right. \\
 & \quad \left. \left. + \sum_{j \in J_1} \sum_{l \in L_9} q_{m_{j,l}}^{WW} \cdot c_l^P + \sum_{i \in I_5} \sum_{l \in L_6} q_{m_{i,l}}^T \cdot c_l^T \right] \right\} + \\
 \text{amortizacija:} & \quad + r_t \cdot \left(\sum_{j \in J_1} I_j^0 \cdot \left(\frac{q_{v_j}^{BG}}{q_{v_j}^{BG,0}} \right)^{n_n} + \sum_{j \in J_2} I_j^{R,0} \cdot y_j^P + \sum_{l \in L_1} I_l^B \cdot y_l^B \right) / t_D \cdot f_{d2} \left\} \cdot f_{d3} \cdot \left[\frac{(1 + r_d)^{t_D} - 1}{r_d (1 + r_d)^{t_D}} \right]
 \end{aligned}
 \tag{4.18}$$

kjer je I_j^0 /(EUR) osnovna investicija anaerobne fermentacije ($j \in J_1$) z dnevno proizvodnjo bioplina $q_{v_j}^{BG,0}$ /(m³/d), n_n je investicijski eksponent, $I_j^{R,0}$ /(EUR) je osnovna investicija TPK ($j \in J_2$), y_j^P binarna spremenljivka za izbor optimalnega procesa, I_l^B /(EUR) ($l \in L$) predstavlja investicijo za alternativne proizvodne sisteme oz. procesne enote pri proizvodnji bioplina in y_l^B binarna spremenljivka za izbor ustrezne pomožne procesne enote oz. sistema. r_t /(%) je davčna stopnja, c^{ES} in c^{TS} /(EUR/kWh) sta prodajni ceni električne energije in toplote, e_j^{BG} /(kWh/m³) je energetska vrednost bioplina za proces j , η^E je učinkovitost generatorjev za proizvodnjo električne energije. c_k^{TP} /(EUR/kg) je prodajna cena trdnih produktov k , proizvedenih v TPK, $q_{m_j,k}^{TP}$ /(kg/d) je masni pretok trdnih produktov iz TPK, c_l^{OG} /(EUR/kg) je prodajna cena organskega gnojila, pridobljenega pri čiščenju odpadne procesne vode l , $q_{m_j,l}^{OG}$ /(kg/d) je masni pretok organskega gnojila. c^E /(EUR/kWh) je cena nakupa električne energije, p_j^0 /(kWh/d) je dnevna poraba električne energije za proces osnovnega primera anaerobne fermentacije j , $c_f^{R,0}$ in $c_v^{R,0}$ /(EUR/d) sta fiksni in variabilni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera TPK, $q_{m_j}^{R,0}$ /(kg/d) je dnevna poraba vhodnih surovin tovarne proteinskih koncentratov in $q_{m_j,l}^T$ /(kg/d) masni pretok transportirane industrijske odpadne vode preko tlačnega komunalnega voda ali s cisternami. Medtem ko so c_i^S , c_l^P in c_l^T /(EUR/kg) cena vhodne surovine pri proizvodnji bioplina (koruza, sveža voda), cena čiščenja odpadne procesne vode in cena transporta industrijske odpadne vode. Drugi člen pri stroških predstavlja porabo toplote procesa, kjer sta c^{HU} in c^{CU} /(EUR/kWh) ceni za nakup vročega in mrzlega pogonskega sredstva. t_D /(a) je doba amortizacije, f_{d2} /(d/a) in f_{d3} /(d) sta faktor pretvorbe za ustrezno časovno enoto in r_d /(%) je obrestna mera.

Pri maksimiranju NSV lahko dosežemo kompromisne rešitve med dobičkom od proizvodnje bioplina, trdnih produktov, elektrike, toplote in organskega gnojila na eni strani in investicijo in obratovalnimi stroški procesa proizvodnje bioplina na drugi strani.

Namenska funkcija sestavljenega modela se razlikuje od namenske funkcije modela za sintezo procesa proizvodnje bioplina po drugem členu pri prihodkih in stroških proizvodnje bioplina. Pri modelu sinteze procesa smo definirali prihodek od prodaje toplote kot $c^{TS} \cdot q_{v_j}^{BP} \cdot e_j^{BP} \cdot \eta^T$ in strošek za nakup toplote kot $\sum_{j \in J} c^{TS} \cdot \phi_j^0 \cdot \frac{q_{v_j}^{BP}}{q_{v_j}^{BP,0}}$.

4.2.5 Konveksifikacija modela z odsekovno linearizacijo

Matematični model, predstavljen v poglavju simultane toplotne integracije in sinteze procesov proizvodnje bioplina, vsebuje nekonveksni del v prvem delu namenske funkcije (enačba 4.18). Nekonveksni del predstavlja izračun investicije procesa proizvodnje bioplina, ker je običajno investicijski eksponent manjši od ena ($n=0,6$). Takšni matematični modeli ne zagotavljajo globalnih optimalnih rešitev. Zato je potrebno nekonveksne člene v ekonomski namenski funkciji konveksificirati. Za konveksifikacijo smo uporabili odsekovno linearno funkcijo (Bergamini in drugi, 2008; Wicaksono in Karimi, 2008).

Spremenljivko, katere funkcijo konveksificiramo, označimo z x_j (v našem primeru gre za proizvodnjo bioplina $q_{v_j}^{BG}$ v en. 4.20). Najprej razdelimo območje $[x_j^{LO}, x_j^{UP}]$ v N intervalov, ki so določeni z mrežnimi točkami $x_1^*, x_2^*, x_3^*, \dots, x_{m+1}^*$, s spodnjo $x_1^* = x_j^{LO}$ in zgornjo mejo $x_{m+1}^* = x_j^{UP}$ ter $x_{m+1}^* > x_m^*$ za $m \in M = \{1, 2, 3, \dots, N\}$. Mrežne točke smo definirali z naslednjo enačbo, $\forall m \in M \wedge m > 1$:

$$x_{j,m+1}^* = x_{j,1}^* + \frac{x_j^{UP} - x_j^{LO}}{N - 1} \quad \forall j \in J1, \quad \forall m > 1 \quad (4.19)$$

in nelinearni izraz v investiciji izrazimo z enačbo:

$$z_{j,m}^* = I_j^0 \cdot \left(\frac{x_{j,m}^*}{q_{v_j}^{BG,0}} \right)^{n_j} \quad \forall j \in J1, \quad \forall m \in M \quad (4.20)$$

Naklon linearnega segmenta je določen takole:

$$k_{j,m} = \frac{z_{j,m+1}^* - z_{j,m}^*}{x_{j,m+1}^* - x_{j,m}^*} \quad \forall j \in J1, \quad \forall m \in M \wedge m < N \quad (4.21)$$

Novo zvezne spremenljivke Δx so vpeljane in predstavljajo prispevek podintervala $[x_m^*, x_{m+1}^*]$ trenutni vrednosti x . Za vsak $x \in [x_j^{LO}, x_j^{UP}]$ imamo:

$$x_j = \sum_m^{N-1} (x_{j,m}^* \cdot y_{j,m}^L + \Delta x_{j,m}) \quad \forall j \in J1 \quad (4.22)$$

Uvedemo novo binarno spremenljivko $y_{j,m}^L$ za vsak segment, da bi izrazili spremenljivko Δx , kot sledi:

$$\Delta x_{j,m} \leq (x_{j,m+1}^* - x_{j,m}^*) \cdot y_{j,m}^L \quad \forall j \in J1, \forall m \in M \wedge m \leq N \quad (4.23)$$

$$\sum_m^{N-1} y_{j,m}^L \leq 1 \quad (4.24)$$

Odsekovna linearna funkcija za določevanje investicije AF je definirana kot:

$$z_j = \sum_m^{N-1} (z_{j,m}^* \cdot y_{j,m}^L + k_{j,m} \cdot \Delta x_{j,m}) \quad \forall j \in J1, \quad (4.25)$$

Če enačbo (4.25) vstavimo v enačbo (4.18) namesto nelinearnega izraza (investicija AF), se nekonveksni MINLP problem preoblikuje v konveksni mešano celoštevilski linearni programirani (MILP) model.

4.3 INDUSTRIJSKI PRIMER TOPLOTNE INTEGRACIJE

Uporabo sestavljenega modela toplotne integracije in sinteze procesa proizvodnje bioplina prikazujemo na industrijskem primeru živilskopredelovalne industrije. V preglednici 4-1 so podane vtočne in iztočne temperature toplin in hladnih procesnih tokov. Ostali podatki, ki smo jih uporabili v študiji, so podani v 3. poglavju. Podatki vhodnih surovin so podani v preglednici 3-1 (str. 40), parametri modela v preglednici 3-2 (str. 41), podatki proizvodnje bioplina v preglednici 3-4 (str. 42). V preglednici 3-3 (str. 42) so navedene ocenjene investicije procesov predelave in ostalih vključenih sistemov oz. procesov. Ostali podatki za izvedbo ekonomske analize so prikazani v preglednici 3-5 (str. 43).

V preglednici 4-2 so podani še ostali podatki, uporabljeni v sestavljenem modelu.

Preglednica 4-1 : Vtočne in iztočne temperature toplih in hladnih procesnih tokov.

Topli tok $h \in H$	H1	H2	H3	H4	H5
$T_h^{IN} / (K)$	406	406	328	328	358
$T_h^{OUT} / (K)$	328	308	308	308	333
Hladni tok $c \in C$	C1	C2	C3	C4	C5
$T_c^{IN} / (K)$	298	298	298	298	298
$T_c^{OUT} / (K)$	406	328	308	308	328
Hladni tok $c \in C$	C6	C7	C8	C9	C10
$T_c^{IN} / (K)$	298	298	298	298	298
$T_c^{OUT} / (K)$	308	308	328	308	308
Hladni tok $c \in C$	C11	C12	C13	C14	C15
$T_c^{IN} / (K)$	298	288	288	288	288
$T_c^{OUT} / (K)$	328	308	308	328	308
Hladni tok $c \in C$	C16	C17	C18	C19	C20
$T_c^{IN} / (K)$	288	308	327	307	307
$T_c^{OUT} / (K)$	308	328	328	308	308

Preglednica 4-2: Podatki parametrov sestavljenega modela.

Parametri modela		
Specifična toplotna kapaciteta (kJ/(kg · K))		$c_p^S = 4,18$
Specifična toplotna kapaciteta (kJ/(kg · K))		$c_p^{BG} = 2,293$
Masni pretok substratov za osnovni primer proizvodnje bioplina (kg/d)		$q_{m_j}^0 = 309100$
Toplotne izgube AF za osnovni primer (kW)	termofilni proces	$\Phi_{izgube,j}^0 = 60$
	mezofilni proces, sterilizacijska enota	$\Phi_{izgube,j}^0 = 30$
	mezofilni proces	$\Phi_{izgube,j}^0 = 30$
Cena toplotne energije (EUR/kWh)		$c^{TS} = 0,03$
Cena mrzlega pogonskega sredstva (EUR/kWh)		$c^{CU} = 0,005$
Cena vročega pogonskega sredstva (EUR/kWh)		$c^{HU} = 0,05$
Minimalna temperaturna razlika (K)		$\Delta_{HRAT} T = 20$

4.3.1 Rezultati toplotne integracije nekonveksnega problema

Tudi pri simultani toplotni integraciji in sintezi procesov proizvodnje bioplina smo za reševanje MINLP problema uporabili GAMS /BARON (Brooke in drugi, 2006), s katerim lahko nekonveksne probleme rešimo do globalne ali blizu globalne rešitve. Vendar lahko za reševanje nekonveksnih problemov uporabimo tudi druge algoritme. Tako smo isti problem rešili še s programom Discrete Continuous Optimization (DICOPT), s katerim je tudi možno reševati probleme MINLP. Pri tem smo enkrat uporabili za optimizacijo problema NLP CONOPT in drugič MINOS5. MINLP model vključuje okoli 300 pogojev, 250 zveznih spremenljivk in 13 binarnih spremenljivk. Približno 1/5 modela predstavljajo pogoji toplotne integracije. Matematični model smo rešili z osebnim računalnikom (Intel PC @ Core™ 2, P8700 z 2,53 GHz in 2 GB RAM-a) v manj kot 1 s časa CPU. CPU je časovno merilo izračuna oz. v kolikšnem času dobimo rešitev problema.

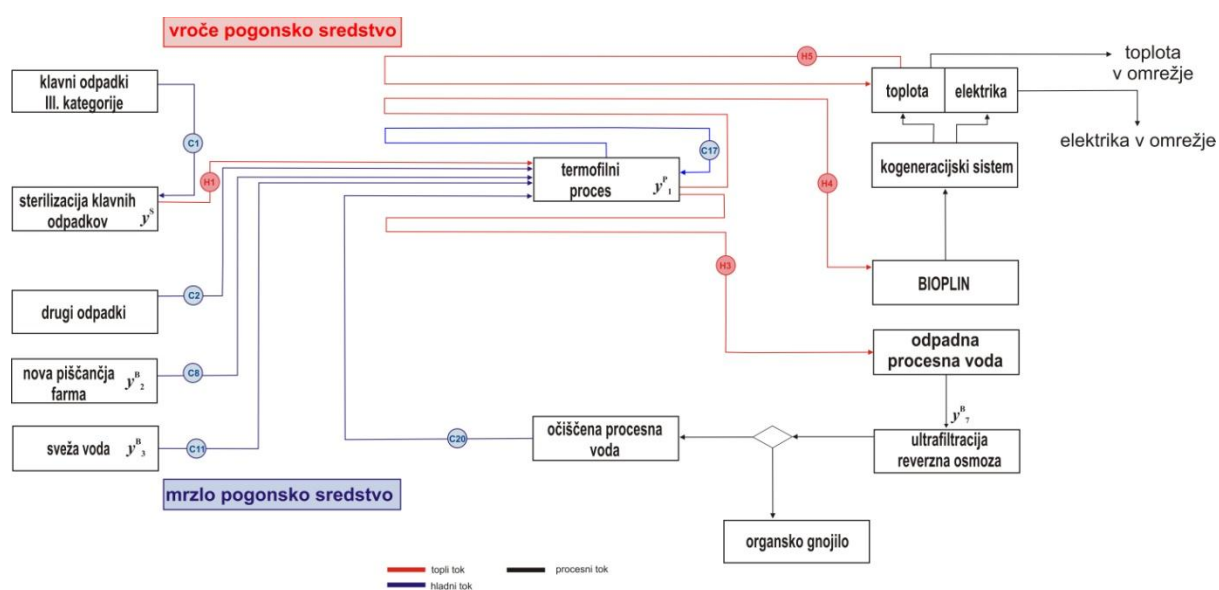
Ekonomska analiza optimalne rešitve uporabljenih programov je prikazana v preglednicah 4-3 in 4-4. Iz rezultatov lahko vidimo, da smo z vsemi uporabljenimi programi pridobili enako optimalno rešitev.

Optimalne rešitve NSV je 11,03 MEUR in doba vračanja je 3,70 let. Optimalna rešitev vključuje uporabo sveže vode in zaprti vodni sistem čiščenja odpadne procesne vode, ki tudi pripomore k znižanju porabe sveže vode v procesu. S tem se posledično zniža tudi poraba vročega pogonskega sredstva. Slednje se zmanjša zaradi ponovne uporabe očiščene procesne vode, ki ima višjo temperaturo kot sveža voda.

Po drugi strani rezultati ekonomske analize kažejo jasno prednost izvajanja toplotne integracije, saj prihranjena toplota pri izmenjavi toplote med toplimi in hladnimi tokovi po celotnem obratu omogoča znatne prihranke pogonskih sredstev (pare in hladilne vode). Glede na rezultate v preglednici 4-3, bi uporaba toplotne integracije z neposredno izmenjavo toplote med različnimi procesi lahko skoraj v celoti zmanjšala potrebo po vročem pogonskem sredstvu (za 889 kW ali 93 %) in 1/3 mrzlega pogonskega sredstva (235 kW ali 35 %). Električna energija se kot zelena energija (2,9 MW) po subvencionirani ceni prodaja v električno omrežje. Toplota se delno porablja v lastnih industrijskih obratih (0,7 MW) in presežek (3,5 MW) proda v distribucijsko omrežje. Če se toplotna integracija ne izvede, je potrebno vse zahteve po toploti in hladilni vodi zadovoljiti z zunanjimi pogonskimi sredstvi, ki bi v tem

primeru zmanjšale NSV na 9,99 MEUR in doba vračanja bi se podaljšala s 3,70 na 3,84 let.

Na sliki 4-3 je prikazana optimalna toplotno integrirana procesna shema nekonveksnega problema. Razgradnja živalskega gnoja in sekundarnih produktov iz živilskopredelovalne industrije v bioplin poteka v AF pri termofilnih pogojih, ki v kogeneracijskem sistemu omogoča sočasno pridobivanje električne energije in toplote. Prav tako optimalna shema vsebuje možnosti zajema sveže vode in zaprti vodni sistem čiščenja odpadne procesne vode.



Slika 4-3: Optimalna procesna shema toplotno integriranega procesa proizvodnje bioplina.

Preglednica 4-3: Ekonomska ocena optimalne rešitve za različne programe - proizvodne spremenljivke.

Izbran proces	Program	Model	Proizvodne spremenljivke								
			$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{FW}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{\Phi_H}{kW}$	$\frac{\Phi_C}{kW}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
TP, NPF, FW, ZS	BARON	*HI	35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
	(CPU = 0, 031 s)	ne-HI	35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00
TP, NPF, FW, ZS	DICOPT/CONOPT	HI	35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
	(CPU = 0, 015 s)	ne-HI	35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00
TP, NPF, FW, ZS	DICOPT/MINOS5	HI	35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
	(CPU = 0, 015 s)	ne-HI	35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00

*HI – toplotna integracija, ne-HI – brez toplotne integracije, CPU – centralna procesna enota

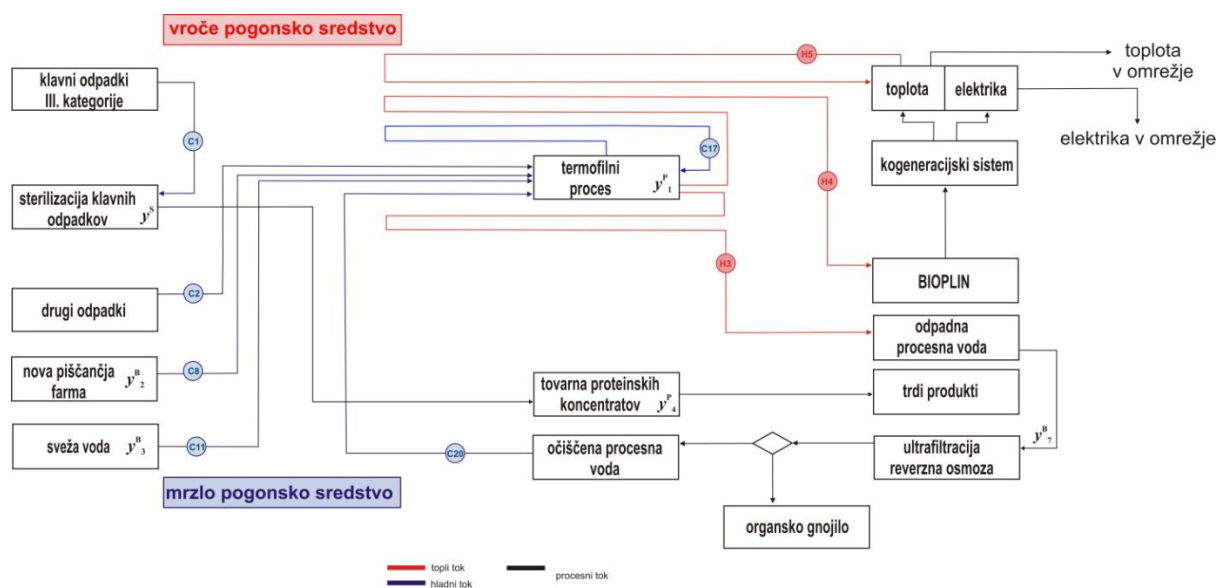
Preglednica 4-4: Ekonomska ocena optimalne rešitve za različne programe - ekonomski kriteriji.

