

MODEL OPTIMASI PRODUKSI MINYAK SAWIT DAN INTI SAWIT MENGGUNAKAN PENDEKATAN HIBRID SISTEM PAKAR KABUR DAN RANDOM DIRECT SEARCH

Lily Amelia

Jurusan Teknik Universitas Esa Unggul, Jakarta
Jln. Arjuna Utara Tol Tomang-Kebon Jeruk Jakarta
lily.amelia@esaunggul.ac.id

Abstrak

Produksi minyak sawit mentah dan inti sawit sering kali menghadapi masalah, antara lain tingginya persentase kehilangan minyak sawit dan inti sawit selama proses pengolahan minyak sawit mentah serta penggunaan sumber daya yang tidak optimum. Model optimasi produksi minyak sawit dan inti sawit perlu dirancang untuk memecahkan masalah tersebut sehingga dapat memaksimalkan produksi, meminimumkan biaya produksi serta meminimumkan kehilangan minyak sawit dan inti sawit sewaktu diproses. Model yang dikembangkan adalah gabungan antara model sistem pakar kabur dengan model pemrograman multi objektif. Model dioptimasi dengan menggunakan metode Random Direct Search dengan menggunakan data dari pabrik minyak sawit PT. Perkebunan Nusantara (PTPN) VII dan PT. Mitra Ogan yang berlokasi di propinsi Sumatera Selatan, Indonesia. Hasil penelitian menunjukkan hasil produksi yang lebih baik serta persentase kehilangan minyak sawit dan inti sawit yang lebih kecil dibandingkan produksi aktual minyak sawit di kedua pabrik pengolahan minyak sawit mentah tersebut.

Kata Kunci : Minyak Sawit Mentah, Optimasi, Sistem Pakar Kabur, Random Direct Search

Pendahuluan

Proses pengolahan minyak sawit mentah dan inti sawit dibagi dalam enam stasiun pemrosesan, yaitu: stasiun bongkar muat buah sawit (*loading ramp*), stasiun perebusan (*sterilizing station*), stasiun penebahan (*threshing station*), stasiun pengadukan dan pengempaan (*digesting and pressing station*), stasiun pemurnian (*clarification station*) dan stasiun inti sawit (*kernel station*). Tandan buah segar kelapa sawit (TBS) yang masuk akan ditampung di *loading ramp* sebelum direbus pada alat perebus (*sterilizer*). TBS yang telah direbus kemudian dibawa ke mesin penebah untuk melepaskan buah dari tandan kelapa sawit. Buah yang telah terlepas dari tandan selanjutnya dibawa ke mesin pengaduk (*digester*) untuk mengalami proses pengadukan sehingga daging buah dapat dipisahkan dari biji sawit. Buah-buah yang telah diaduk dimasukkan ke dalam *screw conveyor* yang mendorongnya masuk ke dalam mesin penebah. Minyak mentah yang diperoleh dari hasil pengepresan terdiri

daripada campuran minyak, air dan zat padat bukan minyak (NOS). Oleh sebab itu, minyak tersebut perlu dimurnikan secara bertahap di stasiun pemurnian. Biji sawit yang terpisah dari daging buah pada proses pengadukan diolah lebih lanjut di stasiun inti sawit. Campuran ampas dan biji yang keluar dari mesin pengempa selanjutnya diproses di stasiun inti sawit untuk menghasilkan produk inti sawit dan limbah buangan berupa ampas dan tempurung.

Dalam proses pengolahan minyak sawit mentah dan inti sawit tersebut diperlukan perencanaan produksi yang baik untuk mengoptimalkan produksi minyak sawit dan inti sawit. Penelitian ini mengusulkan suatu pengembangan model optimasi produksi minyak sawit dan inti sawit yang dapat mencapai tujuan tersebut. Model optimasi produksi minyak sawit dan inti sawit yang dirancang merupakan model sistem pakar kabur yang digabungkan dengan model pemrograman multi objektif. Model sistem pakar kabur menggambarkan hubungan antara jumlah kehilangan minyak

sawit dan inti sawit dengan variabel-variabel proses yang mempengaruhinya. Model sistem pakar kabur ini digunakan untuk mengatasi permasalahan di dunia nyata yang seringkali tidak dapat dinyatakan dalam suatu model matematik atau model kuantitatif.

Model optimasi produksi minyak sawit mentah dan inti sawit dioptimumkan dengan metode *Random Direct Search*. Metode *Random Direct Search* yang dikembangkan oleh Luus dan Jakola (1973) adalah suatu metode optimasi berdasarkan pendekatan pencarian secara random. Metode *Random Direct Search* telah banyak diaplikasikan terutama pada industri-industri kimia.