Izbran proces	Program	Model	Ekonomski kriteriji						
			$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{\text{a}}$
TP, NPF, FW, ZS	BARON	HI	11,03	16,68	4,51	6,13	0,67	23,70	3,70
	(CPU = 0, 031 s)	ne-HI	9,99	16,68	4,34	6,30	1,06	22,64	3,84
TP, NPF, FW, ZS	DICOPT/CONOPT	HI	11,03	16,68	4,51	6,13	0,67	23,70	3,70
	(CPU = 0, 015 s)	ne-HI	9,99	16,68	4,34	6,30	1,06	22,64	3,84
TP, NPF, FW, ZS	DICOPT/MINOS5	HI	11,03	16,68	4,51	6,13	0,67	23,70	3,70
	(CPU = 0, 015 s)	ne-HI	9,99	16,68	4,34	6,30	1,06	22,64	3,84

*HI – toplotna integracija, ne-HI – brez toplotne integracije, CPU – centralna procesna enota

Optimalna rešitev, pridobljena z uporabljenim optimizacijskim modelom, ne ustreza živilskopredelovalni industriji, ker ne vključuje dodatnega pogoja, to je izbora TPK. Ta pogoj je za njih pomemben, saj že vrsto let v tem obratu predelujejo klavne odpadke III. kategorije. Po oceni strokovnjakov v podjetju, bo ta obrat lahko deloval še najmanj 15 let. Seveda je k tej odločitvi pripomoglo tudi dejstvo, da je podjetje že investiralo v rekonstrukcijo TPK in da bi bilo potrebno za predelavo klavnih odpadkov III. kategorije v AF pridobiti dodatna okoljska in zdravstvena dovoljenja.

V preglednicah 4-5 in 4-6 so prikazani rezultati rešitve, ki vključuje TPK. NSV je 6,35 MEUR in doba vračanja je 4,41 let. Glede na rezultate v preglednici 4-5, bi uporaba toplotne integracije zmanjšala potrebo po vročem pogonskem sredstvu za 681 kW ali 76 %. Vendar se poveča potreba po mrzlem pogonskem sredstvu (128 kW ali 29 %). Če se toplotna integracija ne izvede, je potrebno vse zahteve po toploti in hladilni vodi zadovoljiti s pogonskimi sredstvi, kar bi zmanjšalo NSV na 5,99 MEUR in dobo vračanja podaljšalo s 4,41 na 4,48 let. Procesna shema te rešitve je prikazana na sliki 4-4.



Slika4-4: Procesna shema toplotno integriranega procesa proizvodnje bioplina v kombinaciji s TPK.

Preglednica 4-5: Ekonomska ocena rešitve v kombinaciji s TPK za različne programe - proizvodne spremenljivke.

Izbran proces	Program	Model	Proizvodne spremenljivke								
			$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{FW}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{\Phi_H}{kW}$	$\frac{\Phi_C}{kW}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
TP, TPK, NPF,	BARON	HI	24 204,6	35,9	184,5	209,47	444,69	2,36	0,39	2,79	0,81
FW, ZS	(CPU = 0,031 s)	ne-HI	24 204,6	35,9	184,5	890,50	315,87	2,36	0,39	2,79	0,00
TP, TPK, NPF,	DICOPT/CONOPT	HI	24 204,6	35,9	184,5	209,47	444,69	2,36	0,39	2,79	0,81
FW, ZS	(CPU = 0,015 s)	ne-HI	24 204,6	35,9	184,5	890,50	315,87	2,36	0,39	2,79	0,00
TP, TPK, NPF,	DICOPT/MINOS5	HI	24 204,6	35,9	184,5	209,47	444,69	2,36	0,39	2,79	0,81
FW, ZS	(CPU = 0,015 s)	ne-HI	24 204,6	35,9	184,5	890,50	315,87	2,36	0,39	2,79	0,00

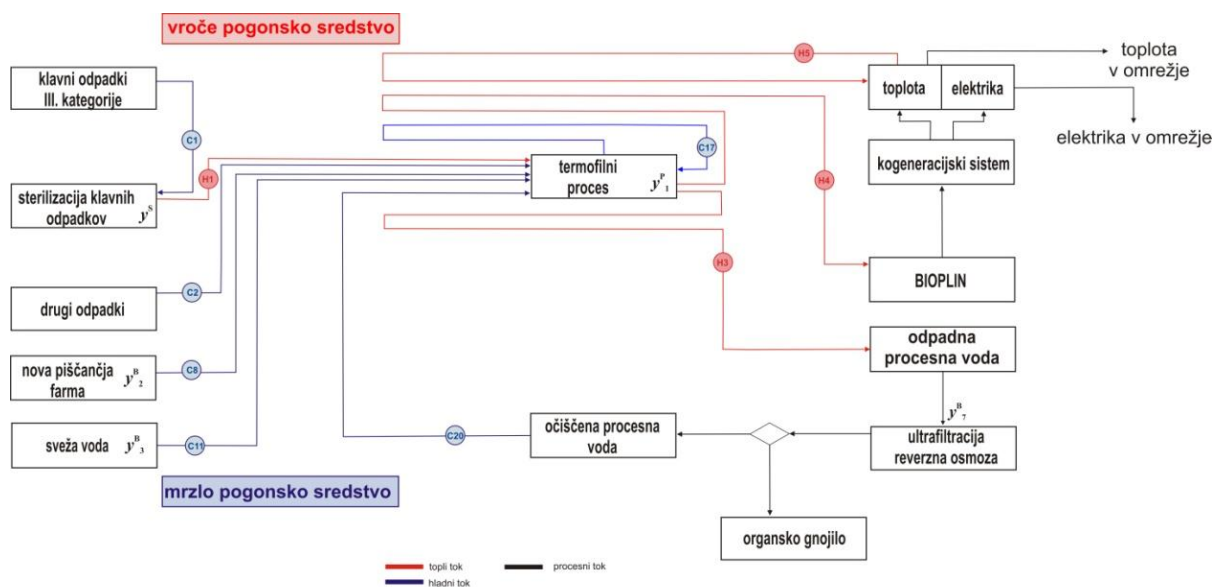
Preglednica 4-6: Ekonomska ocena rešitve v kombinaciji s TPK za različne programe - ekonomski kriteriji.

Izbran proces	Program	Model	Ekonomski kriteriji						
			$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{a}$
TP, TPK, NPF, FW, ZS	BARON	HI	6,35	16,13	3,66	6,48	2,13	18,54	4,41
	(CPU = 0,031 s)	ne-HI	5,99	16,13	3,60	6,69	2,42	18,08	4,48
TP, TPK, NPF, FW, ZS	DICOPT/CONOPT	HI	6,35	16,13	3,66	6,48	2,13	18,54	4,41
	(CPU = 0,015 s)	ne-HI	5,99	16,13	3,60	6,69	2,42	18,08	4,48
TP, TPK, NPF, FW, ZS	DICOPT/MINOS5	HI	6,35	16,13	3,66	6,48	2,13	18,54	4,41
	(CPU = 0,015 s)	ne-HI	5,99	16,13	3,60	6,69	2,42	18,08	4,48

4.3.2 Rezultati toplotne integracije konveksnega problema

V drugem delu simultane toplotne integracije in sinteze procesov proizvodnje bioplina smo nekonveksni problem s pomočjo odsekovne linearne funkcije pretvorili v konveksni problem. Za reševanje MILP problema smo uporabili GAMS/CPLEX. Matematični model smo rešili z osebnim računalnikom (Intel PC ® Core™ 2, P8700 z 2,53 GHz in 2 GB RAM-a) v manj kot 1s časa CPU.

Preglednici 4-7 in 4-8 prikazujeta optimalno rešitev z različnim številom linearnih inkrementov. Kot je razvidno iz rezultatov, uporaba odsekovne linearne funkcije ne vpliva na optimalno procesno shemo (slika 4-4) toplotno integriranega procesa proizvodnje bioplina. Že pri 100 inkrementih dobimo enako rešitev kot za nekonveksni problem. NSV je 11,0265 MEUR in doba vračanja 3,70 let. Če se toplotna integracija ne izvede, se NSV zmanjša na 9,9895 MEUR in doba vračanja podaljša s 3,70 na 3,84 let. Kot smo že prej omenili, je tudi optimalna procesna shema konveksnega problema enaka kot za nekonveksni problem. Odpadki se razgradijo v AF pri termofilnem delovanju v bioplin, ki se nato uporabi v kogeneracijski enoti za sočasno proizvodnjo električne energije in toplote. Za procesno vodo uporabimo svežo vodo in za čiščenje odpadne procesne vode zaprti vodni sistem. Slika 4-5 prikazuje procesno shemo konveksnega problema.



Slika 4-5: Optimalna procesna shema konveksnega problema.

Preglednica 4-7: Ekonomska ocena rešitve z različnim številom linearnih inkrementov - proizvodne spremenljivke.

Izbran proces	Št. ink.	Model	Proizvodne spremenljivke								
			$\frac{q_{v_j}^{BG}}{m^3/d}$	$\frac{q_v^{FW}}{m^3/d}$	$\frac{q_m^{VS}}{t/d}$	$\frac{\Phi_H}{kW}$	$\frac{\Phi_C}{kW}$	$\frac{P^{CHP}}{MW}$	$\frac{P_{porab}^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi^{CHP}}{MW}$	$\frac{\Phi_{porab}^{CHP}}{MW}$
*TP, NPF, FW, ZS	10	HI	35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
		ne-HI	35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00
	50	HI	35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
		ne-HI	35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00
	100	HI	35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
		ne-HI	35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00
	1000	HI	35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
		ne-HI	35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00
**TP, NPF, FW, ZS	HI		35 587,2	13,6	162,1	61,61	429,92	3,47	0,57	4,10	0,65
	ne-HI		35 587,2	13,6	162,1	951,03	665,80	3,47	0,57	4,10	0,00

*konveksni problem (MILP model - CPLEX) **nekonveksni problem (MINLP model – BARON)

Preglednica 4-8: Ekonomska ocena rešitve z različnim številom linearnih inkrementov - ekonomski kriteriji.

Izbran proces	Št. ink.	Model	Proizvodne spremenljivke						
			$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{\text{a}}$
*TP, NPF, FW, ZS	10	HI	11,0289	16,68	4,5097	6,1310	0,6666	23,85	3,70
		ne-HI	9,9914	16,68	4,3410	6,3004	1,0610	22,64	3,84
	50	HI	11,0266	16,68	4,5097	6,1310	0,6666	23,85	3,70
		ne-HI	9,9896	16,68	4,3410	6,3004	1,0610	22,64	3,84
	100	HI	11,0265	16,68	4,5097	6,1310	0,6666	23,85	3,70
		ne-HI	9,9895	16,68	4,3410	6,3004	1,0610	22,64	3,84
	1000	HI	11,0265	16,68	4,5097	6,1310	0,6666	23,85	3,70
		ne-HI	9,9895	16,68	4,3410	6,3004	1,0610	22,64	3,84
**TP, NPF, FW, ZS	HI		11,0265	16,68	4,5097	6,13	0,6666	23,85	3,70
	ne-HI		9,9895	16,68	4,3410	6,3004	1,0610	22,64	3,84

4.3.3 Zaključek simultane toplotne integracije in sinteze procesov proizvodnje bioplina

Pri razvoju modela simultane toplotne integracije in sinteze procesa proizvodnje bioplina smo se osredotočili na znižanje porabe štirih najpomembnejših virov v obratih procesne industrije, tj. na vodo, pogonska sredstva, toploto in električno energijo. Sestavljeni model je omogočil selekcijo optimalnega procesa AF in optimalno sestavo vhodnih surovin sočasno z minimalno porabo pogonskih sredstev, vodnega vira in energije v procesu.

Študija je pokazala, da lahko alternativne procesne strukture v sintezi procesov proizvodnje bioplina znatno povečajo koristi. Dodatni prihranki so pridobljeni z izvedbo toplotne integracije med procesom proizvodnje bioplina in ostalimi potrebnimi procesi bioplinarne. Toplotna integracija proizvodnje bioplina z neposredno izmenjavo toplote med različnimi procesi skoraj popolnoma odpravi porabo vročega pogonskega sredstva in za tretjino zmanjša porabo mrzlega pogonskega sredstva.

Pri tem smo tudi ugotovili, da izvedba toplotne integracije ne vpliva na strukturo optimalne procesne sheme. V obeh primerih, integriranega in ne-integriranega procesa, optimalna shema vključuje proizvodnjo bioplina pri termofilnih pogojih iz različnih odpadkov, vključno s tistimi iz nove piščančje farme in s klavnimi odpadki. Vključuje še uporabo sveže vode in čiščenje odpadne procesne vode v zaprtem vodnem sistemu. Če primerjamo NSV optimalne rešitve sinteze procesov (7,73 MEUR), vidimo, da z upoštevanjem toplotne integracije dobimo za približno 4,00 MEUR večjo NSV oz. se je izboljšala za 10,5 %. Pri uporabi odsekovne linearne funkcije za linearizacijo investicije AF, se optimalna rešitev z večanjem št. inkrementov ne spreminja. Tudi za konveksni problem pri 100 inkrementih smo dobili enako optimalno procesno shemo, kot smo jo že dobili za toplotno integriran in toplotno ne-integriran nekonveksni problem.

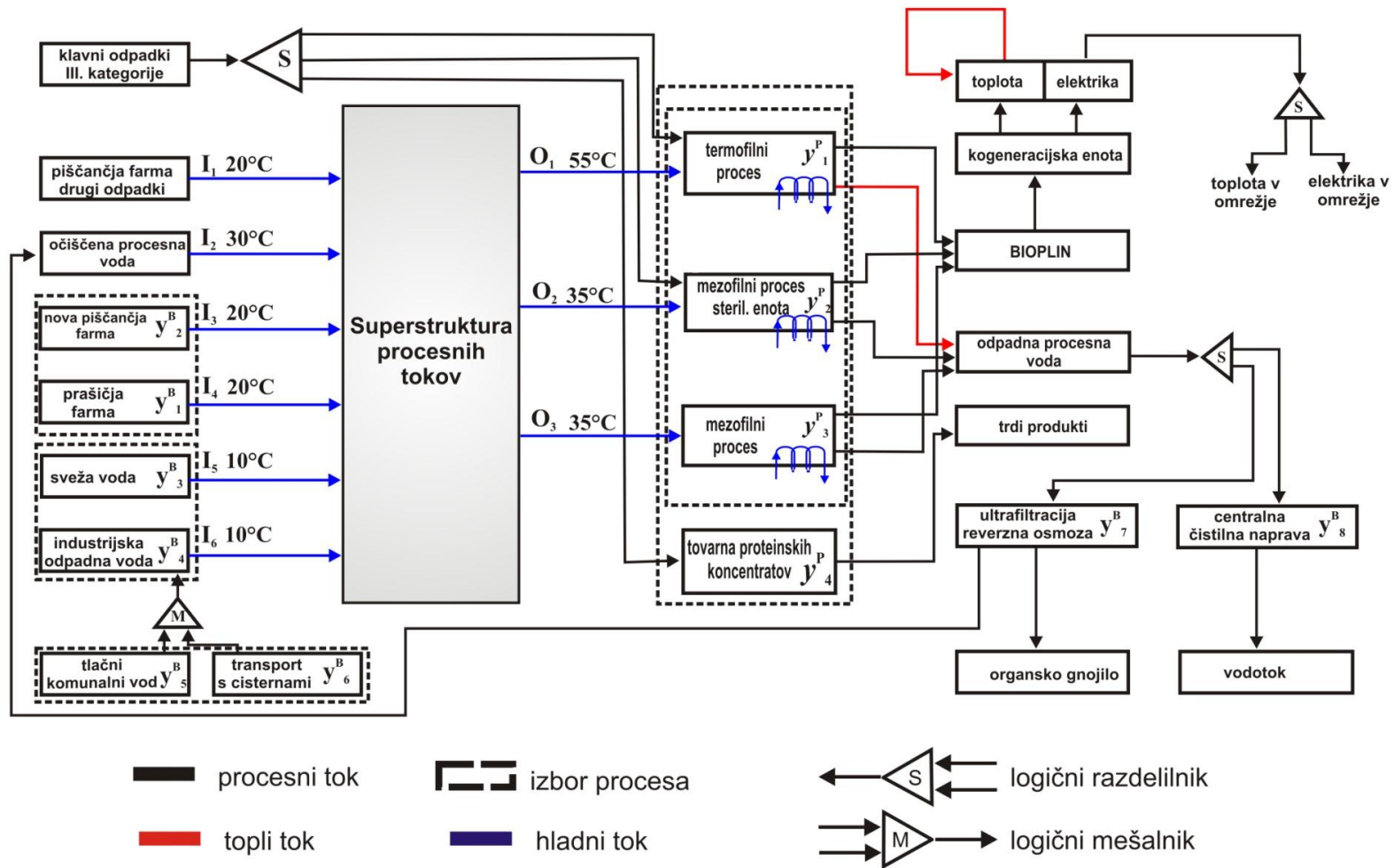
Čeprav je bil matematični model razvit za specifično živilskopredelovalno industrijo, je neodvisen od podatkov. Zato se lahko hitro preoblikuje in uporabi za podobne probleme. Iz modela je razvidno, da je potrebno upoštevati še druge stroške in kriterije optimiranja.

5 SIMULTANA SINTEZA PROCESOV BIOPLINA IN OMREŽJA TOPLOTNIH PRENOSNIKOV

Pomembno področje sinteze procesov je tudi načrtovanje omrežij toplotnih prenosnikov (OTP). S pravo izbiro strukture omrežja lahko bistveno zmanjšamo investicijo in obratovalne stroške. Prednost simultane pristopa je v tem, da omogoča vzpostavitev optimalnega ravnovesja med prihodki, porabo surovin, pogonskimi sredstvi in amortizacijo procesne opreme. Eden najbolj uveljavljenih modelov za simultano sintezo OTP je matematični model, ki sta ga razvila Yee in Grossmann (1990). V zadnjem delu doktorske disertacije predstavljamo matematični pristop za hkratno sintezo energetsko učinkovitega procesa proizvodnje bioplina iz živalskih in organskih odpadkov ter drugih sekundarnih surovin, vključno z izbiro različnih pomožnih procesov in OTP.

5.1 SUPERSTRUKTURA SIMULTANE SINTEZE PROCESOV BIOPLINA IN OTP

Da bi rešili problem živilskopredelovalne industrije optimalno in učinkovito, smo predlagali novo superstrukturo za hkratno sintezo procesa proizvodnje bioplina in OTP. Pri tem smo predlagali tudi superstrukturo procesnih tokov, kjer se lahko procesni tokovi ne-izotermno mešajo in kombinirajo. Pri tem se lahko število tokov bistveno zmanjša, kar omogoča načrtovanje manj zapletenih OTP z manjšim številom toplotnih prenosnikov. Splošna superstruktura za problem živilskopredelovalne industrije je detajlno prikazana na sliki 5-1. Superstruktura je sestavljena iz proizvodnega procesa bioplina (Drobež in drugi, 2010; slika 4-1), nove superstrukture procesnih tokov z mešalnimi enotami (M_1 , M_2 in M_3) za vhodne surovine (slika 5-2) in superstrukture enostopenjskega OTP (slika 5-3b).



Slika 5-1: Superstruktura za izbor optimalne procesne sheme in OTP primera živilskopredelovalne industrije.

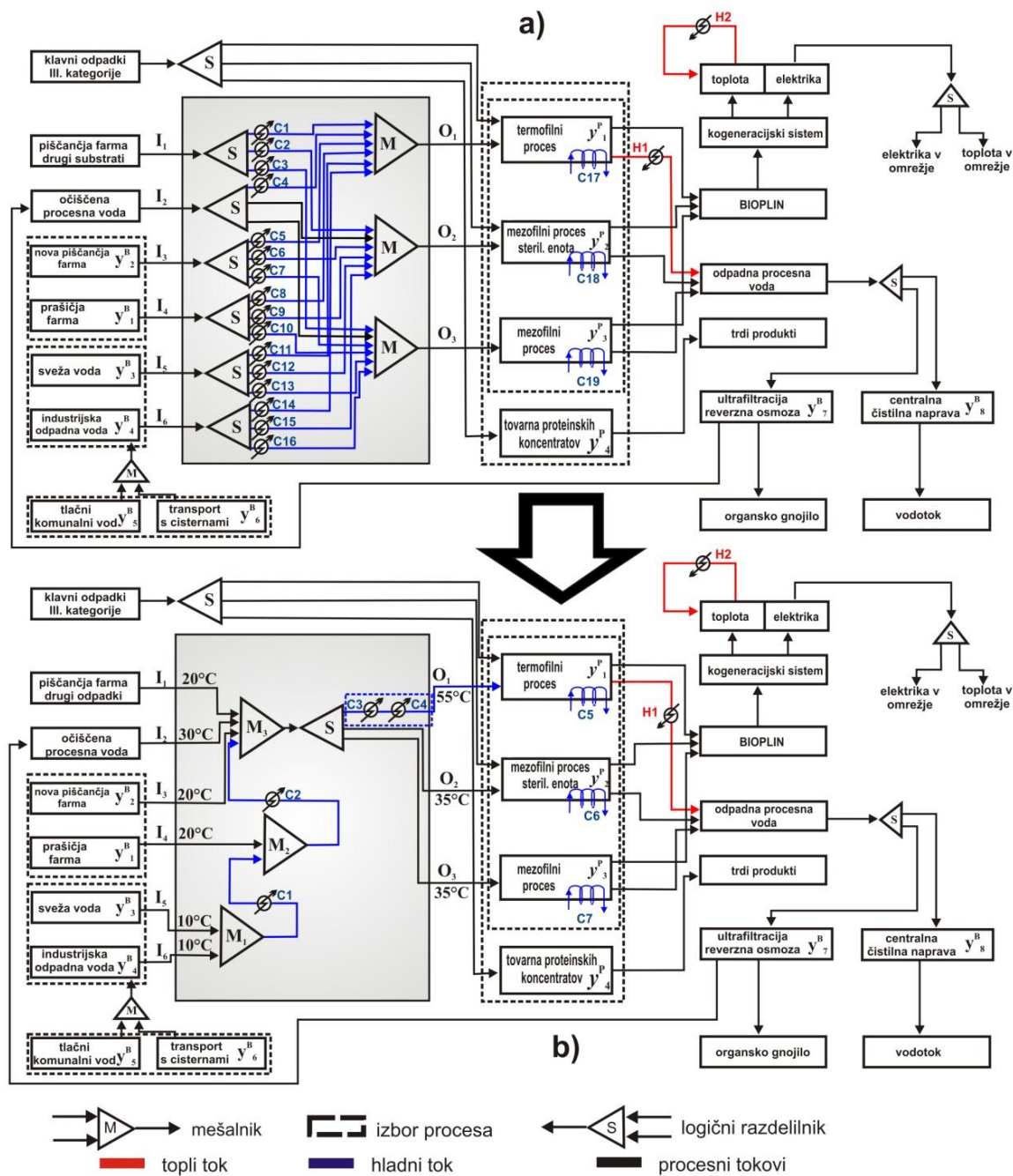
Kot je razvidno na sliki 5-1, je superstruktura bioplina sestavljena iz treh delov:

- leva stran superstrukture vsebuje različne alternative vhodnih surovin in procesnih vod,
- sredinski del superstrukture predstavlja dva alternativna procesa proizvodnje bioplina - anaerobno fermentacijo v mezofilnem ali termofilnem območju delovanja procesa in obrat za predelavo klavnih odpadkov - tovarna proteinskih koncentratov in
- desna stran superstrukture predstavlja druge alternativne pomožne procese ali sisteme.

Nova predlagana superstruktura procesnih tokov je prikazana na sliki 5-2b. To superstrukturo smo predlagali zaradi velikega števila prvotnih procesnih tokov, ki smo jih predhodno definirali pri simultani toplotni integraciji in sintezi procesov proizvodnje bioplina (Drobež in drugi, 2010). Ta superstruktura je vsebovala 20 hladnih in 5 toplih procesnih tokov, medtem ko smo z uporabo mešalnih enot število procesnih tokov znižali na 9 alternativnih tokov (7 hladnih in 2 topla tokova). Njihovo število se lahko med optimizacijo še zniža; npr. v primeru toka z ničelnim pretokom toplotne kapacitete ali enako dobavno in ciljno temperaturo.

Mešalna enota M_1 je logična enota, ki vključuje različne vire procesnih vod (sveža voda in industrijska odpadna voda), M_2 vključuje živalske odpadke iz svinjske farme in procesno vodo. M_3 vključuje živalske odpadke, ki nastanejo na novi potencialni piščančji farmi, živalske in druge organske odpadke iz živilskopredelovalne industrije ter ponovno uporabljeno očiščeno procesno vodo iz sistema čiščenja procesne odpadne vode.

Potrebno je opozoriti, da smo mešalne enote definirali glede na vtočne temperature vhodnih surovin in na celotno bilanco vsebnosti suhe snovi z zahtevanim deležem $w^{\text{RDMC}} = 0,08$. Očiščena procesna voda ima najvišjo vtočno temperaturo in smo jo vključili v M_3 in drugi razlog je višja vsebnost celotnega deleža suhe snovi vhodnih surovin, ki so vključeni v to enoto ($w^{\text{TS}} \cong 0.65$) kot pri surovinah v M_2 .



Slika 5-2: Superstruktura modifikacije procesnih tokov.

Za sintezo OTP smo predlagali stopenjsko superstrukturo (Yee in Grossmann, 1990), vendar z manjšimi spremembami. Namesto uporabe večstopenjske superstrukture (slika 5-3b₁), smo raje procesne tokove v enostopenjski superstrukturi OTP (slika 5-3b₂) razdelili na več segmentov (hladni tok C3 smo razdelili na C3 in C4), kar tudi bistveno zmanjša število alternativ toplotnih prenosnikov. Drugi razlog je tudi število stopenj v superstrukturi, ker s tem se povečuje velikost modela in velikokrat se zgodi, da se

5.2 SIMULTANI MATEMATIČNI MODEL SINTEZE PROCESOV BIOPLINA IN OTP

V tem podpoglavju predstavljamo matematični model simultane sinteze procesa proizvodnje bioplina in njegovega OTP za določitev optimalne rešitve prej definirane superstrukture. Kot smo že omenili, predlagani model predstavlja nadgradnjo prej razvitega modela (Drobež in drugi, 2010) z OTP. Za sintezo OTP smo uporabili Yeejev in Grossmannov model (1990), ki temelji na večstopenjski superstrukturi omrežja in predstavlja za toplotne prenosnike vse možne kombinacije stikov med toplimi in hladnimi tokovi. Model sodi v skupino optimizacijskih problemov mešano celoštevilskega nelinearnega programiranja (MINLP). Za izvedbo sinteze procesa proizvodnje bioplina in OTP, smo splošni model sinteze OTP modificirali. Modificirani model sinteze OTP temelji na enostopenjski superstrukturi, v kateri so procesni tokovi lahko razdeljeni na več segmentov. Tako se izognemo uporabi večstopenjske superstrukture. Temperature in pretoki toplotnih kapacitet so optimizacijske spremenljivke. Vsak segment toplega toka ima po en potencialni stik z vsakim segmentom hladnega toka.

V matematičnem modelu upoštevamo naslednje predpostavke:

- topli in hladni tokovi imajo konstantno specifično toplotno kapaciteto ($c_p^S = 4,186 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ za vodo in raztopine in $c_p^{BG} = 2.293 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ za pline),
- pretoki toplotnih kapacitet in dobavne ter ciljne temperature tokov so optimizacijske spremenljivke,
- na razpolago imamo samo eno mrzlo (voda) in eno vroče (nizkotlačna para) pogonsko sredstvo in
- uporabljamo dvocevne protitočne toplotne prenosnike.

Predpostavili smo, da imajo specifične toplotne kapacitete konstantno vrednost, zato ker vhodne surovine vsebujejo 70-90 % vode in proizvedeni bioplin vsebuje 50-80 % metana.

V modelu uporabljamo le dvocevne protitočne toplotne prenosnike. Če bi v model vključili več različnih tipov toplotnih prenosnikov, bi se kombinatorika in velikost nadgrajenega modela drastično povečala zaradi različne geometrije površine toplotnih prenosnikov in stopenj OTP superstrukture (Soršek in Kravanja, 2002; Soršek in Kravanja, 2004).

Nadgrajen model je sestavljen iz modela za sintezo procesov, modela za superstrukturo procesnih tokov, modela OTP, povezovalnih enačb obeh modelov in namenske funkcije. V tem delu doktorske disertacije predstavljamo kratek opis le nadgrajenega dela simultane sinteze procesa proizvodnje bioplina in OTP. Preden predstavimo formulacijo problema MINLP, je potrebno predstaviti še definirane množice. V tem poglavju predstavljamo samo definicijo množice za tople in hladne procesne tokove. Ostale množice sinteze procesov proizvodnje bioplina in binarne spremenljivke matematičnega modela smo podrobno že predstavili v 3. poglavju (str. 25).

- Množica C za hladne procesne tokove, $C = \{1, \dots, 7\}$.
- Množica H za tople procesne tokove, $H = \{1, 2\}$.

5.2.1 Model za sintezo procesov

Za formulacija modela sinteze procesa glede na superstrukturo na sliki 5-1, smo morali definirati snovne in toplotne bilance predelovalnih procesov in logične pogoje in omejitve. Glede na to, da smo izhajali iz predhodnega modela, smo v tem delu podrobneje predstavili samo nadgrajeni del simultane sinteze procesa proizvodnje bioplina in OTP. Formulacija osnovnega modela sinteze procesov proizvodnje bioplina smo že opisali v 3. poglavju (str. 25).

5.2.2 Model za superstrukturo procesnih enot

Glede na dano superstrukturo problema (slika 5-2) smo za formulacijo modela superstrukture procesnih tokov definirali ustrezne snovne in toplotne bilance ter logične pogoje.

5.2.2.1 Snovna bilanca mešalnih enot

Mešalne enote (M_1 , M_2 in M_3), prikazane na sliki (5-2) imajo več vtokov in en iztok. Snovna bilanca za M_1 je podana z enačbo (5.1), za M_2 z enačbo (5.2) in za M_3 z enačbo (5.3).

$$q_{m_j}^{M_1} = \sum_{i \in I_4} q_{m_i,j} + \sum_{i \in I_5} q_{m_i,j} \quad \forall j \in J_1 \quad (5.1)$$

$$q_{m_j}^{M_2} = \sum_{i \in I_2} q_{m_{i,j}} + q_{m_j}^{M_1} \quad \forall j \in J_1 \quad (5.2)$$

$$q_{m_j}^{M_3} = \sum_{i \in I_3} q_{m_{i,j}} + \sum_{i \in I_7} q_{m_{i,j}} + \sum_{l \in I_8} q_{m_{j,l}}^{RWW} + q_{m_j}^{M_2} \quad \forall j \in J_1 \quad (5.3)$$

kjer so $q_{m_j}^{M_1}$, $q_{m_j}^{M_2}$ in $q_{m_j}^{M_3}$ masni pretoki mešalnih enot (M_1 , M_2 in M_3), $q_{m_{i,j}}$ / (kg/d) masni pretok vhodnih surovin i v proces j , in $q_{m_{j,l}}^{RWW}$ / (kg/d) masni pretok ponovno uporabljene očiščene procesne vode.

5.2.2.2 Celotna snovna bilanca proizvodnje bioplina

Celotna snovno bilanco proizvodnje bioplina z AF ($j=1,2$) je definirana z vsoto masnih pretokov vhodnih surovin i v proces j in mešalne enote M_3 , ki je enaka vsoti masnih pretokov bioplina in ostanka:

$$q_{m_j}^{M_3} + \sum_{i \in I_1} q_{m_{i,j}} = q_{v_j}^{BG} \cdot \rho^{BG} + q_{m_j}^R \quad (j=1, j=2) \quad (5.4)$$

$$q_{m_j}^{M_3} = q_{v_j}^{BG} \cdot \rho^{BG} + q_{m_j}^R \quad (j=3) \quad (5.5)$$

kjer je $q_{v_j}^{BG}$ / (m³/d) volumski pretok bioplina, ρ^{BG} / (kg/m³) gostota bioplina in $q_{m_j}^R$ / (kg/d) masni pretok ostankov.

Enačbo (5.5) uporabimo samo v primeru, ko je izbran mezofilni proces proizvodnje bioplina brez sterilizacijske enote, kar pomeni, da takrat v procesu proizvodnje bioplina ne smemo uporabiti klavnih odpadkov.

5.2.2.3 Pretoki toplotnih kapacitet – hladni procesni tokovi

Pretoke toplotnih kapacitet ($FC_{i,j}^{VS}$ / (kW/K)) za procesno vodo (svežo in industrijsko odpadno vodo) in vhodne surovine iz svinjske, piščančje, nove potencialne piščančje farme ter drugih vhodnih surovin iz živilskopredelovalne industrije smo definirali kot:

$$\sum_{i \in I} FC_{i,j}^{VS} = \sum_{i \in I} q_{m_{i,j}} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad \forall j \in J_1 \quad (5.6)$$

kjer je c_p^S / (kJ/kgK) specifična toplotna kapaciteta vhodnih surovin in f_d / (d/s) časovni koeficient.

Pretok toplotne kapacitete za ponovno uporabljeno očiščeno procesno vodo ($Fc_{j,l}^{RWW}$ / (kW/K)) je podan z:

$$\sum_{l \in L_8} Fc_{j,l}^{RWW} = \sum_{l \in L_8} q_{m_{j,l}}^{RWW} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad \forall j \in J_1 \quad (5.7)$$

Pretok toplote kapacitete (Fc_j^{AF} / (kW/K)), povezan s toplotnimi izgubami anaerobne fermentacije, izračunamo kot:

$$Fc_j^{AF} = \sum_{i \in I} q_{m_{i,j}} \cdot (\Phi_{izgube,j}^0 / q_{m_{i,j}}^0) \quad \forall j \in J_1 \quad (5.8)$$

kjer je $\Phi_{izgube,j}^0$ / (kW/K) energetska izguba med anaerobno fermentacijo in $q_{m_{i,j}}^0$ / (kg/d) masni pretoki vhodnih surovin za osnovni primer proizvodnje bioplina.

Pretok toplotne kapacitete (Fc^M / (kW/K)) za vse mešalne enote (M_1 , M_2 in M_3) je definiran kot:

$$Fc^M = \sum_{j \in J_1} q_{m_j}^M \cdot c_p^S \cdot f_d \quad (5.9)$$

5.2.2.4 Pretoki toplotnih kapacitet – topli procesni tokovi

Pretok toplotne kapacitete za odpadno procesno vodo (Fh^{WW} / (kW/K)) izračunamo:

$$Fh^{WW} = q_{m_{j,l}}^{WW} \cdot c_p^S \cdot f_d \quad j=1, l \in L_7 \quad (5.10)$$

kjer je $q_{m_{j,l}}^{WW}$ / (kg/d) masni pretok odpadne procesne vode.

Pretok toplotne kapacitete za kogeneracijsko enoto (Fh^{CHP} / (kW/K)) definiramo:

$$Fh^{CHP} = \Phi_{proiz}^{CHP} / (T_{IN}^{CHP} - T_{OUT}^{CHP}) \quad \forall j \in J_1 \quad (5.11)$$

kjer je Φ_{proiz}^{CHP} / (kW) proizvedena toplota, ki se uporabi v procesu ter T_{IN}^{CHP} in T_{OUT}^{CHP} / (K) sta vtočna in iztočna temperatura vroče vode.