Sistem Pakar Kabur

Model pengendalian kabur pertama kali dikembangkan oleh Mamdani dan Assilian untuk mengendalikan mesin uap secara otomatis (Mamdani dan Assilian, 1975). Sampai saat ini, sistem pakar kabur Mamdani telah banyak diaplikasikan dalam berbagai bidang. Sebagai contoh aplikasi sistem pakar kabur Mamdani untuk mengoptimumkan sistem pengendalian jaringan pipa gas alam (Sun et.al.,2000), pada proses injeksi molding dalam pembuatan polimer (Vagelatos et.al., 2001) dan sistem pengendalian kabur pada mesin penekanan hidrolik (Lee dan Koop, 2001). Selain itu, model pengendalian kabur berdasarkan sistem pakar kabur Mamdani juga dikembangkan oleh Lee *et al.* (2002) untuk mengendalikan mesin ekstruder kembar, serta oleh Sarfi dan Soho (2002) dalam mengoptimumkan sistem distribusi tenaga listrik. Model sistem pakar kabur Mamdani juga diaplikasikan oleh Peres *et al.* (1999) pada proses penghancuran logam, Rywotcyki (2003) untuk pengendalian proses penggorengan makanan dan Neuroth *et al.* (2000) dalam proses transportasi minyak dan gas.

Rancangan Model Sistem Pakar Kabur Input Model Sistem Pakar Kabur

Model sistem produksi minyak sawit dan inti sawit dirancang dengan menggunakan pendekatan sistem pakar kabur

Mamdani. Model sistem pakar kabur dikembangkan berdasarkan pengetahuan dan pengalaman para pakar dalam bidang minyak sawit dan berdasarkan kepada logika manusia yang sederhana dan mudah difahami.

Kehilangan minyak sawit terjadi di stasiun perebusan dan penebahan, stasiun pengadukan dan pengempaan, serta stasiun pemurnian. Kehilangan inti sawit terjadi di stasiun pengadukan dan pengempaan serta stasiun inti sawit. Dengan demikian, terdapat 4 (empat) sub model sistem pakar kabur yang dikembangkan, yaitu : model sistem pakar kabur pada stasiun perebusan dan penebahan, model sistem pakar kabur pada stasiun pengadukan dan pengempaan, model sistem pakar kabur pada stasiun pemurnian dan model sistem pakar kabur pada stasiun inti sawit. Berdasarkan kepada sistem inferensi Mamdani, terdapat 3 tahap pengembangan model, yaitu: fuzifikasi, sistem inferensi dan defuzifikasi (Jang et.al., 1997).

Fuzifikasi

Kehilangan minyak sawit di stasiun perebusan dan penebahan terdapat pada air limbah perebusan yang berupa air kondensat, tandan kosong dan di dalam buah ikut tandan. Hal ini dipengaruhi oleh beberapa variabel proses seperti persentase kadar buah mentah di dalam tandan buah segar (TBS), waktu perebusan dan tekanan uap.

Jika waktu perebusan dan tekanan uap meningkat, maka jumlah kehilangan minyak sawit di dalam air kondensat dan di dalam tandan kosong akan meningkat, tetapi jumlah kehilangan minyak sawit di dalam buah ikut tandan akan menurun (Institut Penyelidikan Kelapa Sawit Malaysia, 1985). Variabel masukan dan keluaran kabur pada stasiun perebusan dan penebahan dipaparkan pada Tabel 1.

Pada stasiun pengadukan dan pengempaan, tekanan mesin pengempa sangat mempengaruhi jumlah minyak sawit yang diproduksi. Apabila tekanan terlalu rendah, maka ampas masih mengandung kadar minyak sawit yang tinggi dan sebaliknya. Faktor-faktor lain yang juga berpengaruh terhadap kehilangan minyak sawit dan inti sawit di stasiun pengadukan

dan pengempaan adalah waktu dan suhu pengadukan.

Pada stasiun pemurnian, kehilangan minyak sawit disebabkan oleh beberapa variabel proses, antara lain suhu tangki pengendapan kontinu (CST), suhu dekanter dan kadar zat padat (minyak dan zat padat bukan minyak/NOS) di dalam minyak sawit mentah yang masuk ke dalam dekanter [20]. Kehilangan minyak sawit di stasiun pemurnian didapati juga di dalam limbah padat dari dekanter dan di dalam *effluent* pabrik minyak sawit. Variabel input kabur dan output kabur pada stasiun pengadukan dan pengempaan serta stasiun pemurnian dapat dilihat pada Tabel 2 dan Tabel 3.