5.2.2.5 Toplotna bilanca mešalnih enot

Celotna toplotna bilanca za M_1 je definirana z enačbo (5-12), za M_2 z enačbo (5-13) in za M_3 z enačbo (5-14):

$$FC^{M_1} \cdot T_{OUT}^{M_1} = \sum_{i \in I_4} \sum_{j \in J_1} FC_{i,j}^{VS} \cdot T_{i,j}^{S,IN} + \sum_{i \in I_5} \sum_{j \in J_1} FC_{i,j}^{VS} \cdot T_{i,j}^{S,IN} \quad (5.12)$$

$$FC^{M_2} \cdot T_{OUT}^{M_2} = \sum_{i \in I_2} \sum_{j \in J_1} FC_{i,j}^{VS} \cdot T_{i,j}^{S,IN} + FC^{M_1} \cdot T_{IN}^{M_2} \quad (5.13)$$

$$FC^{M_3} \cdot T_{OUT}^{M_3} = \sum_{i \in I_3} \sum_{j \in J_1} FC_{i,j}^{VS} \cdot T_{i,j}^{S,IN} + \sum_{i \in I_7} \sum_{j \in J_1} FC_{i,j}^{VS} \cdot T_{i,j}^{S,IN} + \sum_{j \in J_1} \sum_{l \in I_8} FC_{j,l}^{RWW} \cdot T_{j,l}^{S,IN} + FC^{M_2} \cdot T_{IN}^{M_3} \quad (5.14)$$

kjer so $T_{OUT}^{M_1}$, $T_{OUT}^{M_2}$ in $T_{OUT}^{M_3}$ / (K) iztočne temperature za mešalne enote (M_1 , M_2 in M_3), $T_{IN}^{M_2}$ in $T_{IN}^{M_3}$ / (K) sta vtočni temperaturi mešalnih enot (M_2 in M_3) in $T_{i,j}^{S,IN}$ / (K) je vtočna temperatura vhodnih surovin v mešalno enoto.

Potrebno toploto za sterilizacijo klavnih odpadkov (Φ^{SW} /kW) smo izračunali kot:

$$\Phi^{SW} = \sum_{i \in I_3} q_{m_i,j} \cdot c_p^S \cdot f_d \cdot (T_{OUT}^{SW} - T_{IN}^{SW}) \quad \forall j \in J_3 \quad (5.15)$$

kjer sta T_{IN}^{SW} in T_{OUT}^{SW} / (K) vtočna in iztočna temperatura steriliziranih klavnih odpadkov.

5.2.3 Model za OTP

Kot smo že prej omenili, smo za sintezo OTP uporabili MINLP model, ki sta ga leta 1990 razvila Yee in Grossmann, z manjšimi modifikacijami za hkratno sintezo procesa. Bistvena sprememba glede na osnovni OTP model je v enostopenjski superstrukturi, kjer so procesni tokovi razdeljeni v več segmentov, npr. hladni tok C3 smo razdelili na C3 in C4 z $(T_{C_3}^{OUT}) = (T_{C_4}^{IN})$ kot je prikazano na sliki 5-3b2. Druga sprememba osnovnega modela je v tem, da so vtočne in iztočne temperature ter pretoki toplotnih kapacitet optimizacijske spremenljivke.

Opis osnovnega modela (Yee in Grossmann, 1990) je mogoče najti v različnih virih (Yee in Grossmann, 1990; Biegler in drugi, 1997), zato opisujemo samo simbole in dane pogoje.

5.2.3.1 Celotna toplotna bilanca za vsak tok

$$\sum_{c \in C} q_{c,h} + qcu_h = Fh_h \cdot (Th_h^{\text{IN}} - Th_h^{\text{OUT}}) \quad h \in H \quad (5.16)$$

$$\sum_{h \in H} q_{c,h} + qhu_c = Fc_c \cdot (Tc_c^{\text{OUT}} - Tc_c^{\text{IN}}) \quad c \in C \quad (5.17)$$

kjer je $q_{c,h}/(\text{kW})$ prenesen toplotni tok med toplim h in hladnim procesnim tokom c , $qcu_h/(\text{kW})$ je prenesen toplotni tok med toplim procesnim tokom h in mrzlim pogonskem sredstvom, $Fh_h/(\text{kW/K})$ je pretok toplotne kapacitete za tople procesne tokove ($h \in H$), $Th_h^{\text{IN}}/(\text{K})$ je vtočna temperatura toplega procesnega toka, $Th_h^{\text{OUT}}/(\text{K})$ je iztočna temperatura toplega procesnega toka, $qhu_c/(\text{kW})$ je prenesen toplotni tok med vročim pogonskim sredstvom in hladnim procesnim tokom c , $Fc_c/(\text{kW/K})$ je pretok toplotne kapacitete za hladne procesne tokove ($c \in C$), $Tc_c^{\text{OUT}}/(\text{K})$ je iztočna temperatura hladnega procesnega in $Tc_c^{\text{IN}}/(\text{K})$ je vtočna temperatura hladnega procesnega toka.

5.2.3.2 Toplotna bilanca v stopnji za procesne tokove in pogonska sredstva

Enačbi (5.18) in (5.19) podajata toplotno bilanco za tople in hladne procesne tokove v stopnji superstrukture. Porabo pogonskih sredstev določimo z enačbama (5.20) in (5.21).

$$\sum_{c \in C} q_{h,c} = Fh_h \cdot (Th_{h,1} - Th_{h,2}) \quad h \in H \quad (5.18)$$

$$\sum_{h \in H} q_{h,c} = Fc_c \cdot (Tc_{c,1} - Tc_{c,2}) \quad c \in C \quad (5.19)$$

$$qcu_h = Fh_h \cdot (Th_{h,2} - Th_h^{\text{OUT}}) \quad h \in H \quad (5.20)$$

$$qhu_c = Fc_c \cdot (Tc_c^{\text{OUT}} - Tc_c) \quad c \in C \quad (5.21)$$

kjer sta $Th_{h,1}$, $Th_{h,2}/(\text{K})$ temperaturi toplega procesnega toka h pri toplem in mrzlem koncu stopnje in $Tc_{c,1}$, $Tc_{c,2}/(\text{K})$ sta temperaturi hladnega procesnega toka c pri toplem in mrzlem koncu stopnje.

5.2.3.3 Določitev vtočnih temperatur za superstrukturo

Enačbi (5.22) in (5.23) predstavljata zvezi, s katerima določimo dobavne in ciljne temperature procesnih tokov.

$$Th_h^{IN} = Th_{h,1} \quad h \in H \quad (5.22)$$

$$Tc_c^{IN} = Tc_{c,2} \quad c \in C \quad (5.23)$$

5.2.3.4 Pogoj monotonega padanja temperature znotraj stopnje

Z neenačbama (5.24) in (5.25) smo zapisali pogoj monotonega padanja temperature znotraj stopnje. Neenačbi (5.26) in (5.27) predstavljata meje za ciljne temperature v superstrukturi.

$$Th_{h,1} \geq Th_{h,2} \quad h \in H \quad (5.24)$$

$$Tc_{c,1} \geq Tc_{c,2} \quad c \in C \quad (5.25)$$

$$Th_{h,2} \geq Th_h^{OUT} \quad h \in H \quad (5.26)$$

$$Tc_c^{OUT} \geq Tc_{c,1} \quad c \in C \quad (5.27)$$

5.2.3.5 Logični pogoji

Neenačbe (5.28)-(5.30) predstavljajo logične pogoje za izmenjane toplotne tokove. Če je npr. toplotni stik med tokoma c in h izbran ($z_{c,h} = 1$), lahko spremenljivka $q_{c,h}$ zavzame katerokoli vrednost, ki je manjša od zgornje meje Ω . V nasprotnem primeru, če toplotni stik ni izbran ($z_{c,h} = 0$), mora biti spremenljivka $q_{c,h}$ enaka 0. Enako velja za toplotne tokove med procesnimi tokovi in pogonskimi sredstvi.

$$q_{c,h} - \Omega \cdot z_{c,h} \leq 0 \quad h \in H, c \in C \quad (5.28)$$

$$qcu_h - \Omega^{cu} \cdot z_h^{cu} \leq 0 \quad h \in H \quad (5.29)$$

$$qhu_c - \Omega^{hu} \cdot z_c^{hu} \leq 0 \quad c \in C \quad (5.30)$$

kjer je Ω /(kW) zgornja meja za izmenjavo toplote pri stiku (c, h), $z_{c,h}$ je binarna spremenljivka za izbor stika (c, h), Ω^{cu} /(kW) je zgornja meja za izmenjavo toplote pri

stiku toka in mrzlega pogonskega sredstva, z_h^{cu} je binarna spremenljivka za izbor hladilnika na toplem toku h , Ω^{hu} / (kW) je zgornja meja za izmenjavo toplote pri stiku toka in vročega pogonskega sredstva, in z_c^{hu} je binarna spremenljivka za izbor grelnika na hladnem toku c .

Logične pogoje za zagotavljanje termodinamske dopustnosti temperaturnih razlik podajamo z neenačbami (5.31)-(5.34). Vse spremenljivke na levi strani neenačaja so definirane kot pozitivne spremenljivke in če je temperaturna razlika negativna, toplotni stik ne sme biti izbran, saj le v tem primeru prispevek Γ na desni strani neenačaja ohranja pogoje dopustne. S spodnjimi pogoji torej zagotovimo, da je toplotni stik lahko izbran le v primeru pozitivnih gonilnih sil.

$$\Delta T_{h,c,1} \leq Th_{h,1} - Tc_{c,1} + \Gamma(1 - z_{h,c}) \quad h \in H, c \in C \quad (5.31)$$

$$\Delta T_{h,c,2} \leq Th_{h,2} - Tc_{c,2} + \Gamma(1 - z_{h,c}) \quad h \in H, c \in C \quad (5.32)$$

$$\Delta Thu_c \leq Thu_c^{OUT} - Tc_{c,1} \quad c \in C \quad (5.33)$$

$$\Delta Tcu_h \leq Th_{h,2} - Tcu_h^{OUT} \quad h \in H \quad (5.34)$$

kjer je $\Delta T_{h,c}$ / (K) temperaturna razlika za stik (c, h) , Γ / (K) je zgornja meja za temperaturno razliko, ΔThu_c / (K) je temperaturna razlika za stik med vročim pogonskim sredstvom in hladnim procesnim tokom c , in ΔTcu_h / (K) je temperaturna razlika za stik med mrzlim pogonskim sredstvom in toplim procesnim tokom h .

Smiselno je tudi podati spodnjo mejo za temperaturno razliko (neenačbe (5.35)-(5.37)):

$$\Delta T_{h,c}^{LO} = EMAT \quad h \in H, c \in C \quad (5.35)$$

$$\Delta Thu_c^{LO} = EMAT \quad c \in C \quad (5.36)$$

$$\Delta Tcu_h^{LO} \geq EMAT \quad h \in H \quad (5.37)$$

kjer je $EMAT$ / (K) minimalna temperaturna razlika za toplotno izmenjavo.

5.2.4 Povezovalne enačbe modela sinteze procesa in modela OTP

Zadani cilj je simultana sinteza procesa proizvodnje bioplina in OTP, kar zahteva, da oba modela povežemo med seboj. Oba dela modela, t.j. procesa in OTP, sta povezana z ustreznimi enačbami za pretoke toplotnih kapacitet in njihovimi dobavnimi in ciljnimi temperaturami za tople ($Fh_h, Th_h^{IN}, Th_h^{OUT}, h \in H$) in za hladne ($Fc_c, Tc_c^{IN}, Tc_c^{OUT}, c \in C$) tokove. Za tople procesne tokove so podane enačbe (5.38)-(5.40) in za hladne procesne tokove enačbe (5.41)-(5.43).

$$(Fh^{WW}, Fh^{CHP}) = (Fh_h, h \in 1, 2) \quad (5.38)$$

$$(T_j^{WW,IN}, T_{IN}^{CHP}) = (Th_1^{IN}, Th_2^{IN}) \quad (5.39)$$

$$(T_j^{WW,OUT}, T_{OUT}^{CHP}) = (Th_1^{OUT}, Th_2^{OUT}) \quad (5.40)$$

$$(Fc^M, Fc_j^{AF} \quad j \in J) = (Fc_c, c \in C) \quad (5.41)$$

$$\left(T_{OUT}^M, m = 1, 2, 3; \sum_{j \in J_1} T_j^{AF,IN} \cdot y_j^P, \right) = (Tc_c^{IN}, c = 1, \dots, 7) \quad (5.42)$$

$$\left(T_{IN}^M, m = 1, 2; \sum_{j \in J_1} T_j^{AF,OUT} \cdot y_j^P, \right) = (Tc_c^{OUT}, c = 1, \dots, 7) \quad (5.43)$$

Razmerje segmentov hladnega toka (C3 in C4) so podane z enačbo (5.44) in (5.45):

$$(Tc_3^{OUT} = Tc_4^{IN})$$

(5.44)

$$(Fc_3 = Fc_4) \quad (5.45)$$

kjer je $T_j^{WW,IN}$ / (K) vtočna temperatura odpadne procesne vode procesa j , $Th_j^{WW,OUT}$ / (K) je iztočna temperatura odpadne procesne vode procesa j , T_{OUT}^M / (K) je iztočna temperatura mešalne enote in T_{IN}^M / (K) je vtočna temperatura mešalne enote.

5.2.5 Ekonomska namenska funkcija

Nazadnje zapišemo še namensko funkcijo (5.46). Za doseg kompromisne rešitve med dobičkom od proizvodnje bioplina, elektrike, toplote in organskega gnojila na

eni strani in investicijo in obratovalnimi stroški procesa proizvodnje bioplina ter OTP na drugi strani, smo namensko funkcijo definirali kot maksimiranje neto sedanje vrednosti.

$$F_{\text{obj}} = -I + \left[(1 - r_t) \cdot (R - E) + r_t \cdot D \right] \cdot \left[\frac{(1 + r_d)^{t_d} - 1}{r_d (1 + r_d)^{t_d}} \right] \quad (5.46)$$

kjer je I / (EUR) investicija, r_t davčna stopnja, R / (EUR/a) prihodki od prodaje elektrike, toplote ter organskega gnojila, E / (EUR/a) izdatki, ki obsegajo stroške surovin, obratovalne stroške, stroške pogonskih sredstev in stroške sterilizacije klavnih odpadkov, D / (EUR/a) amortizacija, r_d obrestna mera, in t_d / (a) doba amortizacije.

Investicija je sestavljena iz investicije procesov (I^{BG}) definirane z enačbo (5.47) in investicije OTP (I^{OTP}), ki je definirana z enačbo (5.48). Investicija procesov vključuje AF, TPK in pomožne procese oz. sisteme.

$$I^{\text{BG}} = \sum_{j \in J_1} I_j^0 \cdot \left(\frac{q_{v_j}^{\text{BG}}}{q_{v_j}^{\text{BG},0}} \right)^{n_n} + \sum_{j \in J_2} I_j^{\text{R},0} \cdot y_j^{\text{P}} + \sum_{l \in L} I_l^{\text{B}} \cdot y_l^{\text{B}} \quad (5.47)$$

kjer je I_j^0 / (EUR) osnovna investicija anaerobne fermentacije ($j \in J_1$) z dnevno proizvodnjo bioplina $q_{v_j}^{\text{BG},0}$ / (m³/d), n_n je investicijski eksponent, $I_j^{\text{R},0}$ / (EUR) je osnovna investicija TPK ($j \in J_2$), I_l^{B} / (EUR) ($l \in L$) predstavlja investicijo za alternativne proizvodne sisteme oz. procesne enote pri proizvodnji bioplina, npr. rekonstrukcijo svinjske farme ($y_1^{\text{B}} = 1$) ali adaptacijo obstoječe svinjske farme v novo piščančjo farmo ($y_2^{\text{B}} = 1$), tlačni komunalni sistem za transport industrijske odpadne vode ($y_5^{\text{B}} = 1$) in tehnologijo čiščenja odpadne procesne vode z ultrafiltracijo in reverzno osmozo ($y_7^{\text{B}} = 1$).

Investicijo OTP vključuje kombinacijo fiksnih delov amortizacije toplotnih prenosnikov (TP), grelnikov in hladilnikov ter amortizacije površin za vsak TP, grelnik in hladilnik.

$$\begin{aligned}
 I^{\text{OTP}} = & \sum_{c \in C} \sum_{h \in H} C^f_{c,h} \cdot z_{c,h} + \sum_{h \in H} C^f_{h,\text{CU}} \cdot z_h^{\text{cu}} + \sum_{c \in C} C^f_{c,\text{HU}} \cdot z_c^{\text{hu}} + \\
 & \sum_{c \in C} \sum_{h \in H} C^v_{c,h} \cdot \left[\frac{q_{c,h}}{U_{c,h} \cdot \left[\Delta T_{c,h,1} \cdot \Delta T_{c,h,2} \cdot \left(\frac{\Delta T_{c,h,1} + \Delta T_{c,h,2}}{2} \right) \right]^{\frac{1}{3}}} \right]^{\beta_{c,h}} + \\
 & \sum_{h \in H} C^v_{h,\text{CU}} \cdot \left[\frac{q_{\text{cu}_h}}{U_{h,\text{CU}} \cdot \left[\Delta T_{\text{cu}_h} \cdot (Th_h^{\text{OUT}} - T_{\text{CU}}^{\text{IN}}) \cdot \left(\frac{\Delta T_{\text{cu}_h} + (Th_h^{\text{OUT}} - T_{\text{CU}}^{\text{IN}})}{2} \right) \right]^{\frac{1}{3}}} \right]^{\beta_{h,\text{CU}}} + \\
 & \sum_{c \in C} C^v_{c,\text{HU}} \cdot \left[\frac{q_{\text{hu}_c}}{U_{c,\text{HU}} \cdot \left[\Delta T_{\text{hu}_c} \cdot (T_{\text{HU}}^{\text{IN}} - Tc_c^{\text{OUT}}) \cdot \left(\frac{\Delta T_{\text{hu}_c} + (T_{\text{HU}}^{\text{IN}} - Tc_c^{\text{OUT}})}{2} \right) \right]^{\frac{1}{3}}} \right]^{\beta_{c,\text{HU}}} \quad (5.48)
 \end{aligned}$$

$C^f_{c,h}/(\text{EUR})$ je fiksni koeficient za TP, $C^f_{h,\text{CU}}/(\text{EUR})$ je fiksni koeficient za hladilnik, $C^f_{c,\text{HU}}/(\text{EUR})$ je fiksni koeficient za grelnik, $C^v_{c,h}/(\text{EUR}/\text{m}^2)$ je koeficient variabilnega dela investicije za TP, $U_{c,h}/(\text{kW}/(\text{m}^2\text{K}))$ je koeficient toplotne prehodnosti stika (c,h), $\beta_{c,h}/(/)$ je eksponent za vrednost površine TP, $C^v_{h,\text{CU}}/(\text{EUR}/\text{m}^2)$ je koeficient variabilnega dela investicije za hladilnik, $U_{h,\text{CU}}/(\text{kW}/(\text{m}^2\text{K}))$ je koeficient toplotne prehodnosti med toplim procesnim tokom h in mrzlim pogonskim sredstvom. $T_{\text{CU}}^{\text{IN}}/(\text{K})$ je vtočna temperatura mrzlega pogonskega sredstva, $\beta_{h,\text{CU}}(/)$ je eksponent za vrednost površine za hladilnik, $C^v_{c,\text{HU}}/(\text{EUR}/\text{m}^2)$ je koeficient variabilnega dela investicije za grelnik, $U_{c,\text{HU}}/(\text{kW}/(\text{m}^2\text{K}))$ je koeficient toplotne prehodnosti med vročim pogonskim sredstvom in hladnim procesnim tokom c , $T_{\text{HU}}^{\text{IN}}/(\text{K})$ je vtočna temperatura vročega pogonskega sredstva in $\beta_{c,\text{HU}}(/)$ je eksponent za vrednost površine za grelnik.