Tabel 1
Variabel kabur pada stasiun perebusan dan penebahan

No.	Variabel kabur	Himpunan Kabur
1.	Variabel input kabur :	Rendah, Tinggi
	a. Persentase buah mentah di dalam tandan buah segar (X_{12})	
	b. Waktu perebusan (X_{22})	Kurang, Sedang, Lama
	c. Tekanan uap (X_{32})	Rendah, Sedang, Tinggi
2.	Variabel output kabur:	Rendah, Sedang, Tinggi
	a. Persentase kehilangan minyak sawit di dalam air kondensat (OW_{12})	
	b. Persentase kehilangan minyak sawit di dalam tandan kosong (OW_{13})	Rendah, Sedang, Tinggi
	c. Persentase kehilangan minyak sawit di dalam buah ikut tandan (OW_{23})	Rendah, Sedang, Tinggi

Tabel 2
Variabel kabur pada stasiun pengadukan dan pengempaan

No.	Variabel kabur	Himpunan Kabur
1.	Variabel input kabur :	
	a. Waktu pengadukan (X_{14})	Kurang, Sedang, Lama
	b. Suhu pengadukan (X_{24})	Rendah, Sedang, Tinggi
	c. Tekanan pengempa (X_{34})	Rendah, Sedang, Tinggi
2.	Variabel output kabur :	
	a. Persentase kehilangan minyak sawit di dalam ampas (OW_{14})	Rendah, Sedang, Tinggi
	b. Persentase kehilangan inti sawit di dalam hampas (KW_{14})	Rendah, Sedang, Tinggi

Menurut pengalaman dan pengetahuan pakar, variabel-variabel proses yang menjadi sumber utama kehilangan inti sawit pada stasiun inti sawit adalah kecepatan putaran pada *ripple mill* serta kecepatan hisapan udara pada kolom pemisah LTDS (*Light Tension Dry Separating*) I dan LTDS II. Variabel-variabel ini menyebabkan kehilangan inti sawit pada LTDS I dan II (lihat Tabel 4). Fungsi-fungsi keanggotaan kabur untuk setiap variabel input dan output kabur pada keempat stasiun tersebut dinyatakan dalam bentuk kurva segitiga dan trapesium. Bentuk kurva ini sederhana, mudah dikalkulasi dan sesuai untuk menggambarkan variabel-variabel proses produksi minyak sawit. Sebagai contoh, Gambar 1 memperlihatkan fungsi keanggotaan kabur dari variabel waktu perebusan (X_{22}).

Tabel 3
Variabel kabur pada stasiun pemurnian

No.	Variabel kabur	Himpunan Kabur
1.	Variabel input kabur :	
	a. Suhu CST (X_{15})	Rendah, Sedang, Tinggi
	b. Suhu dekanter (X_{25})	Rendah, Sedang, Tinggi
	c. % kadar minyak dan NOS di dalam minyak mentah yang masuk ke dalam dekanter (X_{35})	Rendah, Sedang, Tinggi
2.	Variabel output kabur :	
	a. % kehilangan minyak sawit di dalam effluent minyak sawit (OW_{15})	Rendah, Sedang, Tinggi
	b. % kehilangan minyak sawit di dalam limbah padat dekanter (OW_{25})	Rendah, Sedang, Tinggi

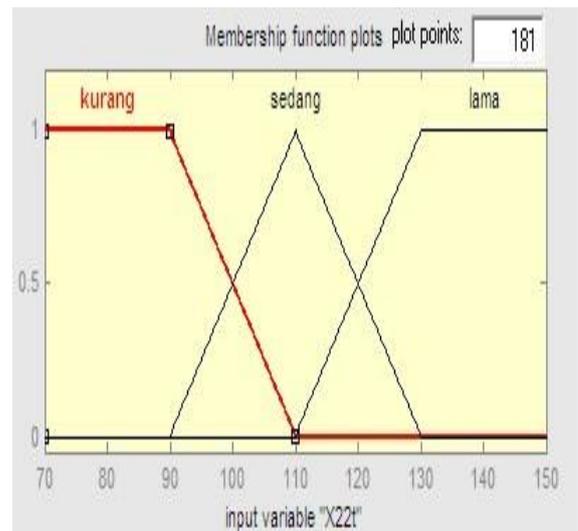
Tabel 4
Variabel kabur pada stasiun inti sawit

No.	Variabel kabur	Himpunan Kabur
1.	Variabel input kabur :	
	a. Kecepatan putaran ripple mill (X_{16})	Rendah, Sedang, Tinggi
	b. Kecepatan sedotan udara pada LTDS I (X_{26})	Rendah, Sedang, Tinggi
	c. Kecepatan sedotan udara pada LTDS II (X_{36})	Rendah, Sedang, Tinggi
2.	Variabel output kabur :	
	a. % kehilangan inti sawit di LTDS I & II (KW_{16})	Rendah, Sedang, Tinggi
	b. % kadar kotoran di dalam inti sawit (KK_6)	Rendah, Sedang, Tinggi

Mesin Inferensi

Berdasarkan pengetahuan dan pengalaman para pakar, aturan kabur jika-maka (*fuzzy if-then rules*) untuk masing-masing stasiun dirumuskan. Terdapat 18 aturan kabur pada stasiun perebusan dan penebahan, sebagai contoh :

Aturan 1 : Jika {persentase kadar buah mentah di dalam TBS tinggi} dan {waktu perebusan lama} dan {tekanan uap tinggi} maka {persentase kehilangan minyak sawit dalam air kondensat tinggi} dan {persentase kehilangan minyak sawit di dalam tandan kosong tinggi} dan {persentase buah ikut tandan rendah}.



Gambar 1
Fungsi keanggotaan kabur dari waktu perebusan (X_{22})

Pada stasiun pengadukan dan pengempaan terdapat 27 aturan kabur jika-maka yang dirumuskan, sebagai contoh:

Aturan 1 : Jika {waktu pengadukan lama} dan {suhu pengadukan tinggi} dan {tekanan pengempa tinggi} Maka {persentase kehilangan minyak sawit dalam ampas rendah} dan {persentase kehilangan inti sawit dalam ampas tinggi}.

Pada stasiun pemurnian juga terdapat 27 aturan kabur jika-maka yang dirumuskan, sebagai contoh:

Aturan 1 : Jika {suhu CST tinggi} dan {suhu dekanter tinggi} dan {kadar minyak dan zat padat bukan minyak di dalam minyak mentah yang masuk ke dalam

dekanter tinggi} maka {persentase kehilangan minyak sawit di dalam effluent pabrik minyak sawit tinggi} dan {persentase kehilangan minyak sawit di dalam limbah padat dekanter tinggi}.

Pada stasiun inti sawit, 27 aturan kabur jika-maka juga dirumuskan, sebagai contoh :

Aturan 1 : Jika {kecepatan putaran ripple mill tinggi} dan {kecepatan hisapan udara pada LTDS I tinggi} dan {kecepatan hisapan udara pada LTDS II tinggi} maka {persentase kehilangan inti sawit pada LTDS I dan II tinggi} dan {kadar kotoran di dalam inti sawit rendah}.

Defuzifikasi

Penelitian ini menggunakan metode defuzifikasi pusat gravitasi (COG) melalui pendekatan dengan mencari nilai momen (titik pusat gravitasi) dari setiap kurva agregat variabel output kabur secara geometrik. Kurva agregat variabel output kabur dipecah menjadi beberapa kurva segitiga dan segiempat, dan nilai momen masing-masing kurva kemudian dihitung. Penjumlahan nilai momen ini untuk suatu himpunan kabur kemudian dikalikan dengan nilai bobot, yaitu nilai derajat keanggotaan (μ) dikalikan dengan besarnya rentang pada masing-masing himpunan kabur. Dengan demikian, jika variabel output kabur OW_{ij} mempunyai k himpunan kabur dan setiap kurva himpunan kabur dapat dibagi menjadi i buah kurva segitiga dan segiempat, maka nilai OW_{ij} aktual berdasarkan pendekatan metode pusat gravitasi yang diusulkan adalah sebagai berikut :

$$\text{Nilai } OW_{ij} = \frac{\sum_k (\sum_i \text{nilai momen kurva}_i)_k * \text{bobot}_k}{\sum_k \text{bobot}_k}$$

(1)

dimana,

$\text{bobot}_k = \mu_{OW_{ij}} * \text{rentang } OW_{ij} \text{ pada himpunan kabur ke-k.}$

Berdasarkan rumus pendekatan ini, model sistem pakar kabur dapat dikembangkan menggunakan *Microsoft®Excel 2002* dan digabungkan dengan model pemrograman multi objektif kabur. Hasil perhitungan dengan metode pendekatan COG ini mendekati nilai perhitungan dengan metode COG yang sebenarnya.