$U_{c,h}$, $U_{c,h}$ in $U_{c,h}$ so koeficienti toplotne prehodnosti in jih določimo na osnovi vrednosti koeficientov toplotne prestopnosti h_h, h_c, h_{HU} , in h_{CU} z naslednjimi zvezami:

$$\frac{1}{U_{c,h}} = \frac{1}{h_h} + \frac{1}{h_c} \quad h \in H, c \in C \quad (5.49)$$

$$\frac{1}{U_{h,CU}} = \frac{1}{h_h} + \frac{1}{h_{CU}} \quad h \in H \quad (5.50)$$

$$\frac{1}{U_{c,HU}} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_{HU}} \quad c \in C \quad (5.51)$$

kjer so h_h, h_c, h_{HU} , in h_{CU} / (kW/(m²K)) koeficienti toplotne prestopnosti za tople in hladne tokove ter za vroče in mrzlo pogonsko sredstvo. Za določitev logaritemske temperaturne razlike v namenski funkciji uporabimo Chenovo aproksimacijo (1987).

Izraz $(R - E)$ v enačbi (5.46) predstavlja presežek prihodkov nad odhodki. Prihodek (R) je definiran kot prihodek iz prodaje odvečne električne energije in toplote, trdnih produktov, proizvedenih v TPK in prodaje organskega gnojila ter se izračuna kot:

$$R = \sum_{j \in J_1} \left(c^{\text{ES}} \cdot q_{V_j}^{\text{BG}} \cdot e_j^{\text{BG}} \cdot \eta^{\text{E}} \right) + \left(c^{\text{TS}} \cdot \Phi_{\text{prod}}^{\text{CHP}} \right) / f_{\text{d1}} + \sum_{j \in J_2} \sum_{k \in K} c_k^{\text{TP}} \cdot q_{m_{j,k}}^{\text{TP}} + \sum_{j \in J_1} \sum_{l \in L_8} c_l^{\text{OG}} \cdot q_{m_{j,l}}^{\text{OG}} \quad (5.52)$$

kjer sta c^{ES} in c^{TS} / (EUR/kWh) prodajni ceni električne energije in toplote, e_j^{BG} / (kWh/m³) je energetska vrednost bioplina za proces j , η^{E} je učinkovitost generatorja za proizvodnjo električne energije, $\Phi_{\text{prod}}^{\text{CHP}}$ / (kW) je prodana toplota in f_{d1} / (d/h) je časovni koeficient c_k^{TP} / (EUR/kg) je prodajna cena trdnih produktov k proizvedenih v TPK, $q_{m_{j,k}}^{\text{TP}}$ / (kg/d) je masni pretok trdnih produktov k proizvedenih v TPK c_l^{OG} / (EUR/kg) je prodajna cena organskega gnojila pridobljenega pri čiščenju odpadne procesne vode l in $q_{m_{j,l}}^{\text{OG}}$ / (kg/d) je masni pretok organskega gnojila.

Stroški E / (EUR/a) za sintezo procesa in njegovega OTP so sestavljeni iz stroškov nakupa električne energije, pogonskih sredstev in vhodnih surovin ter stroškov čiščenja odpadne procesne vode, transporta industrijske odpadne vode in sterilizacije klavnih odpadkov:

$$\begin{aligned}
 E = & \sum_{j \in J_1} \left(c^E \cdot p_j^0 \cdot \frac{q_{v_j}^{BG}}{q_{v_j}^{BG,0}} \right) + \left(c_f^{R,0} \cdot \sum_{j \in J_2} y_j^P + c_v^{R,0} \cdot \frac{\sum_{i \in I_1} \sum_{j \in J_2} q_{m_{i,j}}}{\sum_{j \in J_2} q_{m_j}^{R,0}} \right) + \\
 & \sum_{i \in I_6} \sum_{j \in J_1} q_{m_{i,j}} \cdot c_i^S + \sum_{j \in J_1} \sum_{l \in L_9} q_{m_{j,l}}^{WW} \cdot c_l^P + \sum_{i \in I_3} \sum_{l \in L_6} q_{m_{i,l}}^T \cdot c_l^T + \\
 & \left(\sum_{c \in C} qhu_c \cdot c^{HU} + \sum_{h \in H} qcu_h \cdot c^{CU} \right) / f_{d1} + \left(\sum_{j \in J_3} \Phi_j^{SW} \cdot c^{LP} \right) / f_{d1}
 \end{aligned} \tag{5.53}$$

kjer je c^E /(EUR/kWh) je cena nakupa električne energije, p_j^0 /(kWh/d) je dnevna poraba električne energije za proces osnovnega primera anaerobne fermentacije j , $c_f^{R,0}$ in $c_v^{R,0}$ /(EUR/d) sta fiksni in variabilni koeficient za oceno obratovalnih stroškov osnovnega primera TPK, $q_{m_j}^{R,0}$ /(kg/d) je dnevna poraba vhodnih surovin TPK. Medtem ko so c_i^S , c_l^P in c_l^T /(EUR/kg) cena vhodne surovine pri proizvodnji bioplina (koruza, sveža voda), cena čiščenja odpadne procesne vode in cena transporta industrijske odpadne vode. c^{HU} in c^{CU} /(EUR/kWh) ceni za nakup vročega in mrzlega pogonskega sredstva in c^{LP} /(EUR/kWh) je cena nizko tlačne pare.

5.3 INDUSTRIJSKI PRIMER SIMULTANE SINTEZE PROCESOV IN OTP

Razviti model smo uporabili za reševanje industrijskega primera živilskopredelovalne industrije (slika 5-1). V preglednici 5-1 so podani le podatki za model OTP, drugi uporabljeni podatki so opisani v delu Drobež in drugi, 2010.

Preglednica 5-1 : Podatki za model OTP.

Podatki modela sinteze omrežja toplotnih prenosnikov		
toplotni prenosnik	fiksni koeficient (kEUR)	$C_{c,h}^f = 46$
	koeficient variabilnega dela investicijskih sredstev (kEUR /m ²)	$C_{c,h}^v = 2,742$
	eksponent za vrednost površine	$\beta_{c,h} = 1$
	koeficient toplotne prestopnosti za hladni tok (kW/(m ² ·K))	$h_c = 1$
	koeficient toplotne prestopnosti za topli tok (kW/(m ² ·K))	$h_h = 1$
grelnik	fiksni koeficient (kEUR)	$C_{h,CU}^f = 46$
	koeficient variabilnega dela investicijskih sredstev (kEUR/m ²)	$C_{h,CU}^v = 2,742$
	eksponent za vrednost površine	$\beta_{c,h} = 1$
hladilnik	fiksni koeficient (kEUR)	$C_{c,HU}^f = 46$
	koeficient variabilnega dela investicijskih sredstev (kEUR/m ²)	$C_{c,HU}^v = 2,742$
	eksponent za vrednost površine	$\beta_{c,h} = 1$
mrzlo pogonsko sredstvo	vtočna temperatura	$T_{CU}^{IN} = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$
	iztočna temperatura	$T_{CU}^{OUT} = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$
	koeficient toplotne prestopnosti (kW/(m ² ·K))	$h_{CU} = 1$
vroče pogonsko sredstvo	vtočna temperatura	$T_{HU}^{IN} = 157 \text{ } ^\circ\text{C}$
	iztočna temperatura	$T_{HU}^{OUT} = 147 \text{ } ^\circ\text{C}$
	koeficient toplotne prestopnosti (kW/(m ² ·K))	$h_{HU} = 5$
minimalna temperaturna razlika (K)		$EMAT = 1$

Za dani problem smo uporabili superstrukturo procesnih tokov, ki je vključevala 3 mešalne enote (M_1 , M_2 in M_3). Mešalne enote so odvisne od vstopne temperature in sestave vhodnih surovin (slika 5-2b). V matematični model za simultano sintezo procesa in OTP smo vključili 7 hladnih in 2 topla procesna tokova. Namesto večstopenjske superstrukture OTP smo uporabili enostopenjsko superstrukturo, kjer smo hladni tok C3 razdelili na dva segmenta (C3 in C4) z $(T_{C_3}^{OUT}) = (T_{C_4}^{IN})$.

V preglednici 5-2 so predstavljene vtočne in iztočne temperature vhodnih surovin, procesne vode, bioplina in odpadne procesne vode.

Preglednica 5-2: Vtočne in iztočne temperature vhodnih surovin, procesne vode, bioplina in odpadne procesne vode.

Temperature surovin, bioplina in odpadne procesne vode		
Mešalnik 1	vtočna temperatura sveže vode (K) $\forall j \in J$	$T_j^{FW,IN} = 283$
	vtočna temperatura industrijske odpadne procesne vode (K) $\forall j \in J$	$T_j^{IW,IN} = 283$
Mešalnik 2	vtočna temperatura surovin iz svinjske farme (K) $\forall j \in J$	$T_j^{PF,IN} = 293$
Mešalnik 3	vtočna temperatura surovin iz nove piščančje farme (K) $\forall j \in J$	$T_j^{NPF,IN} = 293$
	vtočna temperatura ostalih surovin (K) $\forall j \in J$	$T_j^{OW,IN} = 293$
Anaerobna fermentacija	iztočna temperatura bioplina ($j = 1$)	$T_1^{BG,OUT} = 328$
	iztočna temperatura bioplina (K) ($j = 2$)	$T_2^{BG,OUT} = 308$
	iztočna temperatura bioplina (K) ($j = 3$)	$T_3^{BG,OUT} = 308$
	iztočna temperatura odpadne procesne vode (K) ($j = 1$)	$T_1^{WW,OUT} = 328$
	iztočna temperatura odpadne procesne vode (K) ($j = 2$)	$T_2^{WW,OUT} = 308$
	iztočna temperatura odpadne procesne vode (K) ($j = 3$)	$T_3^{WW,OUT} = 308$
	vtočna temperatura toplotnih izgub (K) ($j = 1$)	$T_1^{HR,IN} = 327$
	vtočna temperatura toplotnih izgub (K) ($j = 2$)	$T_2^{HR,IN} = 307$
	vtočna temperatura toplotnih izgub (K) ($j = 3$)	$T_3^{HR,IN} = 307$
	iztočna temperatura toplotnih izgub (K) ($j = 1$)	$T_1^{HR,OUT} = 328$
	iztočna temperatura toplotnih izgub (K) ($j = 2$)	$T_2^{HR,OUT} = 308$
	iztočna temperatura toplotnih izgub (K) ($j = 3$)	$T_3^{HR,OUT} = 308$
Kogeneracijska enota	vtočna temperatura vroče vode (K)	$T_{IN}^{CHP} = 358$
	iztočna temperatura vroče vode (K)	$T_{OUT}^{CHP} = 333$

5.3.1 Metode dela simultane sinteze procesov in OTP

Za reševanje problema MINLP, ki je vključeval okoli 3 400 pogojev, 6 400 zveznih in 16 binarnih spremenljivk, smo uporabili programski paket GAMS (Brooke in drugi, 2006) in reševalni program DICOPT (Viswanathan in Grossmann, 1990). Dani problem smo

rešili v manj kot 1 s CPU na osebni računalnik (2,53 GHz in 2 GB RAM). Z uporabo optimizacijskega modela smo izvedli ekonomsko oceno industrijskega primera, kjer smo simultano izvedli sintezo procesa proizvodnje bioplina in OTP.

5.3.2 Rezultati simultane sinteze procesov in OTP

Optimalna rešitev simultane sinteze OTP in procesa proizvodnje bioplina je prikazana v preglednici 5-3.

Vrednost NSV je 10,458 MEUR in doba vračanja je 3,68 a. Celotna investicija sinteze proizvodnje bioplina in OTP je 17,44 MEUR. Od tega gre približno 95,8 % za proces proizvodnje bioplina (16,68 MEUR) in 4,2 % za omrežje toplotnih prenosnikov (0,74 MEUR). Letni obratovalni stroški znašajo 0,77 MEUR/a. Električna energija in toplota se sočasno proizvajata v kogeneracijski enoti iz pridobljenega bioplina. Proizvede se približno 3,5 MW električne energije in 4,1 MW toplote. Od tega se približno 16 % (570 kW) električne energije uporabi v samem procesu, presežek (2,9 MW) se distribuira do električnega omrežja kot zelena energija. Pri proizvedeni toploti se približno 4,9 % (0,2 MW) uporabi v procesu proizvodnje bioplina, presežek toplote (3,9 MW) se distribuira do bližnje tovarne krmil.

Preglednica 5-3: Rezultati ekonomske analize za simultano sintezo procesa in OTP.

Izbrani proces	Ekonomski kriteriji								
	$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I^{BG}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I^{OTP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E^{BG}}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E^{OTP}}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{F^C}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$	$\frac{t_{PB}}{\text{a}}$
*TP, NPF, FW, ZS	10,458	16,68	0,74	6,25	0,77	0,00	4,54	24,00	3,68
	Proizvodne spremenljivke								
	$\frac{q_v^{BG}}{\text{m}^3/\text{d}}$	$\frac{\Phi_{HU}}{\text{kW}}$	$\frac{\Phi_{CU}}{\text{kW}}$	$\frac{A^{OTP}}{\text{m}^2}$	$\frac{A^{GREL}}{\text{m}^2}$	$\frac{A^{HLAD}}{\text{m}^2}$	$\frac{\Phi_{proiz}^{CHP}}{\text{MW}}$	$\frac{P_{proiz}^{CHP}}{\text{MW}}$	
35 587,2	0,00	0,00	219,2	0,00	0,00	4,1	3,5		

*TP-AF pri termofilnem delovanju, NPF-nova piščančja farma, FW-sveža voda, ZS – zaprti vodni sistem čiščenja

Preglednica 5-4 predstavlja rezultate sinteze OTP za tople in hladne procesne tokove. V preglednici 5-4 vidimo, da optimalna rešitev vsebuje samo 2 topla (H1 in H2) in 3

hladne (C3, C4 in C5) procesne tokove. Optimalni OTP vključuje tako samo 3 toplotne prenosnike s skupno površino 209,2 m² (slika 5.5). Hladni tok C3 in C4 predstavljata iztočni tok mešalne enote M₃ in C5 se nanaša na toplotne izgube AF. Topli tok H1 predstavlja iztočni tok iz AF pod termofilnimi pogoji delovanja in H2 predstavlja topli tok iz kogeneracijskega sistema. Za segrevanje vseh treh izbranih hladnih tokov se vsa potrebna toplota uporabi iz procesa (608,7 kW). Hladni tok C3 se segreva z iztočnim toplim tokom H1 in C4 se segreva s toplim tokom iz kogeneracijskega sistema (H2). Za vzdrževanje delovne temperature AF (hladni tok C5) se uporablja tudi topli tok H2. Topli tok H2 se razcepi na dva dela.

Preglednica 5-4: Rezultati sinteze OTP za tople in hladne procesne tokove.

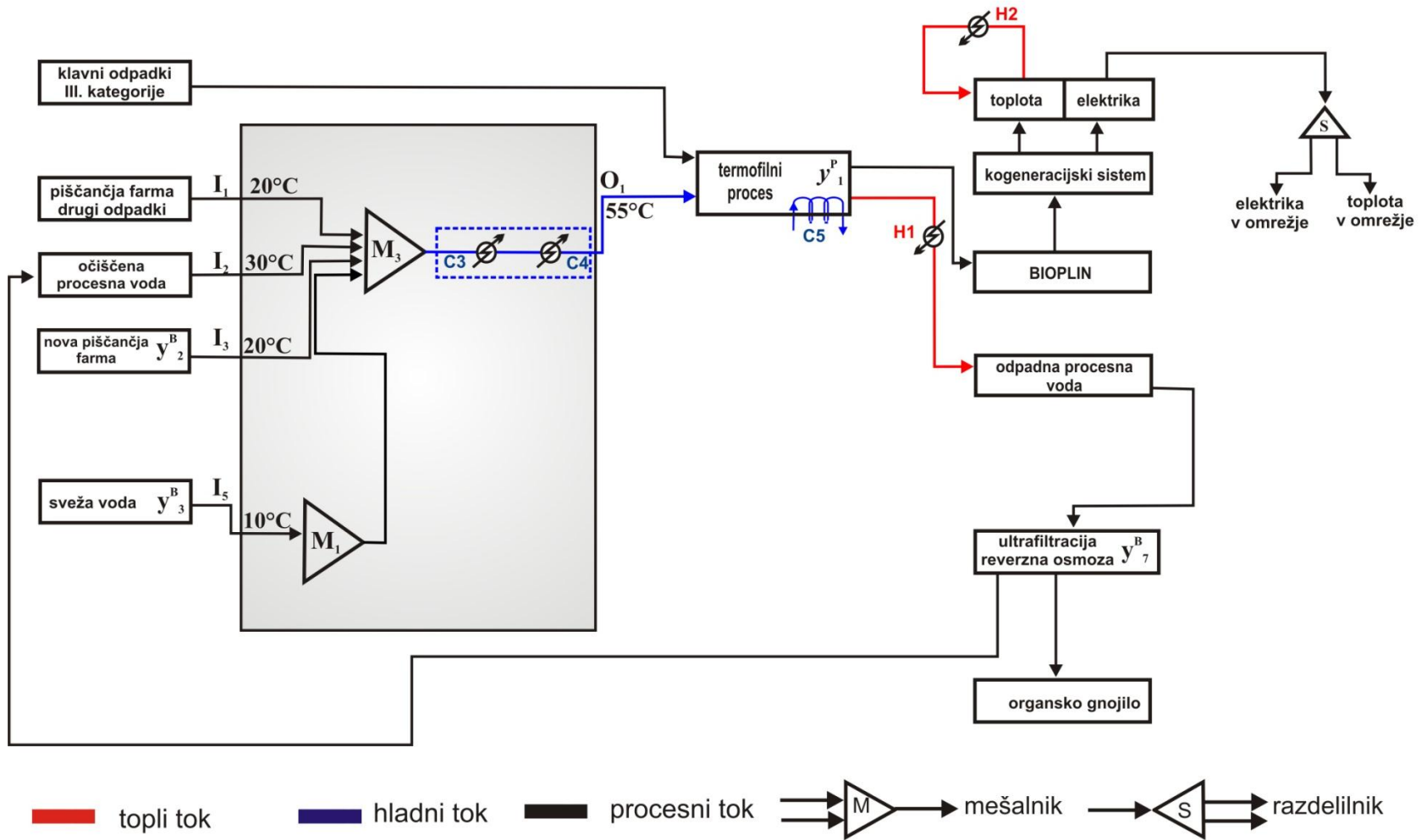
Tokovi ($h \in H$)	Stanje	$\frac{Fh_h}{(\text{kWK}^{-1})}$	$\frac{Th_h^{\text{IN}}}{(^{\circ}\text{C})}$	$\frac{Th_h^{\text{OUT}}}{(^{\circ}\text{C})}$	$\frac{\Phi_{\text{CU}}}{(\text{kW})}$	$\frac{\Phi_{h,c}}{(\text{kW})}$
1	izbran	20,255	55	35	0,00	405,10
2	izbran	3,920	85	60	0,00	198,60
Tokovi ($c \in C$)	Stanje	$\frac{Fc_c}{(\text{kWK}^{-1})}$	$\frac{Tc_c^{\text{IN}}}{(^{\circ}\text{C})}$	$\frac{Tc_c^{\text{OUT}}}{(^{\circ}\text{C})}$	$\frac{\Phi_{\text{HU}}}{(\text{kW})}$	$\frac{\Phi_{h,c}}{(\text{kW})}$
1	izločen	0,657	10	10	0,00	0,00
2	izločen	0,657	10	10	0,00	0,00
3	izbran	21,378	31	50	0,00	405,10
4	izbran	21,378	50	55	0,00	100,60
5	izbran	98,010	54	55	0,00	98,00
6	izločen	0,000	34	35	0,00	0,00
7	izločen	0,000	34	35	0,00	0,00

5.3.3 Optimalna toplotno integrirana procesna shema

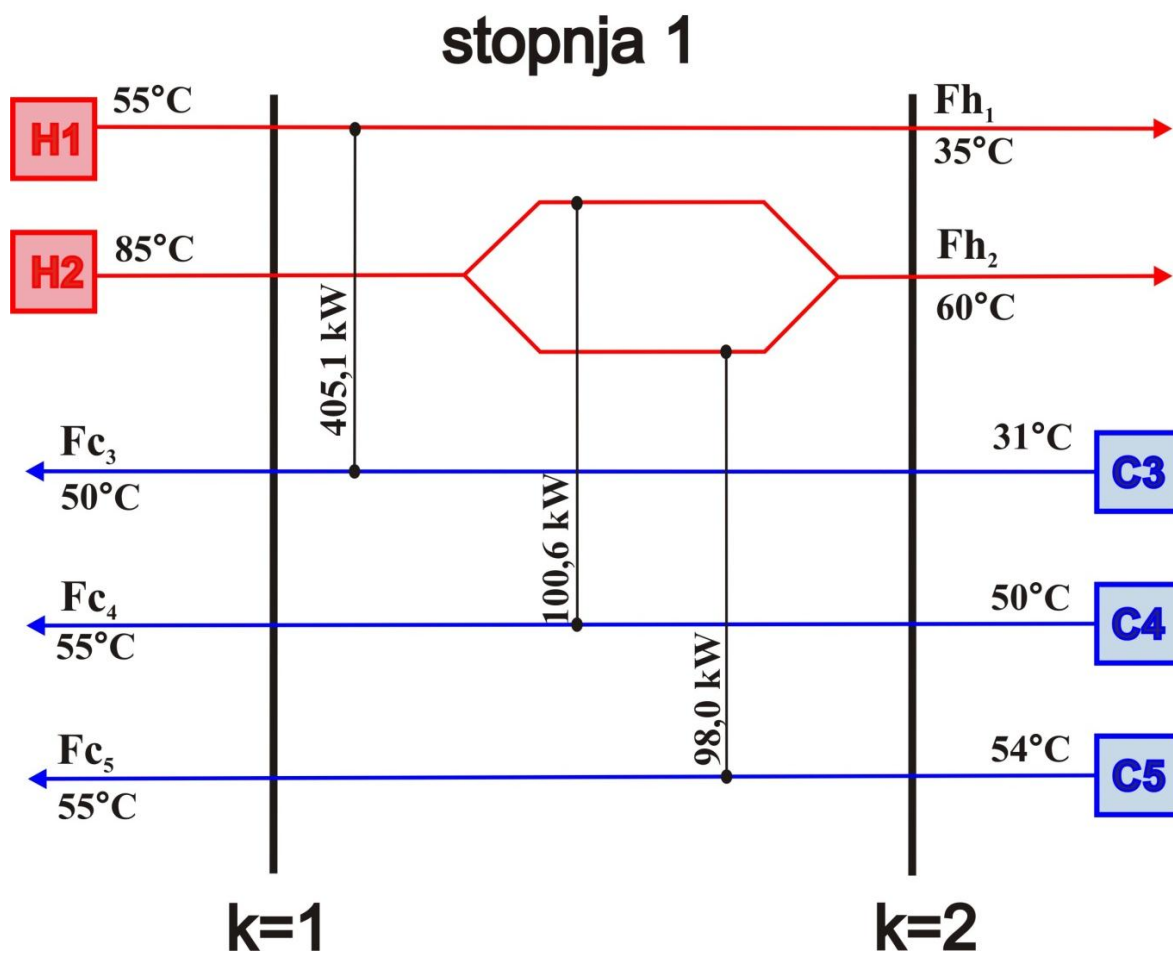
Optimalna rešitev industrijskega primera je prikazana na sliki 5-6. Glede na rešitev se živalski gnoj in stranski produkti iz živilskopredelovalne industrije razgradijo v bioplin pod termofilnimi pogoji. Bioplin se nato v kogeneracijskem sistemu pretvori v

električno energijo in toploto. Optimalna shema prav tako vsebuje možnost zajema sveže vode iz lokalnega vodnjaka kot vir procesne vode in zaprti vodni sistem s tehnologijo ponovne uporabe očiščene vode v proizvodnji bioplina. Stranski produkt je bogato organsko gnojilo. OTP je sestavljeno iz 3 toplotnih prenosnikov.

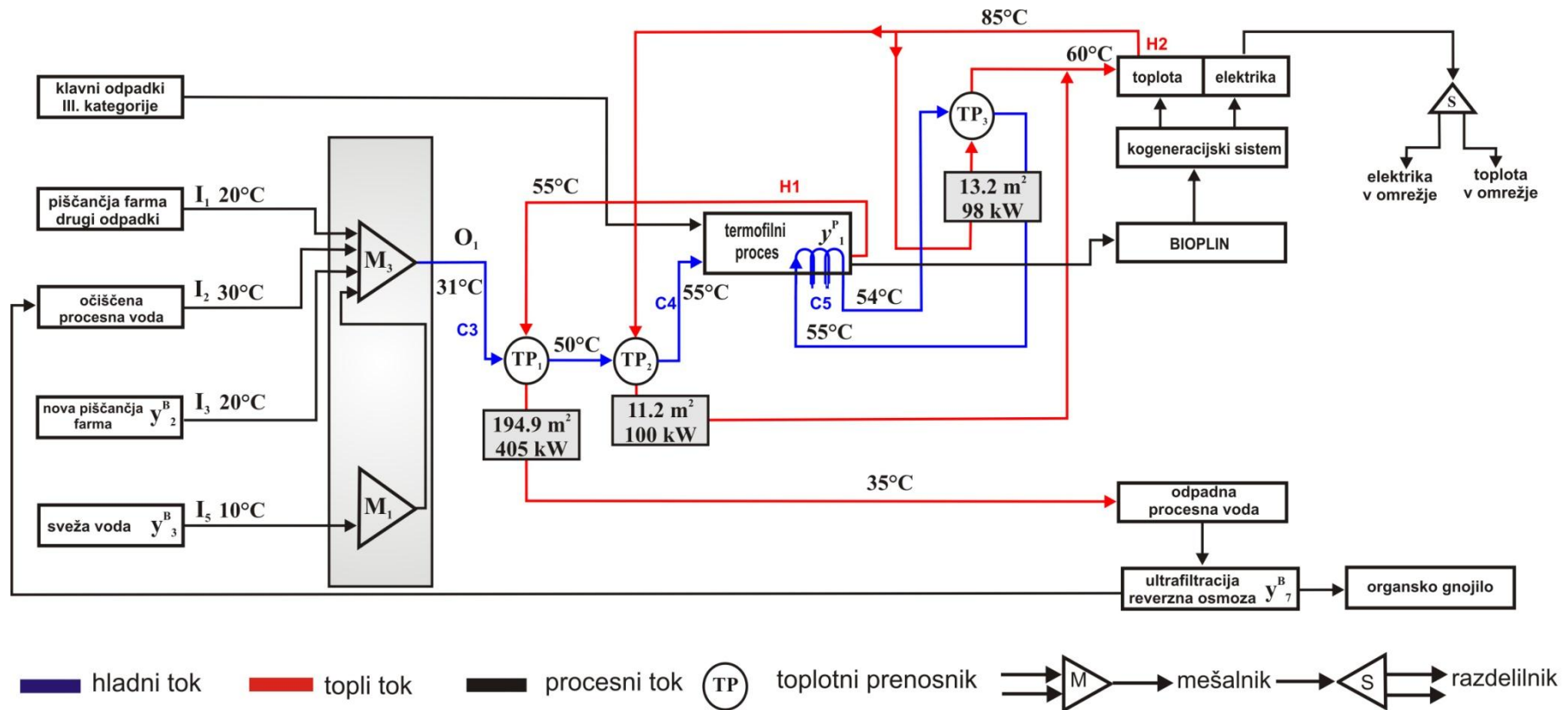
Optimalna rešitev superstrukture procesnih tokov je prikazana na sliki 5-4 in na sliki 5-5 je prikazana optimalna shema OTP za dani problem.



Slika 5-4: Optimalna rešitev superstrukture procesnih tokov.



Slika 5-5: Optimalna shema OTP.



Slika

5-6: Optimalna procesna shema proizvodnje bioplina.

5.3.4 Zaključek simultane sinteze procesov in omrežja toplotnih prenosnikov

Za superstrukturni pristop smo razvili matematični model simultane sinteze procesov in OTP, ki smo ga uporabili za ekonomsko analizo izkoriščanja različnih živalskih odpadkov za proizvodnjo bioplina na primeru živilskopredelovalne industrije. Predhodno razviti matematični model za sintezo procesa proizvodnje bioplina smo nadgradili s splošnim modelom za sintezo OTP (Yee in Grossmann, 1990), ki smo ga modificirali za simultano sintezo procesov in OTP. Razvit model tako hkrati omogoča selekcijo optimalnega procesa proizvodnje bioplina in sestave vhodnega substrata ter simultano optimiranje snovnih tokov, investicijskih sredstev in obratovalnih stroškov procesa ter minimira porabo energije in pogonskih sredstev, površino in število toplotnih prenosnikov.

Študija je pokazala, da sinteza OTP zajema samo tri toplotne prenosnike s skupno ploščino 219,2 m². Pri tem se v toplotnih prenosnikih izmenja približno 600 kW toplote iz procesa. Imamo popolni »recovery« znotraj procesa in v proces ni potrebno dovesti zunanjega vročega ali mrzlega pogonskega sredstva (nizkotlačna para ali hladilne vode).

Predlagani optimizacijski/sintezni model lahko uporabljamo pri testiranju različnih alternativ za podporo odločanju o prihodnjih naložbah v proizvodnji bioplina.

6 ZAKLJUČEK

V doktorski disertaciji smo uporabili metode računalniško podprte procesne tehnike za razvoj optimizacijskega modela za okoljsko spremenljive rešitve pri ravnanju in predelavi živalskih substratov in organskih odpadkov živilskopredelovalne industrije. Pri razvoju smo se osredotočili na znižanje porabe 4 najpomembnejših virov v obratih procesne industrije, tj. vode, toplote, električne energije in pogonskih sredstev ter na zmanjševanje onesnaženosti okolja.

V primeru sinteze procesov za proizvodnjo bioplina iz živalskih in drugih organskih odpadkov živilskopredelovalne industrije smo s pomočjo superstrukturnega pristopa razvili agregirani matematični mešano celoštevilski nelinearni programirani (MINLP) model. Model omogoča selekcijo optimalnega procesa proizvodnje bioplina in sestave vhodnega substrata ter simultano optimiranje snovnih tokov, investicijskih sredstev in obratovalnih stroškov procesa. Model sinteze procesov proizvodnje bioplina je bil tudi izhodiščni model za sintezo procesov s simultano toplotno integracijo in simultano sintezo omrežja toplotnih prenosnikov.

Pri toplotni integraciji procesov proizvodnje bioplina smo izhajali iz modela, ki sta ga razvila Duran in Grossmann (1986) za toplotno integracijo. Privzeti model iz literature smo prilagodili za konstantne temperature in izotermno mešanje procesnih tokov. Na ta način smo v modelu odpravili nelinearnosti in posledično nekonveksnosti. Model omogoča določitev optimalne procesne sheme in minimalne porabe pogonskih sredstev za množico alternativnih toplih in hladnih tokov. Čeprav smo z modifikacijo osnovnega modela toplotne integracije odpravili večino nekonveksnosti, sestavljeni model še vedno vsebuje nekonveksni del, tj. izračun investicije procesa proizvodnje bioplina. Takšni matematični modeli ne zagotavljajo globalnih optimalnih rešitev. Zato smo nekonveksni člen v ekonomski namenski funkciji konveksificirali s pomočjo odsekovne linearne funkcije.

Za študijo sinteze omrežja toplotnih prenosnikov pri proizvodnji bioplina smo izhajali iz splošnega modela omrežja toplotnih prenosnikov, temelječega na večstopenjski superstrukturi, ki sta ga razvila Yee in Grossmann (1990). Tudi v tem primeru smo

privzeti model iz literature modificirali za potrebe simultane pristopa. Pretoki toplotnih kapacitet, dobavne in ciljne temperature so postale optimizacijske spremenljivke in namesto večstopenjske superstrukture smo uporabili enostopenjsko superstrukturo, kjer so lahko procesni tokovi razdeljeni na več segmentov. Pri tem smo tudi predlagali novo superstrukturo procesnih tokov, kjer se lahko procesni tokovi neizotermno mešajo in kombinirajo. Sestavljeni model omogoča selekcijo optimalnega procesa proizvodnje bioplina in sestave vhodne surovine, simultano optimiranje snovnih tokov, investicijskih sredstev in obratovalnih stroškov procesa ter minimalno porabo energije, pogonskih sredstev, površine in števila toplotnih prenosnikov.

Razvite modele smo uporabili na študijskem primeru živilskopredelovalne industrije. Rezultati preliminarne ekonomske ocene kažejo, da je proizvodnja bioplina v anaerobni fermentaciji pri termofilnem delovanju procesa brez kombinacije tovarne proteinskih koncentratov ekonomsko najugodnejša opcija, ne glede na kakovost in količino vhodne surovine. Glede na razmere v prašičereji, ki se iz leta v leto slabšajo, bi živilskopredelovalna industrija z adaptacijo svinjske farme v novo piščančjo farmo povečala dobiček, saj je neto sedanja vrednosti za 29 % višja kot pri popolni rekonstrukciji svinjske farme. Posledično bi tudi povečali proizvodnjo perutninskih izdelkov, kar je glavna dejavnost živilskopredelovalne industrije. Vendar bi v tem primeru potrebovali dodaten vir procesne vode. Študija je pokazala, da je z ekonomskega vidika uporabe sveže vode ugodnejša rešitev, saj je sedanja cena vode relativno nizka, prav tako so nizki stroški črpanja in transportiranja in za to ne potrebujemo dodatne investicije. Pri tem je potrebno tudi opozoriti, da bi živilskopredelovalna industrija s čiščenjem odpadne procesne vode v lastni čistilni napravi in z njenim vračanjem v proces pomembno prispevala k zniževanju porabe sveže vode v obratu. Poraba bi se znižala kar za 96 %. Posledično bi lastna čistilna naprava prispevala k čistejši proizvodnji in trajnostnemu razvoju industrije ter znižala sedanje stroške čiščenja. Obenem bi se pridobivalo bogato organsko gnojilo, s katerim bi lahko nadomestili umetna gnojila za gnojenje kmetijskih površin. Del prihrankov in znižanja stroškov proizvodnje bioplina bi industrija pridobila na račun proizvedene električne energije in toplote v kogeneracijski enoti.

V primeru simultane toplotne integracije bi živilskopredelovalna industrija s predlagano rešitvijo še povečala prihranke, saj bi z neposredno izmenjavo toplote med različnimi procesi skoraj popolnoma odpravila porabo vročega pogonskega sredstva in za tretjino zmanjšala porabo mrzlega pogonskega sredstva. V primerjavi z

rezultati, ki smo jih pridobili pri sintezi procesov, bi z upoštevanjem toplotne integracije dobili za približno 4,00 MEUR večjo neto sedanjo vrednost oz. bi se izboljšala za 10,5 %.

Z uporabo razvitega matematičnega modela za študijo simultane sinteze procesov bioplina in omrežja toplotnih prenosnikov smo ugotovili, da investicija v omrežje obsega le 4,2 % celotne investicije. Omrežje se sestoji le iz treh toplotnih prenosnikov s skupno ploščino 219,2 m². Vsa potrebna toplota se izmenja v toplotnih prenosnikih. Tako v procesu ne potrebujemo zunanjega mrzlega in vročega pogonskega sredstva. Tako bi s sintezo omrežja toplotnih prenosnikov pri proizvodnji bioplina pridobili še dodatne prihranke, ker imamo popolni »recovery« znotraj procesa.

Skupni rezultati optimalnih rešitev industrijskega primera z uporabo razvitih matematičnih modelov, so zbrani v preglednici 6-1.

Preglednica 6-1: Rezultati optimalnih rešitev, pridobljenih z uporabo razvitih modelov na industrijskem primeru.

	$\frac{V_{NP}}{\text{MEUR}}$	$\frac{I}{\text{MEUR}}$	$\frac{R}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{E}{\text{MEUR/a}}$	$\frac{t_{PB}}{\text{a}}$	$\frac{r_{IRR}}{\%}$
Sinteza procesov	7,74	16,68	7,01	2,25	4,20	19,97
Simultana toplotna integracija in sinteza procesov	11,03	16,68	6,13	0,67	3,70	23,70
Simultana sinteza procesov in omrežja toplotnih prenosnikov	10,46	17,42	6,25	0,77	3,68	24,00

Izkušnje, pridobljene pri pripravi doktorske disertacije kažejo, da je matematično programiranja za sintezne probleme v kemijski tehniki boljše kot tradicionalni pristop. Temeljna prednost je v sistematičnem in simultanem upoštevanju diskretnih in zveznih odločitev, s čimer omogočimo izkoriščanje morebitnih iteracij med dvema navidezno ločenima podproblemama. Vendar pri modeliranju realnega problema pogosto nastanejo modeli, ki so nelinearni in nekonveksni, zlasti v primerih, ko želimo kar najboljše opisati proces ali posamezne procesne enote. Zato je potrebno na

obstojećih splošnih optimizacijskih modelih izvesti različne modifikacije, da bi čim bolje ustrezali dejanskemu stanju proizvodnje in dajali za podjetja uporabne rezultate, kar od uporabnika zahteva obvladovanje matematičnega programiranja in optimiranja.

Prikazani primeri potrjujejo velik potencial procesne integracije za načrtovanje optimalnih procesov, izboljševanje njihove energetske učinkovitosti in zniževanje porabe surovin, pogonskih sredstev in vode.