Model Optimasi Produksi Minyak Sawit Mentah dan Inti Sawit

Model optimasi produksi minyak sawit mentah dan inti sawit yang dikembangkan adalah untuk mencapai 4 (empat) objektif, yaitu: memaksimalkan pendapatan, meminimumkan biaya produksi, meminimumkan kehilangan minyak sawit dan meminimumkan kehilangan inti sawit. Pencapaian tujuan-tujuan tersebut memiliki kendala ketersediaan sumber daya, seperti: ketersediaan bahan mentah TBS, keseimbangan bahan, keseimbangan persediaan, kapasitas dan waktu produksi tersedia, kapasitas penyimpanan, ketersediaan uap, listrik dan air, serta ketersediaan jam kerja, serta jumlah maksimum kehilangan minyak dan inti sawit yang diperbolehkan. Model optimasi produksi minyak sawit dan inti sawit ini adalah sebagai berikut:

Model Optimasi Produksi Minyak Sawit dan Inti Sawit :

Fungsi tujuan :

1. Maks : $Z_1 =$ total penerimaan

$$= \sum_t pcpo Q_t^{CPO} + \sum_t pkl Q_t^{KL}$$

2. Min : $Z_2 =$ total biaya produksi

$$= \sum_t ctbs TBS_t^0 + \sum_t ttbs TBS_t^{in} +$$

$$\sum_t cem TBS_t^0 + \sum_t cal TBS_t^0 +$$

$$\sum_t cmh MH_t + \sum_t cel AMP_t +$$

$$\sum_t cair AIR_t + \sum_t cmtn TBS_t^0 +$$

$$\sum_t cinv1 I_t^{CPO} + \sum_t cinv2 I_t^{KL} +$$

$$cins t + \sum_t cadm TBS_t^0$$

3. Min : Z_3 = jumlah kehilangan minyak sawit

$$= \sum_i \sum_j \sum_t OW_{ij} W_{ijt}$$

4. Min : Z_4 = jumlah kehilangan inti sawit

$$= \sum_i \sum_j \sum_t KW_{ij} W_{ijt}$$

Terhadap :

1. Pasokan bahan mentah TBS:

- Keseimbangan bahan mentah TBS.

$$TBS_t^{in} + TBS_{t-1}^s - TBS_t^0 = TBS_t^s \quad (1a)$$

- Jumlah TBS yang diolah dibatasi oleh jumlah TBS yang masuk dan jumlah sisa TBS di *loading ramp* dari hari sebelumnya.

$$TBS_t^0 \leq TBS_{t-1}^s + TBS_t^{in} \quad (1b)$$

2. Laju konversi TBS menjadi produk antara i pada stasiun j:

$$P_{ijt} = \beta_{ij} TBS_t^0 \quad (2)$$

3. Keseimbangan bahan pada masing-masing stasiun pengolahan:

$$P_{ij-t} - \sum W_{ijt} = P_{ijt} \quad (3a)$$

$$Q_t^{CPO} = P_{15t} - \sum \sum OW_{ij} W_{ijt} \quad (3b)$$

$$Q_t^{KL} = P_{16t} - \sum \sum KW_{ij} W_{ijt} \quad (3c)$$

4. Keseimbangan persediaan minyak sawit dan inti sawit:

$$I_t^{CPO} = I_{t-1}^{CPO} + Q_t^{CPO} - D_t^{CPO} \quad (4a)$$

$$I_t^{KL} = I_{t-1}^{KL} + Q_t^{KL} - D_t^{KL} \quad (4b)$$

5. Kapasitas dan lama produksi:

$$TBS_t^0 \leq CAP^{av} \quad (5a)$$

$$T_t = \frac{TBS_t^0}{r_t} \quad (5b)$$

$$T_t \leq T^{\max} \quad (5c)$$

6. Kapasitas tangki dan gudang penyimpanan:

$$Q_t^{CPO} \leq STCPO^{\max} \quad (6a-b)$$

$$Q_t^{KL} \leq STKL^{\max}$$

7. Batas maksimum kehilangan minyak sawit dan inti sawit di dalam limbah sawit:

- Batas kehilangan minyak sawit

$$OW_{ij} \leq \rho_{ij}^{\max} \quad (7a)$$

- Batas kehilangan inti sawit

$$KW_{ij} \leq kl_{ij}^{\max} \quad (7b)$$

- Kadar kotoran dalam inti sawit

$$KK_6 \leq KK^{\max} \quad (7c)$$

8. Kebutuhan uap, listrik dan air bersih:

a. Uap

- Jumlah penggunaan uap dan kapasitas uap tersedia

$$STIM_t \leq STIM_t^{av} T_t \quad (8a)$$

$$STIM_t = \sum_j st_j TBS_t^0 \quad (8b)$$

- Nilai kalori pembakaran tempurung dan ampas harus mencukupi kebutuhan kalori pembakaran boiler untuk memproduksi uap.

$$\left(W_{14t} cal^{fb} + W_{16t} cal^{sh} \right) \text{eff} \geq STIM_t cal^{st}$$

(8c)

b. Listrik

- Kebutuhan dan kapasitas listrik

$$\frac{AMP_t}{T_t} \leq AMP^{av} \quad (8d)$$

$$AMP_t = \sum_j amp_j TBS_t^0 \quad (8e)$$

- Uap yang diproduksi boiler harus mencukupi keperluan tenaga listrik untuk semua stasiun.

$$AMP_t st^{el} \leq STIM^{av} \quad (8f)$$

b. Air

- Penggunaan air dan kapasitas air bersih yang tersedia

$$AIR_t \leq AIR_t^{av} \quad (8g)$$

$$AIR_t = \sum_j air_j TBS_t^0 \quad (8h)$$

9. Kebutuhan jam kerja:

$$MH_t \leq MH_t^{av} \quad (9a)$$

$$MH_t = \sum_j mh_j T_t \quad (9b)$$

10. Batas bawah dari setiap variabel keputusan:

$$TBS_t^o, TBS_t^s, I^{CPO}_t, I^{KL}_t, OW_{ij}, KW_{ij} \geq 0 \quad (10)$$

, dan OW_{12} , OW_{13} , dan OW_{23} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun perebusan dan penebahan. OW_{14} dan KW_{14} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun pengadukan dan pengempaan. OW_{15} dan OW_{25} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun pemurnian. KW_{16} dan KK_6 dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun inti sawit.

Model optimasi produksi minyak sawit mentah dan inti sawit ini merupakan gabungan antara model pemrograman multi objektif dengan model sistem pakar kabur kehilangan minyak sawit dan inti sawit. Keterkaitan antara kedua model dinyatakan pada fungsi tujuan ketiga dan fungsi tujuan keempat, yaitu meminimumkan kehilangan minyak sawit dan inti sawit. Persentase kehilangan minyak sawit dan inti sawit ini (OW_{12} , OW_{13} , OW_{23} , OW_{14} , KW_{14} , OW_{15} , OW_{25} dan KW_{16}) dihitung berdasarkan model kualitatif sistem pakar kabur.

Model kemudian dikonversi menjadi model pemrograman satu objektif dengan memberikan bobot kepada setiap fungsi tujuan (Cohon, 1978). Dengan demikian, model di atas yang mempunyai 4 fungsi tujuan dengan metode pembobotan (*weighting method*) menjadi sebagai berikut :

$$\text{Maks : } Z_{wm} = w_1 Z_1 + w_2 Z_2 + w_3 Z_3 + w_4 Z_4$$

Terhadap :

Fungsi-fungsi kendala 1 – 10,

dan OW_{12} , OW_{13} , dan OW_{23} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun perebusan dan peleraian. OW_{14} dan KW_{14} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun pengadukan dan

pengempaan. OW_{15} dan OW_{25} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun pemurnian. KW_{16} dan KK_6 dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun inti sawit.

Z_{wm} pada model di atas dapat didefinisikan sebagai nilai daripada total penerimaan dikurangi dengan total biaya produksi, biaya kehilangan minyak sawit dan biaya kehilangan inti sawit. Dengan demikian, pembobotan Z_{wm} menjadi sebagai berikut :

$$\text{Maks : } Z_{wm} = Z_1 - Z_2 - pcpo * Z_3 - pkl * Z_4$$

Terhadap :

Fungsi-fungsi kendala 1 – 10,

dan OW_{12} , OW_{13} , dan OW_{23} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun perebusan dan penebahan. OW_{14} dan KW_{14} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun pengadukan dan pengempaan. OW_{15} dan OW_{25} dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun pemurnian. KW_{16} dan KK_6 dihasilkan dari model sistem pakar kabur pada stasiun inti sawit.

Optimasi Model Dengan Metode Random Direct Search

Model diverifikasi menggunakan data parameter proses produksi minyak sawit dan inti sawit dari dua pabrik minyak sawit, yaitu PT.Perkebunan Nusantara VII (PTPN VII) and PT. Mitra Ogan yang berlokasi di propinsi Sumatera Selatan. Model dioptimasi menggunakan metode *Random Direct Search* (Luus and Jaakola,1973) yang dimodifikasi dengan menambahkan penalti kepada fungsi tujuan. Fungsi tujuan (*fitness*) adalah memaksimalkan Z_{wm} dengan memberikan penalti kepada fungsi-fungsi kendala yang dihitung berdasarkan metode penalti Homaifar, Qi dan Lai (Gen dan Cheng, 1997) sebagai berikut :

$$\text{Max : fitness} = Z_{wm} - p(x)$$

dimana $p(x)$ adalah nilai penalti yang dirumuskan sebagai: $\sum r_i (g_i(x) - b_i)^2$.

Metode *Random Direct Search* yang dimodifikasi adalah dengan memaksimalkan Z_{wm} dikurangi dengan

besarnya penalti yang dihitung dari rumus penalti di atas. Dengan pemberian penalti tersebut, pencarian nilai-nilai optimum yang dapat memenuhi semua fungsi-fungsi kendala dapat dilakukan secara optimal.

Algoritma pencarian secara sistematis untuk setiap variabel keputusan x_i dengan metode *Random Direct Search* dilakukan berdasarkan rumus sebagai berikut:

$$x_i^{(j)} = x_i^{*(j-1)} + y_{ki} v_i^{(j-1)},$$

dimana :

$x_i^{(j)}$: nilai variabel ke-i pada iterasi ke-j

y_{ki} : bilangan random antara -0.5 dan +0.5.

$v_i^{(j-1)}$: rentang nilai variabel ke-i pada iterasi sebelumnya.

j : iterasi ke-j

Selama pencarian, rentang variabel v_i secara sistematis akan dikurangi dengan suatu nilai konstanta ϵ :

$$v_i^{(j)} = (1 - \epsilon) v_i^{(j-1)}, \quad 0 < \epsilon < 1.$$

Dengan memvariasikan nilai ϵ dan koefisien penalti r_i , nilai optimum Z_{wm}^* dapat diperoleh. Algoritma metode *Random Direct Search* ini diprogram dengan menggunakan *Mirosoft Visual Basic Editor* yang ada di dalam *MS Excel*.

Berdasarkan metode *Random Direct Search* didapatkan nilai optimum Z_{wm} adalah 7,396,092 rupiah untuk PTPN VII. Pada nilai Z_{wm} tersebut, didapatkan penerimaan optimum sebesar 2,706,763,380 rupiah, total biaya minimum sebesar 2,553,235,316 rupiah, jumlah kehilangan minyak sawit minimum sebesar 40,678.98 kg dan jumlah kehilangan inti sawit minimum sebesar 16,104.49 kg. Untuk pabrik minyak sawit PT. Mitra Ogan nilai Z_{wm} optimum adalah sebesar 334,676,670 rupiah, dengan nilai penerimaan optimum sebesar 2,825,539,874 rupiah, total biaya produksi optimum 2,326,715,601 rupiah, jumlah kehilangan minyak sawit minimum sebesar 42,783.35 kg dan jumlah kehilangan inti sawit optimum sebesar 21,270.61 kg, dapat dilihat pada Tabel 5.

Hasil optimum tersebut dicapai pada kondisi variabel-variabel proses yang optimum. Sebagai contoh, pada pabrik minyak sawit PTPN VII nilai optimum variabel-variabel proses yang diperoleh adalah sebagai berikut: lama perebusan 110

menit, tekanan uap 2.9 kg/cm², lama pengadukan 24.4 menit, suhu pengadukan 98.7 °C, tekanan mesin pengempa 37.3 ampere, suhu tangki CST 95.1 °C, suhu decanter 97.0 °C, kadar minyak dan NOS dalam minyak mentah yang masuk ke dekanter 55 %, kecepatan putaran *ripple mill* 1950 rpm, kecepatan sedotan udara pada LTDS I dan LTDS II sebesar 9.8 m/s dan 13.7 m/s.

Tabel 5.

Nilai optimum yang diperoleh dengan Metode *Random Direct Search*

No.	Nilai Fungsi Tujuan	Direct Random Search
1.	<i>PTPN VII :</i>	
	Z_{wm}^* (Rp.)	7,396,092
	Z_1^* (Rp.)	2,706,763,380
	Z_2^* (Rp.)	2,553,235,316
	Z_3^* (kg)	40,678.98
	Z_4^* (kg)	16,104.49
2.	<i>PT. Mitra Ogan:</i>	
	Z_{wm}^* (Rp.)	334,676,670
	Z_1^* (Rp.)	2,825,539,874
	Z_2^* (Rp.)	2,326,715,601
	Z_3^* (kg)	42,783.35
	Z_4^* (kg)	21,270.61

Pada pabrik minyak sawit PT. Mitra Ogan, nilai variabel-variabel proses optimum yang diperoleh adalah sebagai berikut: lama perebusan 110 menit, tekanan uap 2.9 kg/cm², lama pengadukan 22.1 menit, suhu pengadukan 91.8 °C, tekanan mesin pengempa 35.2 ampere, suhu tangki CST 85.7 °C, suhu *sludge separator* 99.8 °C, kadar minyak dan NOS dalam CST 55.0 %, kecepatan putaran *ripple mill* 1950 rpm, kecepatan sedotan udara pada LTDS I sebesar 9.7 m/s dan kecepatan sedotan udara pada LTDS II sebesar 13.8 m/s.

Kesimpulan

Metode sistem pakar kabur yang digabungkan dengan metode *Random Direct Search* dapat digunakan untuk memecahkan masalah optimasi yang kompleks seperti dalam proses produksi minyak sawit mentah dan inti sawit. Model yang dikembangkan dengan penggabungan kedua metode tersebut dapat memaksimalkan pendapatan,

meminimumkan biaya produksi serta meminimumkan kehilangan minyak sawit dan inti sawit selama proses produksi. Model yang dikembangkan juga menghasilkan luaran-luaran variabel proses optimum untuk setiap stasiun pemrosesan.

Daftar Pustaka

- Cohon, J.L. 1978. *Multiobjective Programming and Planning*. New York: Academic Press.
- Institut Penyelidikan Minyak Kelapa Sawit Malaysia. 1985. *Palm Oil Factory Process Handbook*. Kuala Lumpur: Institut Penyelidikan Kelapa Sawit Malaysia.
- Jang, J.R., C.T. Sun and E. Mizutani. 1997. *Neuro Fuzzy and Soft Computing*. New York: Prentice Hall, Inc.
- Lee, S.J., C.G. Hong, T.S. Han, J.Y. Kang dan Y.A. Kwon. 2002. Application of Fuzzy Control to Start Up of Twin Screw Extruder. *Food Control*. 13(4-5): 301-306.
- Lee, Y. H. dan R. Kopp. 2001. Application of Fuzzy Control for a Hydraulic Forging Machine. *Fuzzy Sets and Systems*. 118(1): 99-108.
- Mamdani, E.H. dan S. Assilian. 1975. An Experiment in Linguistic Synthesis with a Fuzzy Logic Controller. *Man Machine Studies*. 7(1): 1-13.
- Naibaho, P.M. 1998. *Teknologi Pengolahan Kelapa Sawit*. Medan: Pusat Penelitian Kelapa Sawit Medan.
- Neuroth, M., P. McConnell, F. Stronach dan P. Vamplew. 2000. Improved Modeling and Control of Oil and Gas Transport Facility Operations Using Artificial and Intelligence. *Knowledge Based Systems*. 13(2-3): 81-92.
- Peres, C.R., R.E.H. Guerra, R.H.H.A. Alique dan S. Ros. 1999. Fuzzy Model and Hierarchical Fuzzy Control Integration: An Approach for Milling Process Optimization. *Computers in Industry*. 39(3): 199-207.
- Rywotycki, R. 2003. Food Frying Process Control System. *Journal of Food Engineering*. 59(4): 339-342.
- Sarfi, R.J. dan A.M.G. Solo. 2002. Network Radiality, Parameter and Performance Heuristics in Optimization of Power Distribution System Operations Part 2 : Fuzzification of Rule Base. *Electrical Power and Energy Systems*. 24(8): 683-692.
- Sun, C.K., V. Uraikul, C.W. Chan dan P. Tontiwachwuthikul. 2000. An Integrated Expert System/Operation Research Approach for the Optimization of Natural Gas Pipeline Operations. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*. 13: 465-475.
- Vagelatos, G.A., G.G. Rigatos dan S.G. Tzafestas. 2001. Incremental Fuzzy Supervisory Controller Design for Optimizing the Injection Molding Process. *Expert Systems with Applications*. 20: 207-216.