7 LITERATURA

A

Aaltola B., Simultaneous synthesis of flexible heat exchanger network. Applied Thermal Engineering 2002; 22: 907-918.

Allen B., Savard-Goguen M., Gosselin L., Optimizing heat exchanger networks with genetic algorithm for designing each heat exchanger including condensers. Applied Thermal Engineering 2009; 29: 3437-3444.

Al Seadi T., Rutz D., Prassl H., Köttner M., Finsterwalder T., Volk S., Janssen R., Biogas handbook. University of Southern Denmark, Esbjerg 2008; <http://www.lemvigbiogas.com/BiogasHandbook.pdf>. Dostop: 1. 6. 2011.

Al Seadi T., Rutz D., Prassl H., Köttner M., Finsterwalder T., Volk S., Janssen R., Grmek M., Vertin K., Blaznik I., Jereb J., Domjan S., Priročnik o bioplinu. Agencija za prestrukturiranje energetike, Ljubljana 2010; http://www.bf.uni-lj.si/fileadmin/groups/2717/Katedra_za_kmetijsko_tehniko/Prirocnik_o_bioplinu.pdf. Dostop: 1. 6. 2011.

B

Benders J. F., Partitioning procedures for solving mixed-variables programming problems. Numerische Mathematik 1962; 4: 238-252.

Bergamini M. L., Grossmann I. E., Scenna N., Aguirre P., An improved piecewise outer-approximation algorithm for the global optimization of MINLP models involving concave and bilinear terms. Computers and Chemical Engineering 2008; 32: 477-493.

Biegler, L. T., Grossmann, I. E. Westerberg A. W., Systematic methods of chemical process design. New Jersey: Prentice Hall PTR, 1997.

-
- Biey E. M., Musibono E. D., Verstraete W., Start-up of a multi-stage system for biogas production and solid waste treatment in low-tech countries. *Water Science & Technology* 2003; 48: 239-243.
- Biswas J., Chowdhury R., Bhattacharya P., Mathematical Modeling for the Prediction of Biogas Generation Characteristics of an Anaerobic Digester Based on Food/Vegetable Residues. *Biomass and Bioenergy* 2007; 31: 80-86.
- Björk K-M., Westerlund T., Global optimization of heat exchanger network synthesis problems with and without the isothermal mixing assumption. *Computers and Chemical Engineering* 2002; 26: 1581–1593.
- Boix M., Pibouleau L., Ludovic M., Azzaro-Pantel C., Minimizing water and energy consumptions in water and heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering* 2011; doi: 10.1016/j.apptthermaleng.2011.10.062.
- Bogataj M., Bagajewicz M., Synthesis of non-isothermal heat integrated waster network in chemical process, *Computers and Chemical Engineering* 2008; 32: 3130-3142.
- Bogataj M., MINLP sinteza vodnih omrežij in omrežij toplotnih prenosnikov. [Doktorska disertacija] Maribor: Bogataj M; 2010.
- Brooke, A., Kendrick, D., Meeraus, A., Raman, R., GAMS-Language Guide. GAMS Development Corporation, Washington D.C., 2006.

C

- Cerda J., Westerberg A. W., Mason D., Linnhoff B., Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis – A transportation problem. *Chemical Engineering Science* 1983; 38: 373-387.
- Chen Y., Cheng J. J, Creamer K. S., Inhibition of Anaerobic Digestion Process: A Review. *Bioresource Technology* 2008; 99: 4044-4064.
- Chynoweth D. P., Owens J. M., Legrand R., Renewable Methane from Anaerobic Digestion of Biomass. *Renewable Energy* 2001; 22: 1-8.
- Chae K. J., Jang A., Yim S. K., Kim In. S., The Effects of Digestion Temperature and Temperature Shock on the Biogas Yields from the Mesophilic Anaerobic Digestion of Swine Manure. *Bioresource Technology* 2008; 99: 1-6.

Chen J. J. J., Comments on improvement on a replacement for the logarithmic mean. *Chemical Engineering Science* 1987; 42: 2488-2489.

D

Dantzig G. B., Thapa M. N., *Linear Programming, 1: Introduction*. Springer Series in Operations Research and Financial Engineering. New York: Springer Verlag, 1997.

Demirbas M. F., Balat M., Balat H., Potential Contribution of Biomass to the Sustainable Energy Development. *Energy Conversion Management* 2009; 50: 1746-1760.

Dong H. G., Lin C. Y., Chang C. T., Simultaneous optimization approach for integrated water-allocation and heat-exchange networks. *Chemical Engineering Science* 2008; 63: 3664-3678.

Dovì V. G., Friedler F., Huisingsh D., Klemeš J. J., Cleaner Energy for Sustainable Future. *Journal of Cleaner Production* 2009; 17: 889-895.

Dipama J., Teyssedou A., Sorin M., Synthesis of heat exchanger network using genetic algorithm. *Applied Thermal Engineering* 2008; 28: 1763-1773.

Drobež R., Novak Pintarič Z., Pahor B., Kravanja Z., MINLP Synthesis of processes for the production of biogas from organic and animal waste. *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly* 2009; 23: 445-459.

Drobež R., Novak Pintarič Z., Pahor B., Kravanja Z., Simultaneous heat integration and the synthesis of biogas process from animal waste. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering* 2010; 6: 734-749.

Dunn R. F., Bush G. E., Using Process integration for Cleaner Production. *Journal of Cleaner Production* 2001; 9: 1-23.

Duran M. A., Grossmann I. E., Simultaneous optimization and heat integration of chemical processes. *AIChE Journal* 1986; 32: 123-138.

E

Floudas C. A., Ciric A. R., Grossmann I. E., Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configuration. *AIChE Journal* 1986; 32: 276-290.

Floudas C. A., *Deterministic global optimization: Theory, methods and application*. Boston: Kluwer Academic Publishers, 2000.

-
- Friedler F., Process integration, modelling and optimization for energy savings and pollution reduction. *Applied Thermal Engineering* 2010; 30: 2270-2280.
- Fritzon A., Berntsson T., Efficient Energy Use in a Slaughter and Meat Processing Plant- Opportunities for Process Integration. *Journal of Food Engineering* 2006; 76: 594-604.
- Fritzon A., Berntsson T., Energy Efficiency in the Slaughter and Meat Processing Industry-Opportunities for Improvements in Future Energy Markets. *Journal of Food Engineering* 2006; 77: 792-802.
- Furman K. C., Sahinidis N. V., A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century, *Industrial and Engineering Chemistry Research* 2002; 41: 2335-2370.

G

- GAMS Beta 22.4, The solver manuals. Washington, USA: Gams development Corporation, 2007.
- Geoffrion A. M., Generalized benders decomposition. *Journal of Optimization Theory and Applications* 1972; 10: 237-260.
- Gopalakrishnan B., Johnson E. L., Airline crew scheduling: state-of-the-art. *Annals of Operations Research* 2005; 140: 305-337.
- Grossmann I. E., Kravanja Z, Mixed-Integer Nonlinear Programming: A Survey of Algorithms and Applications, Biegler, L.T., Coleman, T.F., Conn, A.R., Santosa, F.N. (Ed.), *Large-Scale Optimization with Applications*. Springer-Verlag: New York 93 1997, pp 73-100.
- Grossmann I. E., Caballero J. A., Yeomans H., *Mathematical Programming Approaches to the Synthesis of Chemical Process Systems*. *Korean Journal of Chemical Engineering* 1999; 16, 407-426.
- Grossmann I. E., Caballero J. A., Yeomans H., *Advances in mathematical programming for the synthesis of process systems*. *Latin American Applied Research* 2000; 30: 263-284.
- Galbe M., Zacchi G., Simulation of ethanol production processes based on enzymatic hydrolysis of woody biomass. *Computers and Chemical Engineering* 1994; 18: S687-S691.

Gielen D., Fujino J., Hashimoto S., Moriguchi Y., Modeling of Global Biomass Policies. Biomass and Bioenergy 2003; 25: 177-195.

H

Holm-Nielsen, J. B., Al Seadi, T., Oleskowicz-Popiel, P. The Future of Anaerobic Digestion and Biogas Utilization. Bioresource Technology 2009, 100, 5478-5484.

Hu C. W., Ahmad S., Total site heat integration using the utility system. Computers and Chemical Engineering 1994; 18: 729-742.

I

IEA Bioenergy Task 37, Biogas Production and Utilisation, Aadorf, Switzerland, 2005. <http://www.ieabioenergy.com/MediaItem.aspx?id=56>. Dostop: 3. 5. 2011.

Iršič Bedenik N., Pahor B., Kravanja Z., An integrated strategy for the hierarchical multilevel MINLP synthesis of overall process flowsheets using the combined synthesis/analysis approach, Computers and Chemical Engineering 2004; 28: 693-706.

Isafiade A. J., Fraser D. M., Interval-based MINLP superstructure synthesis of heat exchanger networks. Chemical Engineering Research and Design 2008; 86: 245-257.

J

Jiyong K., Jinkyung K., Junghwan K., Changkyu Y., Il M., A simultaneous optimization approach for the design of wastewater and heat exchanger networks based on cost estimation. Journal of Cleaner Production 2009; 17: 162-171.

K

Karin K., Klasson T., Hoffmann R., Drescher S. R., DePaoli D. W., Al-Dahhan M. H., Anaerobic digestion of animal waste: Effect of mixing. Bioresource Technology 2005; 96: 1607-1612.

Karuppiah R., Andreas P., Grossmann I. E., Martin M., Martinson W., Energy optimization for the design of corn-based ethanol plants. AIChE Journal 2008; 54: 1499-1525.

-
- Kim J., Kim J., Kim J., Yoo C., Moon I., A simultaneous optimization approach for the design of wastewater and heat exchange networks based on cost estimation. *Journal of Cleaner Production* 2009; 17: 162-171.
- Klemeš J. J., Varbanov P. S., Pierucci S., Process integration for energy and water saving, increasing efficiency and reducing environmental impact. *Applied Thermal Engineering* 2010; 30: 2265-2269.
- Klemeš J. J., Friedler F., Bulatov I., Varbanov P. S., Sustainability in the process industry- Integration and optimization. New-York: McGraw-Hill Editor, 2010.
- Kocis G. R., Grossmann I. E., Relaxation strategy for the structural optimization of process flowsheets. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 1987; 26: 1864-1880.
- Krajnc D., Glavič P., Assessment of Different Strategies for the Co-production of Bioethanol and Beet Sugar. *Chemical Engineering Research and Design* 2009; 87: 1217-1231.
- Kravanja Z., Glavič P., Cost targering for HEN through simultaneous optimization approach: a unified pinch technology and mathematical programming design of large HEN. *Computers and Chemical Engineering* 1996; 21: 833-853.
- Kravanja Z., Novak Pintarič Z., Optimiranje procesov. [zbrano gradivo] Maribor: Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo; 2006.
- Kiyohara, Y., Miyahara, T., Mizuno, O., Noike, T., Ono, K. A Comparative Study of Thermophilic and Mesophilic Sludge Digestion. *Water and Environment Journal* 2000; 14: 150-154.

L

- Lam H. L., Varbanov P. S., Klemeš J. J., Optimization of Regional Energy Supply Chains Utilising Renewables: P-graph Approach. *Computers and Chemical Engineering* 2009; 26: 1003-1008.
- Lang Y. D., Biegler L. T., Grossmann I. E. Simultaneous-Optimization and Heat Integration with Process Simulators. *Computers and Chemical Engineering* 1988; 12: 311-327.
- Lee Y. K., Microbial biotechnology: Principles and applications. Singapore: World Scientific Publishing Co. Pte. Ltd, 2003.

-
- Lima R. M., Grossmann I. E., Optimal synthesis of p-xylene separation processes based on crystallization technology. *AIChE Journal* 2009; 55: 354-373.
- Linnhoff B., Hindmarsh E., The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science* 1983; 38: 745-763.
- Llaneza Coall H., Blanco Fernández J. M., Morís Moraán M. A., López Bobo M. R., Biogas generation apple pulp. *Bioresource Technology* 2009; 100: 3843-3847.
- López-Maldonado L. A., Ponce-Ortega J. M., Segovia-Hernández J. G., Multiobjective synthesis of heat exchanger networks minimizing the total annual cost and the environmental impact. *Applied Thermal Engineering* 2011; 31: 1099-1113.
- Lotfi R., Boozarjomehry R.B., Superstructure optimization in heat exchanger network (HEN) synthesis using modular simulators and a genetic algorithm. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 2010; 49: 4731-4737.
- Lübken M., Wichern M., Schlattmann M., Gronauer A., Modelling the Energy Balance of an Anaerobic Digester fed with Cattle Manure and Renewable Energy Crops. *Water Research* 2007; 41: 4085-4096.

M

- Mizutani F. T., Pessoa F. L. P., Queiroz E. M., Huan S., Grossmann I. E., Mathematical programming model for heat exchanger networks synthesis including detailed heat-exchanger designs. 2. Networks synthesis. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 2003; 42: 4019-4027.
- Mata-Alvarez J., Macé S., Llabrés P., Anaerobic digestion of organic solid wastes: an overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology* 2003; 74: 3-16.
- Monnet F., An introduction to anaerobic digestion of organic wastes. [final report] Remade Scotland 2003;
http://www.biogasmax.co.uk/media/introanaerobicdigestion__073323000_1011_2_4042007.pdf. Dostop: 3.5. 2011.

N

Nagy A. B., Adonyi R., Halasz L., Friedler F., Fan L. T., Integrated synthesis of process and heat exchanger networks: Algorithmic approach. *Applied Thermal Engineering* 2001; 21: 1407-1427.

Narodoslawsky M., Renewable Resources – New Challenges for Process Integration and Synthesis. *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly* 2003; 17: 55-64.

Narodoslawsky M., Niederl-Schmidinger A., Halasz L., Utilising Renewable Resources Economically: New Challenges and Chances for Process Development. *Journal of Cleaner Production* 2008; 16: 164-170.

Nikolaos, V., Sahinidis, N. V., BARON Branch And Reduce Optimization Navigator, User's Manual: Version 4.0, 2000.

<http://archimedes.cheme.cmu.edu/baron/manuse.pdf>. Dostop: 15. 7. 2011.

P

Papoulias S. A., Grossmann I. E., A structural optimization approach to process synthesis – II. Heat recovery networks. *Computers and Chemical Engineering* 1983; 7: 707-721.

Perutninar, Časopis skupine Perutnina Ptuj, leto XXXI, december 2007; številka 4
http://www.perutnina.com/files/507/perutninar_29.PDF. Dostop: 15. 11. 2011.

Perutninar, Časopis skupine Perutnina Ptuj, leto XXXIII, april 2009; številka 1
http://www.perutnina.com/files/513/perutninar_34.PDF. Dostop: 15.11.2011

Polley G. T., Picón-Núñez M., López-Maciel J. J., Design of water and heat recovery networks for the simultaneous minimization of water and energy consumption. *Applied Thermal Engineering* 2010; 30: 2290-2299.

Ponce-Ortega J. M., Jiménez-Gutiérrez A., Grossmann I. E., Simultaneous retrofit and heat integration of chemical processes. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 2008; 47: 5512-5528.

Ponce-Ortega J. M., Jiménez-Gutiérrez A., Grossmann I. E., Optimal synthesis of heat exchanger networks involving isothermal process streams. *Computers and Chemical Engineering* 2008; 32: 1918-1942.

Q

Quesada I., Grossmann I. E., An Lp/NLP based branch and bound algorithm for convex MINLP optimization problems. *Computers and Chemical Engineering* 1992; 16: 937-947.

R

Rašković P., Anastasovski A., Markovska Lj., Meško V., Process integration in bioprocess industry: waste heat recovery in yeast and ethyl alcohol plant. *Energy* 2010; 35: 704-717.

Ravavagnani M. A. S. S., Silva A. P., Arroyo P. A., Constantino A. A., Heat exchanger network synthesis and optimization using genetic algorithm. *Applied Thermal Engineering* 2005; 25: 1003-1017.

Raven R. P. J. M., Verbong G. P. J., Boundary crossing innovations: Case studies from the energy domain. *Technology in Society* 2009; 31: 85-93.

Ravindran A, Ragsdell K. M., Reklaitis G. V., *Engineering optimization: methods and application*. New Jersey: John Wiley&Sons, 2006.

Ryoo H. S., Sahinidis N. V., Global optimization of Nonconvex NLPs and MINLPs with Application in Process design. *Computers and Chemical Engineering* 1995; 19: 551-566.

Ø

Østergaard P. A., Reviewing Optimization Criteria for Energy Systems Analyses of Renewable Energy Integration. *Energy* 2009; 34: 1236-1245.

S

Sahinidis N. V., Tawarmalani M., Accelerating Branch-and-Bound Through a Modeling Language Construct for Relaxation-Specific Constraints. *Journal of Global Optimization* 2005; 32: 259-280.

Salminen E., Rintala J. Anaerobic Digestion of Organic Solid Poultry Slaughterhouse Waste – A Review. *Bioresource Technology* 2002; 83: 13-26.

Savola T., Fogelholm C. J., MINLP optimization model for increased power production in small-scale CHP plants. *Applied Thermal Engineering* 2007; 27: 89-99.

Serna-González M., Ponce-Ortega J. M., Total cost target for heat exchanger networks considering simultaneously pumping power and area effects. *Applied Thermal Engineering* 2011; 31: 1964-1975.

Soršak A., Kravanja Z., Simultaneous MINLP synthesis of heat and power integrated heat exchanger network. *Computers and Chemical Engineering* 1999; 23: 143-147.

Soršak A., Kravanja Z., Simultaneous MINLP synthesis of heat exchanger networks comprising different exchanger types, *Computers and Chemical Engineering* 2002; 26: 599-615.

Soršak A., Kravanja Z., MINLP retrofit of heat exchanger networks comprising different exchanger types. *Computers and Chemical Engineering* 2004; 28: 235-251.

Staine F., Favrat D., Energy Integration of Industrial Processes Based on the Pinch Analysis Method Extended to Include Exergy Factors. *Applied Thermal Engineering* 1996; 16: 497-507.

Steffen R., Szolar O., Braun R., Feedstocks for Anaerobic Digestion. Institute for Agrobiotechnology Tulln, Vienna, Austria, 1998.
http://www.adnett.org/dl_feedstocks.pdf. Dostop 15. 11. 2011.

Singh P. P., Ghuman B. S., Grewal N. S., Computer Model for Performance Prediction and Optimization of Unheated Biogas Plant. *Energy Conversion and Management* 1998; 39: 51-63.

I

Tawarmalani M., Sahinidis N. V., Global Optimization of Mixed-integer Nonlinear Programs: A Theoretical and Computational Study. *Mathematical Programming* 2004; 99: 563-591.

Tokos H., Novak Pintarič Z., Glavič P., Energy Saving Opportunities in Heat Integrated Beverage Plant Retrofit. *Applied Thermal Engineering* 2010; 30: 36-44.

Tokos H., Uporaba računalniško podprte procesne tehnike za integracijo industrijskih procesov. [Doktorska disertacija] Maribor: Tokos H.; 2009.

V

-
- Varbanov P. S., Friedler F., P-graph Methodology for Cost-effective Reduction of Carbon Emissions Involving Fuel Cell Combined Cycles. *Applied Thermal Engineering* 2008; 28: 2020-2029.
- Varbanov P. S., Klemeš J. J., Integration and Management of Renewables into Total Sites with Variable Supply and Demand. *Computers and Chemical Engineering* 2011; 35: 1815–1826.
- Verma S., Anaerobic digestion of biodegradable organics in municipal solid wastes, [Master of Science Degree] Columbia: Verma S.; 2002.
- Viswanathan J., Grossmann I. E., A combined penalty function and outer approximation method for MINLP optimization. *Computers and Chemical Engineering* 1990; 14: 769-782.
- Voća N., Krička T., Ćosić T., Rupić V., Jukić Ž., Kalambura S., Digested Residue as a Fertilizer After the Mesophilic Process of Anaerobic Digestion. *Plant, Soil and Environment* 2005; 51: 262-266.

W

- Ward A. J., Hobbs P. J., Holliman P. J., Jones D. L., Optimization of the Anaerobic Digestion of Agricultural Resources. *Bioresource Technology* 2008; 99: 7928-7940.
- Weiland P., Production and Energetic Use of Biogas from Energy Crops and Wastes in Germany. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 2003; 109: 263-274.
- Wellinger A., Process design of agricultural digesters. Ettenhausen: Nova Energie GmbH 1999; 1-28.
- Westerlund T., Pörn R., Solving pseudo-convex mixed integer optimization problems by cutting plane techniques. *Optimization and Engineering* 2002; 3: 253-280.
- Wicaksono D. S., Karimi I. A., Piecewise MILP under- and overestimators for global optimization of bilinear programs. *AIChE Journal* 2008; 54: 991-1008.

Y

- Yee T. F., Grossmann I. E., Simultaneous optimization models for heat integration II. *Computers and Chemical Engineering* 1990; 14: 1165-1184.

Yee T. F., Grossmann I. E., Kravanja Z., Simultaneous Optimization Model for Heat Integration – III: Process and Heat Exchanger Network Optimization. *Computers and Chemical Engineering* 1990; 14: 1185-1200.

Yee T. F., Grossmann I. E., Kravanja Z., Simultaneous optimization models for heat integration – I. Area and energy targeting and modelling of multi-stream exchangers. *Computers and Chemical Engineering* 1990; 14: 1151-1164.

Yee T. F., Grossmann I. E., A screening and optimization approach for the optimal retrofit of heat exchanger networks. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 1991; 30: 146-162.

Yadvika, Santosh, Sreekrishnan T. R., Sangeeta K., Vineet R., Enhancement of biogas production from solid substrates using different techniques – a review. *Bioresource Technology* 2004; 95: 1-10.

Z

Zhang B. J., Hua B., Effective MILP model for oil refinery-wide production planning and better energy utilization. *Journal of Cleaner Production* 2007; 15: 439-448.

Zhang R., El-Mashed H. M., Hartman K., Wang F., Liu G., Choate C., Gamble P., Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion. *Bioresource Technology* 2007; 98: 929-935.

8 ŽIVLJENJEPIS

Europass življenjepis

Osební podatki

Priimek / Ime **DROBEŽ ROZALIJA**
 Naslov Ulica Talcev 5, 3310 Žalec, Slovenija
 Telefon ++ 386 40 621 075
 E-pošta rozi.drobez@gmail.com

Državljanstvo slovensko

Datum rojstva 02. 04. 1980

Spol ženski

Delovne izkušnje

Obdobje 1/6/2011-31/5/2012
 Zaposlitev ali delovno mesto Razvojni tehnolog I
 Glavne naloge in pristojnosti Izvajanje kontrole redne proizvodnje produktov za prehrano živali ter razvijanje in uvajanje novih produktov iz ekstraktov lesa kostanjevih in hrastovih dreves na tržišče
 Naziv in naslov delodajalca Tanin Sevnica kemična industrija d.d.
 Hermanova cesta 1
 8290 Sevnica
 Vrsta dejavnosti ali sektor Proizvodnja drugih kemičnih izdelkov (tanin in furfural)

Obdobje 2006 -
 Zaposlitev ali delovno mesto Mlada raziskovalka
 Glavne naloge in pristojnosti Raziskovalno delo na področju procesne sistemske tehnike in trajnostnega razvoja z matematično programirnim pristopom za hkratno optimiranje procesne topologije in parametrov z uporabo mešano - celoštevilске nelinearne (MINLP) tehnike in strategije.
 Naziv in naslov delodajalca Znanstvenoraziskovalno središče BISTRA PTUJ
 Slovenski trg 6, SI – 2250 Ptuj, Slovenija
 Vrsta dejavnosti ali sektor Raziskovalna razvojna dejavnost

Obdobje 1/9/2005 – 31/8/2006

Zaposlitev ali delovno mesto	Srednješolski učitelj kemije in kemijskih predmetov
Glavne naloge in pristojnosti	Opravljanje pedagoškega dela učitelja kemije in kemijskih predmetov (strokovno teoretični predmeti, osnove kemije, tehnologija, naravoslovje, ekologija)
Naziv in naslov delodajalca	ŠOLSKI CENTER CELJE Pot na Lavo 22, SI – 3000 Celje, Slovenija
Vrsta dejavnosti ali sektor	Izobraževalna dejavnost

Izobraževanje in usposabljanje

Podiplomski študij

Obdobje	2006 - 2011
Študijski program	Enovit doktorski študij kemijske tehnologije
Glavni predmeti / pridobljeno znanje in kompetence	<u>Temeljni predmeti:</u> Uporabna matematika, Sinteza procesov <u>Izbirni predmeti:</u> Energetski management, Upravljanje procesov v pogojih negotovosti, Trajnostni razvoj
Naziv in status ustanove, ki je podelila diplomu, spričevalo ali certifikat	Univerza v Mariboru Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo Smetanova 17, SI – 2000 Maribor, Slovenija

Dodiplomski študij

Obdobje	1999 – 2005
Naziv izobrazbe in /ali nacionalne poklicne kvalifikacije	Univerzitetni diplomirani inženir kemijske tehnologije
Naziv in status ustanove, ki je podelila diplomu, spričevalo ali certifikat	Univerza v Mariboru Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo Smetanova 17, SI – 2000 Maribor, Slovenija
Stopnja izobrazbe po nacionalni ali mednarodni klasifikacijski lestvici	VII

Srednješolsko izobraževanje

Obdobje	1995 – 1999
Naziv izobrazbe in /ali nacionalne poklicne kvalifikacije	Kemijski tehnik
Naziv in status ustanove, ki je podelila diplomu, spričevalo ali certifikat	ŠOLSKI CENTER CELJE Pot na Lavo 22, SI – 3000 Celje, Slovenija
Stopnja izobrazbe po nacionalni ali mednarodni klasifikacijski lestvici	V

Mednarodno izobraževanje in usposabljanje v tujini

Program Poletna šola: "Workshop for Regional Renewables & Waste to Energy Integration and Sustainable System Implementation"

Obdobje od 7/9 do 12/9 2009

Kraj izobraževanja oz. usposabljanja Veszprém, Madžarska

Izvajalec izobraževanja oz. usposabljanja University of Pannonia
Faculty of Information Technology
<http://inomaglow.dcs.vein.hu>

Pridobljeno znanje in kompetence Implementacija ušcipne metode pri zniževanju porabe pogonskih sredstev in procesne vode pri procesih in osnovno znanje uporabe P – grafa

Program Poletna šola: Process Integration and Intensification, Process Optimisation and Regional Sustainability"

Obdobje od 21/6 do 2/7

Kraj izobraževanja oz. usposabljanja Veszprém, Madžarska

Izvajalec izobraževanja oz. usposabljanja University of Pannonia
Faculty of Information Technology
<http://inomaglow.dcs.vein.hu>

Pridobljeno znanje in kompetence Implementacija sinteze procesov in optimizacija. Spoznavanje postopkov pretvorbe različnih vrst odpadkov v energijo in uporaba obnovljivih virov energije ter osnovno znanje uporabe P – grafa

Znanja in kompetence

Materni jezik (i) Slovenski jezik

Drug(i) jezik(i)

Samovrednotenje

Evropska raven ()*

Angleški jezik

Italijanski jezik

	Razumevanje		Govorjenje		Pisanje	
	Slušno razumevanje	Bralno razumevanje	Govorno sporazumevanje	Govorno sporočanje		
Angleški jezik	B2 Samostojni uporabnik	C1 Usposobljen uporabnik	B2 Samostojni uporabnik	C1 Samostojni uporabnik	C1 Usposobljen uporabnik	
Italijanski jezik	A1 Osnovni uporabnik	A2 Osnovni uporabnik	A2 Osnovni uporabnik	A1 Osnovni uporabnik	A1 Osnovni uporabnik	

(*) [Skupni evropski referenčni okvir za jezike](#)

Socialna znanja in kompetence

- komunikacijske veščine (posledice dosedanjega in prejšnjega delovnega mesta)
- zmožnost delovanja v skupini
- dobra organizacija dela
- sposobnost vodenja manjših skupin

Računalniška znanja in kompetence

- dobro poznavanje računalniškega paketa MS Office (Word, Power Point, Excel)
- osnovno znanje za CorelDRAW 13, SmartDraw, ChemDraw, Aspen Plus, Fortran in Mathcat PLUS 6.0
- poznavanje modelirnega sistema za matematično programiranje in optimiranje procesov "General Algebraic Modeling System (GAMS)"
- znanje o uporabi svetovnega spleta

Druga znanja in kompetence Odbojarski sodnik (C1 lista)

Vozniško dovoljenje B kategorija

Članstvo • članica Odbojarske zveze Slovenije

Bibliografija

Izvirni znanstveni članek 1. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. MINLP synthesis of processes for the production of biogas from organic and animal waste. *Chem. biochem. eng. q.*, 2009, vol. 23, no. 4, str. 445-459, ilustr. [COBISS.SI-ID [13787414](#)], [JCR, WoS, št. citatov do 10. 2. 2010: 0, brez avtocitatov: 0, normirano št. citatov: 0]

2. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Simultaneous heat integration and the synthesis of biogas process from animal waste. *Asia-Pacific journal of chemical engineering*. [Online ed.], 2011, vol. 6, iss. 5, str. 734-749, doi: [10.1002/apj.504](#). [COBISS.SI-ID [14358038](#)]

-
- Objavljeni znanstveni prispevek na konferenci**
1. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. MINLP model for preliminary selection of optimal biogas process for the conversion of animal biomass. V: Conference of Chemical Engineering = Műszaki Kémiai Napok '08, 2008. április 22 -24., Veszprém. *Konferencia kiadvány*. Veszprém: Pannon Egyetem, 2008, str. 20-25. [COBISS.SI-ID [12277270](#)]
 2. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Model MINLP za izbor optimalnega procesa za proizvodnjo bioplina iz živalske biomase. V: GLAVIČ, Peter (ur.), BRODNJAK-VONČINA, Darinka (ur.). *Slovenski kemijski dnevi 2008, Maribor, 25. in 26. september 2008 : [zbornik referatov]*. Maribor: Univerza v Mariboru, Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo, 2008, 11 str. [COBISS.SI-ID [12622870](#)]
 3. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. MINLP sinteza procesa za proizvodnjo bioplina. V: *Slovenski kemijski dnevi 2009, Maribor, 24. in 25. september 2009*. [Maribor]: FKKT, [2009], 14 str. [COBISS.SI-ID [13472278](#)]
 4. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. MINLP synthesis of Heat integrated processes for the production of biogas from poultry and other organic waste. V: *CHISA 2010 : CD-ROM of full texts*. Praha: Czech Society of Chemical Engineering, 2010, 13 f. [COBISS.SI-ID [14364182](#)]
 5. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Toplotna integracija procesov za proizvodnjo bioplina = Heat integration of processes for the production of biogas. V: *Slovenski kemijski dnevi 2010, Maribor, 23. in 24. september 2010*. [Maribor]: FKKT, [2010], 11 str. [COBISS.SI-ID [14395414](#)]
 6. ČUČEK, Lidija, DROBEŽ, Rozalija, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Sustainable LCA-based MIP synthesis of biogas processes. V: PISTIKOPOULOS, Efstratios N. (ur.), GEORGIADIS, Michael C. (ur.), KOKOSSIS, A. C. (ur.). *21st European symposium on computer aided process engineering, (Computer-aided chemical engineering, 29)*. 1st ed. Amsterdam; Boston: Elsevier, 2011, 2011, vol. 29, part B, str. 1199-2003. [COBISS.SI-ID [15198486](#)]

Objavljeni znanstveni prispevek na konferenci 7. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Simultaneous synthesis of a biogas process and heat exchanger network for a large-scale meat company. V: KLEMEŠ, Jiri (ur.), LAM, Hon Loong (ur.), VARBANOV, Petar (ur.). 14th International Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction, 8-11 May, 2011 Florence, Italy. *PRES'11*, (Chemical Engineering transactions, Vol. 25, 2011). [S. l.]: AIDIC Servizi, cop. 2011, part 2, str. 911-916, doi: [10.3303/CET1125152](https://doi.org/10.3303/CET1125152). [COBISS.SI-ID [14954518](https://www.cobiss.si/id/14954518)]

8. DROBEŽ, Rozalija, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Simultana sinteza procesov bioplina in omrežja toplotnih prenosnikov = Simultaneous synthesis of a biogas process and heat exchanger network. V: KRAVANJA, Zdravko (ur.), BRODNJAK-VONČINA, Darinka (ur.), BOGATAJ, Miloš (ur.). *Slovenski kemijski dnevi 2011, Portorož, 14-16 september 2011*. Maribor: FKKT, 2011, 11 str. [COBISS.SI-ID [15343638](https://www.cobiss.si/id/15343638)]

9. ČUČEK, Lidija, DROBEŽ, Rozalija, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Trajnostna sinteza procesa proizvodnje bioplina ob hkratnem upoštevanju ekonomskega in eko-dobička = Sustainable synthesis of biogas process by the simultaneous consideration of economic and eco-profit. V: KRAVANJA, Zdravko (ur.), BRODNJAK-VONČINA, Darinka (ur.), BOGATAJ, Miloš (ur.). *Slovenski kemijski dnevi 2011, Portorož, 14-16 september 2011*. Maribor: FKKT, 2011, 11 str. [COBISS.SI-ID [15343894](https://www.cobiss.si/id/15343894)]

Objavljeni strokovni prispevek na konferenci 1. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. Simultaneous heat integration and MINLP synthesis of processes for the production of biogas from animal waste. V: Conference of Chemical Engineering = Műszaki Kémiai Napok'2010, 2010. április 27-29., Veszprém. *Konferencia kiadvány*. Veszprém: Pannon Egyetem, 2010, str. 41-48. [COBISS.SI-ID [14083350](https://www.cobiss.si/id/14083350)]

Diplomsko delo 1. DROBEŽ, Rozalija. *Določevanje zmanjšanja trenja pri pretoku polimernih raztopin z rotacijskim reometrom: univerzitetno diplomsko delo*, (Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo, Diplomski dela univerzitetnega študija). Maribor: [R. Drobež], 2005. X, 86 f., ilustr. [COBISS.SI-ID [9689366](https://www.cobiss.si/id/9689366)]

Končno poročilo o rezultatih raziskav

1. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. *Superstrukturni pristop k načrtovanju rekonstrukcije in proizvodnje bioplina v Perutnini Ptuj : poročilo o opravljenem delu*. Maribor: Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo, 2009. 16 str. [COBISS.SI-ID [13132054](#)]
2. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. *Uporaba računalniške podprte procesne tehnike za toplotno integracijo sinteze procesov proizvodnje bioplina iz živalskih iz [!] drugih organskih odpadkov : poročilo o opravljenem delu za Perutnino Ptuj d.d.*. Maribor: Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo, Laboratorij za procesno sistemsko tehniko in trajnostni razvoj, 2010. 24 str., ilustr. [COBISS.SI-ID [14031126](#)]
3. ČUČEK, Lidija, DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. *Analiza življenjskega kroga oskrbovalne verige proizvodnje bioplina : končno poročilo o opravljenem delu za Perutnino Ptuj d.d.*. Maribor: Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo, Laboratorij za procesno sistemsko tehniko in trajnostni razvoj, 2011. 21 str., graf. prikazi. [COBISS.SI-ID [14903830](#)]
4. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. *Sinteza omrežja toplotnih prenosnikov pri proizvodnji bioplina iz živalskih in drugih organskih odpadkov z uporabo računalniško podprte procesne tehnike : končno poročilo o opravljenem delu za Perutnino Ptuj d.d.*. Maribor: Fakulteta za kemijo in kemijsko tehnologijo, Laboratorij za procesno sistemsko tehniko in trajnostni razvoj, 2011. 24 str., graf. prikazi. [COBISS.SI-ID [14904086](#)]

Elaborat, preštudija, študija

1. KLINAR, Dušan, DROBEŽ, Rozalija, SEKIRNIK, Julija. *Energetska zanka Ptuja : osnovno poročilo o pregledu potreb (porabe toplote) in potencialov obnovljivih virov energije v okolju regije : 1. poročilo*. Ptuj: ZRS Bistra Ptuj, 2007. 25 f. [COBISS.SI-ID [13662742](#)]

Prispevek na konferenci brez natisa

1. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. *MINLP model for the selection of an optimal animal biogas process : lecture, presented at the 11th Mediterranean Congress of Chemical Engineering, Barcelona, Spain, October 21-24, 2008*. Barcelona, 2008. [COBISS.SI-ID [12745750](#)]
2. DROBEŽ, Rozalija, NOVAK-PINTARIČ, Zorka, PAHOR, Bojan, KRAVANJA, Zdravko. *MINLP process synthesis for biogas production from organic and animal waste : presentation at the Workshop for regional renewables and waste to energy intergration and sustainable, 7-12 September 2009, Veszprem, Hungary*. Veszprem, 2009. [COBISS.SI-ID [13512470](#)]



Univerza v Mariboru

*Fakulteta za kemijo in
kemijsko tehnologijo*

IZJAVA DOKTORSKEGA KANDIDATA

Podpisana **ROZALIJA DROBEŽ**, univ. dipl. inž. kem. tehnol. vpisna številka 95020733,

IZJAVLJAM,

da je doktorska disertacija z naslovom

OPTIMIRANJE PROCESOV PROIZVODNJE BIOPLINA IZ ŽIVALSKIH IN DRUGIH ORGANSKIH ODPADKOV Z UPORABO RAČUNALNIŠKO PODPRTE PROCESNE TEHNIKE

- rezultat lastnega raziskovalnega dela,
- da so rezultati korektno navedeni in
- da nisem kršila avtorskih pravic in intelektualne lastnine drugih.

Podpis doktorske kandidatke: