

DESAIN MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) PADA SHELL HEAVY OIL FRACTIONATOR (SHOF)

Scenda Bernados Purba^{*)}, Aris Triwiyatno^{*)}, and Budi Setiyono^{*)}

Jurusan Teknik Elektro, Universitas Diponegoro Semarang
Jl. Prof. Sudharto, SH, Kampus UNDIP Tembalang, Semarang 50275, Indonesia

^{*)}E-mail: sbpurba@outlook.com, aristriwiyatno@yahoo.com, budisty@gmail.com

Abstrak

Teknologi *model predictive control* (MPC) telah banyak diterapkan dalam industri perminyakan dan petrokimia serta mulai menarik perhatian dari industri proses lainnya. Sebuah desain MPC diusulkan untuk masalah kontrol proses multivariabel pada *shell heavy oil fractionator* (SHOF) dengan kendala (*constraint*). Kemampuan MPC dalam menangani berbagai macam *constraint* serta gangguan-gangguan diuji melalui *plant* SHOF yang memiliki *deadtime* proses yang cukup besar. Pada studi ini skema kontrol MPC memanfaatkan beberapa model linier untuk mencakup rentang yang lebih luas dari kondisi operasi. Model yang digunakan disesuaikan dengan kondisi operasi. Kasus kontrol *regulator* serta penanganan *constraint* dari proses SHOF telah diperiksa. Perbandingan dibuat dengan kontroler konvensional PID pada kondisi *plant* yang sama. Hasil dari keseluruhan pengujian mengkonfirmasi potensi dari desain MPC yang diusulkan. Desain MPC mampu menangani seluruh *constraint* serta gangguan terukur maupun gangguan tak terukur. Lain hal dengan pembandingnya, skema PID menunjukkan unjuk kerja yang jauh lebih buruk dari desain MPC yang diusulkan.

Kata kunci: MPC, Model, Predictive, SHOF

Abstract

Model predictive control (MPC) technology has been widely applied in refinery and petrochemical industries and it is beginning to attract interest from other process industries. A model predictive control design is proposed for multivariable process control in shell heavy oil fractionator (SHOF) with constraint. MPC capability in handling various kinds of constraints and disturbances were tested through the SHOF plant, which has a dead time process significantly. In this study, MPC control scheme utilizing multiple linear models for covers a wider range of operating conditions. The model is used according to the conditions of operation. Case regulator control and constraint handling of the SHOF been examined. Comparisons are made with conventional PID control on the same plant conditions. The result of all test confirm the potential of proposed MPC design. MPC design capable of handling all the constraints as well as measurable disturbances and immeasurable disturbances. Another thing with the comparison, PID scheme shows a performance far worse than the proposed MPC design.

Keywords: MPC, Model, Predictive, SHOF

1. Pendahuluan

Predictive control merupakan salah satu metode kontrol yang secara luas dikembangkan dan digunakan di industri, terutama pada kontrol proses dimana terdapat kendala, multivariabel dan ketidakpastian. Implementasi dari algoritma ini telah banyak diimplementasikan dalam aplikasi-aplikasi di dunia industri [1].

Algoritma MPC yang paling terkenal dan banyak digunakan pada industri proses kimia hingga saat ini adalah *dynamic matrix control* (DMC) [2]. Selama satu dekade terakhir, DMC telah diimplementasikan pada

cakupan yang lebih luas pada penerapan proses industri. Sebagian besar daya tarik DMC dalam industri berasal dari penggunaan model proses finite step response dan kinerja dari sebuah fungsi objektif kuadrat yang sederhana [3]. Fungsi objektif diminimalkan melalui prediksi *horizon* untuk menghitung pergerakan output pengendali yang optimal.

Secara umum pengendali MPC memiliki parameter-parameter tertentu untuk mencapai kinerja yang optimal. Parameter-parameter tersebut adalah waktu cuplik (T), prediksi *horizon* (P), model *horizon* (N), *control horizon* (M), *controlled variable weights* (γ_s^2), dan koefisien *move suppression* (λ_s^2). Hingga saat ini, *trial-and-error*

telah dilakukan untuk menemukan solusi pengendalian menggunakan MPC hingga Shridhar dan Cooper mengusulkan strategi tuning untuk SISO dan multivariabel MPC tanpa kendala [4]. Dougherty dan Cooper (2003) mengusulkan strategi tuning non-adaptive DMC berdasarkan pada semua model FOPDT dalam sistem [4].

Metode dekopling telah dilakukan untuk menghilangkan saling keterkaitan antara pengendalian variabel satu dengan yang lainnya pada sistem multivariabel proses kolom distilasi jenis SHOF. Jusagemal (2011) menggunakan kontrol PID dengan metode kontrol PI, *tuning Chien Regulator 1*, serta *tuning minimum IAE-Murill Regulator*, sedangkan Meilia (2012) mengimplementasikan kombinasi antara algoritma genetika dan FLC (*genetic-fuzzy controller*) pada pengontrolan proses SHOF [4][5]. Pengontrolan menggunakan PID menunjukan kinerja yang lebih baik daripada menggunakan FLC [5].

Dalam penelitian ini, sistem kontrol dirancang dengan kontrol prediktif berbasis model (MPC). Proses pada kolom distilasi jenis SHOF digunakan untuk mengkaji kemampuan dari strategi MPC dalam pengontrolan proses multivariabel untuk meregulasi variabel proses, menangani kendala (*constraint*), menolak gangguan, dan memenuhi tujuan ekonomi dengan adanya waktu mati (*dead time*) yang panjang, kendala berlipat, serta campuran tanggapan cepat dan lambat.

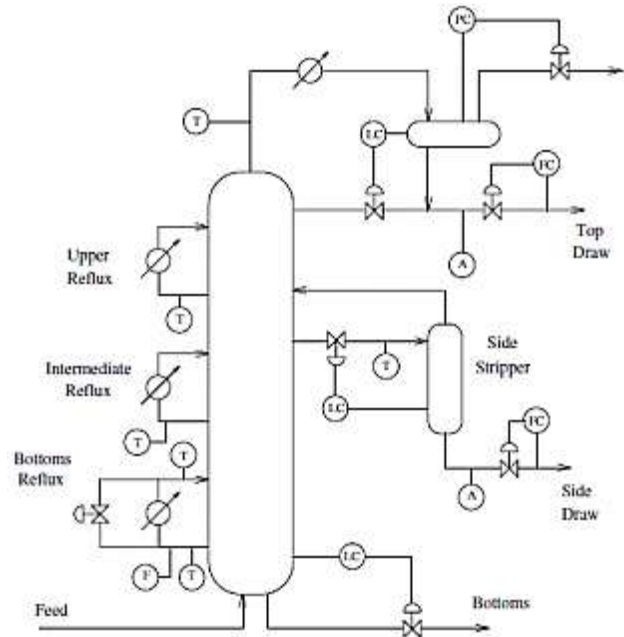
2. Metode

2.1. Shell Heavy Oil Fractionator

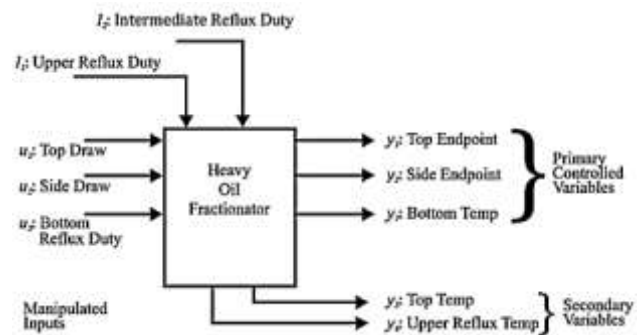
Pada tahun 1987, dalam “*ShellProcessControlWorkshop*”, Prett dan Morari mengusulkan sebuah masalah pengendalian umum yang dikenal dengan *Shell Heavy Oil Fractionator* [7]. Sebagaimana didefinisikan oleh Prett dan Morari, SHOF ini merupakan model linear yang tidak mewakili sebuah proses, yang nyata ada, tetapi dirancang untuk menunjukkan fitur rekayasa kontrol paling signifikan yang dihadapi pada fraksinasi minyak yang nyata [8].

2.1.1. Deskripsi Proses SHOF

Gambar 1. menunjukan skema dari SHOF serta instrumentasi terkait. *Feed vapor* masuk pada bagian bawah kolom dan tiga macam produk keluar/ meninggalkan kolom. Energi panas (*heat*) diperoleh dari kolom melalui tiga buah sirkulasi *reflux*. Sirkulasi *reflux* atas dan tengah berperan sebagai gangguan, sedangkan sirkulasi *reflux* bagian bawah (digunakan untuk membuat uap) bertindak sebagai variabel yang dapat dimanipulasi. Tujuan ekonomi dari SHOF ini yaitu memaksimalkan pembuatan uap pada *refluxboiler* bagian bawah, disamping mempertahankan spesifikasi kualitas produk.



Gambar1. *HeavyOilFractionator*[9]



Gambar2. Diagram skematik *HeavyOilFractionator*[7]

Gambar 2 menunjukkan diagram skematik dari proses SHOF. Dalam penelitian ini variabel sekunder (*measured output*) diabaikan. *Endpoint* merupakan tahap pengukuran kuantitatif perubahan fisik dalam larutan yang ditentukan oleh indikator atau instrumen yang digunakan [10]. Pengukuran volume (*topdraw* dan *sidedraw*) serta laju perubahan temperatur menentukan kuantitas dari *Endpoint*. Tabel 1 menjelaskan pengukuran dari variabel-variabel terkait.

Keseluruhan variabel-variabel direpresentasikan oleh variabel skalar pada setiap kasus [8]. Artinya seluruh variabel direpresentasikan pada *units* satuan skalar.

Table 1. Pengukuran variabel-variabel pada SHOF

| Variabel | Instrumentasi | | |
|--------------------|--------------------|--------|--------------|
| | Keterangan | Simbol | Ukuran |
| Top Draw | Laju aliran atas | FT | Debit fluida |
| Side Draw | Laju aliran tengah | FT | Debit fluida |
| Bottom Reflux Duty | Reflux duty bawah | QT | Duty |

| | | | |
|--------------------------|--------------------|----|----------|
| Intermediate Reflux Duty | Reflux duty tengah | QT | Duty |
| Upper Reflux Duty | Reflux duty atas | QT | Duty |
| Top Endpoint | Tahap pengukuran | A* | Analisis |
| Side Endpoint | Tahap pengukuran | A* | Analisis |
| Bottom Reflux Temp | Temperatur reflux | TT | Temp |

- FT : Flow Transmit
 TT : Temperature Transmit
 A : Analyzer, instrumen analisis kuantitatif
 Endpoint(konduktivitas, titrimetri thermometric)[11]
 * : Literatur lain memberikan simbol CT, conductivity transmit [7]
 QT : Quantity Transmit, pengukuran reflux duty.
 Duty : Ukuran efektifitas perpindahan panas (Heat Transfer), didapatkan dari ukuran laju aliran, temperatur serta koefisien perpindahan panas.

2.1.2. Model Proses SHOF

Dalam penelitian ini, model proses SHOF menggunakan model berdasarkan penelitian terdahulu [12][13].

Table 2. Fungsi Alih dari Input Kontrol terhadap Output [12]

| | TOP DRAW u_1 | SIDE DRAW u_2 | BOTTOMS REFLUX DUTY u_3 |
|------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| TOP END POINT y_1 | $K = 4,05$ $T = 50$ $L = 27$ | $K = 1,77$ $T = 60$ $L = 28$ | $K = 5,88$ $T = 50$ $L = 27$ |
| SIDE END POINT y_2 | $K = 5,39$ $T = 50$ $L = 18$ | $K = 5,72$ $T = 60$ $L = 14$ | $K = 6,90$ $T = 40$ $L = 15$ |
| BOTTOMS REFLUX TEMP y_3 | $K = 4,38$ $T = 33$ $L = 20$ | $K = 4,42$ $T = 44$ $L = 22$ | $K = 7,20$ $T = 19$ $L = 0$ |

Table 2. Fungsi Alih dari Input Gangguan terhadap Output [12]

| | INTER. REFLUX DUTY d_m | UPPER REFLUX DUTY d_{um} |
|------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| TOP END POINT y_1 | $K = 1,20$ $T = 45$ $L = 27$ | $K = 1,44$ $T = 40$ $L = 27$ |
| SIDE END POINT y_2 | $K = 1,52$ $T = 25$ $L = 15$ | $K = 1,83$ $T = 20$ $L = 15$ |
| BOTTOMS REFLUX TEMP y_3 | $K = 1,14$ $T = 27$ $L = 0$ | $K = 1,26$ $T = 32$ $L = 0$ |

Tabel 2. menunjukkan data nominal fungsi alih FOPDT (first order plus dead time) dari input kontrol terhadap output, sedangkan Tabel 3 menunjukkan fungsi alih dari input gangguan terhadap output. Satuan waktu untuk waktu tunda L dan konstanta waktu proses T adalah dalam menit. Sehingga matriks fungsi alih proses dapat ditunjukkan pada persamaan 1.

$$\begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \\ y_3(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 4,05e^{-27s} & 1,77e^{-28s} & 5,88e^{-27s} \\ 50s+1 & 60s+1 & 50s+1 \\ 5,39e^{-18s} & 5,72e^{-14s} & 6,90e^{-15s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \\ u_3(s) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1,20e^{-27s} & 1,44e^{-27s} \\ 45s+1 & 40s+1 \\ 1,52e^{-15s} & 1,83e^{-15s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} d_m(s) \\ d_{um}(s) \end{bmatrix} \tag{1}$$

2.1.3. Tujuan kontrol dan Tujuan Ekonomi

Tujuan kontrol dari proses SHOF yaitu[7]:

1. Menjaga y_1 pada $0,0 \pm 0,005$ pada keadaan steady
2. Menjaga y_2 pada $0,0 \pm 0,005$ pada keadaan steady
3. Menolak masukan gangguan pada d_u dan d_{um} dimana dapat bervariasi antara $-0,5$ dan $0,5$

sedangkan tujuan ekonomi dari proses SHOF yaitu memaksimalkan uap (steam) pada generator uap (memaksimalkan heatremoval) pada sirkulasi reflux bagian bawah u_3 . Memaksimalkan uap dilakukan dengan membuat u_3 sekecil mungkin[7][8].

2.1.4. Kontrol Constraint

Kendala-kendala (constraint) yang dimiliki SHOF yaitu[7][8]:

1. Aliran atas dan aliran tengah memiliki batas atas dan batas bawah (hard bounds) :
 $-0,5 \leq u_1 \leq 0,5$
 $-0,5 \leq u_2 \leq 0,5$
2. Reflux duty bawah memiliki batas :
 $-0,5 \leq u_3 \leq 0,5$
3. Batas maksimum perubahan pada u_1 dan u_2 adalah 0,25 tiap waktu cuplik
4. y_1 dan y_2 harus dikontrol antara $-0,5$ dan $0,5$ selama terjadi gangguan
5. y_3 memiliki nilai minimum yaitu $-0,5$

2.2. Metode Kontrol Model Predictive Control (MPC)

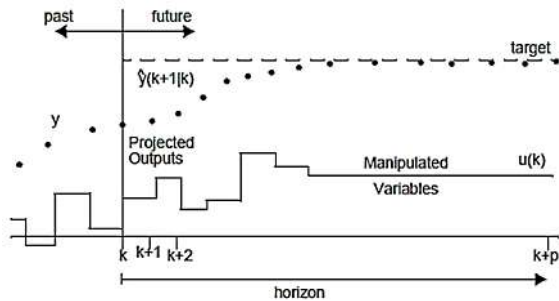
Pada prinsipnya, untuk memecahkan permasalahan pada MPC dapat diperoleh dengan mengacu pada Gambar 3.

Untuk setiap set yang diasumsikan pergerakan kontrol sekarang dan yang akan datang $\Delta u(k), \Delta u(k+1), \dots, \Delta u(k+M-1)$ perilaku yang akan datang dari keluaran proses $y(k+1|k), y(k+2|k), \dots, y(k+P|k)$ dapat diprediksi melalui sebuah horizon P. Pergerakan kontrol Msaat ini dan yang akan datang ($M \leq P$) dihitung untuk meminimasi sebuah fungsi tujuan kuadratik,

$$\min_{\Delta u(k) \dots \Delta u(k+M-1)} \sum_{l=1}^P \|\Gamma_l^y ([y(k+l|k) - r(k+l)]^2 + \sum_{l=1}^M \|\Gamma_l^u [\Delta u(k+l-1)]^2 \tag{2}$$

Γ_l^y dan Γ_l^u disini merupakan matriks pembobot untuk menghukum (penalizing) komponen-komponen khusus

dari y dan u pada interval waktu tertentu yang akan datang. $r(k+l)$ merupakan nilai vektor dari referensi yang akan datang (*setpoints*).



Gambar3. Prinsip prediksi pada MPC [14]

Meskipun pergerakan kontrol M telah di hitung, tetapi hanya yang pertama saja yang akan di implementasikan ($\Delta u(k)$). Pada interval waktu cuplik berikutnya, nilai baru dari keluaran telah didapatkan, *control horizon* digeser satu langkah ke depan, dan perhitungan yang sama diulang. Konsep kendali ini disebut sebagai “*moving horizon*” atau “*receding horizon*”.

2.2.1. Model dan Parameter MPC

Sistem *loop* terbuka dimodelkan dengan Persamaan 3.

$$y = Gu + G_d d \tag{3}$$

dimana

$$u = [u_1 u_2 u_3]^T \quad y = [y_1 y_2 y_3]^T \quad d = [d_m d_{um}]^T \tag{4}$$

G merupakan model *plant* dan G_d merupakan model gangguan.

Nilai parameter MPC yang digunakan pada kasus pengontrolan proses SHOF ditunjukkan pada Tabel 3. Diasumsikan waktu penetapan *plant* SHOF hingga 300 menit, dan dipilih waktu cuplik $T_s = 4$ menit, maka prediksi *horizon* $P = 300/4 = 75$. Untuk kontrol *horizon* digunakan strategi *blocking* dengan kontrol *horizon* $M = [1 \ 1 \ 9 \ 5 \ 59]$ yang berarti terdapat 5 buah langkah pada prediksi *horizon* dan hasil penjumlahan dari masing-masing vektor adalah sama dengan P .

Perancangan gain *estimator* menggunakan model gangguan tak terukur pada *plantmod*. Perintah yang digunakan untuk mendapatkan *gain estimator* pada Matlab yaitu $[Kest] = smpcest(plantmod, Q, R)$. Nilai $Q = 1$ sedangkan nilai R dibuat sekecil mungkin (karena *measurementnoise* diabaikan dalam simulasi) yaitu $R = [0.001 * eye(ny)]$, dimana (ny) adalah jumlah keluaran.

Table 3. Nilai Parameter-parameter MPC

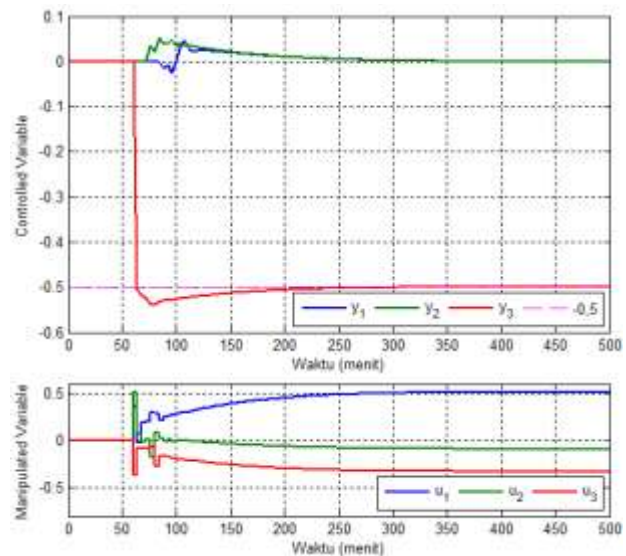
| Parameter MPC | Nilai | Keterangan |
|---------------|-----------|-----------------|
| (ny) | 3 | Jumlah keluaran |
| | 4 (menit) | Waktu cuplik |

| | | |
|-------|----------------------|----------------------------|
| T_s | 75 | Prediksi horizon |
| P | [1 1 9 5 59] | Kontrol horizon |
| M | [2.5 2.5 0.1] | Outputweighting |
| ywt | [0 0 0.05] | MV weighting |
| uwt | 1 | Kovarian disturbances |
| Q | [0.001* eye(ny)] | Kovarian measurement noise |
| R | | |

3. Hasil dan Analisa

Dengan menggunakan model serta parameter-parameter MPC yang telah didapatkan dilakukan simulasi pengontrolan proses SHOF. Simulasi yang dilakukan yaitu: (1) Pengontrolan proses SHOF tanpa *constraint*, (2) pengontrolan proses SHOF dengan adanya *constraint*, serta (3) pengujian MPC pada proses SHOF dalam menangani masukan gangguan. Untuk mengetahui performa kontroler yang telah dirancang, pengontrolan proses SHOF dengan skema MPC ini dibandingkan dengan skema kontroler PID pada kondisi *plant* yang sama.

3.1. Pengontrolan SHOF tanpa *Constraint*



Gambar4. Respon keluaran proses SHOF pada skema kontroler MPC tanpa *constraint*

Simulasi pengendalian proses SHOF tanpa *constraint* ini dijalankan selama 500 menit dan *setpoint* disesuaikan dengan tujuan pengendalian SHOF yaitu $r = [zeros(15,1) \ zeros(15,1) \ zeros(15,1); 0 \ 0 \ -.5]$. Nilai r tersebut merepresentasikan bahwa *top end point* (y_1) serta *side end point* (y_2) dipertahankan pada nilai 0, sedangkan *bottom reflux temp* (y_3) diset 0,5 setelah menit ke-60 ($15 \times T_s = 60$).

Gambar 4. menunjukkan respon keluaran proses SHOF tanpa *constraint*. Berdasarkan hasil simulasi didapatkan bahwa y_1 dan y_2 dapat meregulasi nilainya pada nilai 0, sedangkan y_3 mengalami *overshoot* (sebesar 7,88%)

dengan nilai puncak $-0,5394$ sebelum menetap pada nilai $0,5$.

3.2. Pengontrolan SHOF dengan Constraint

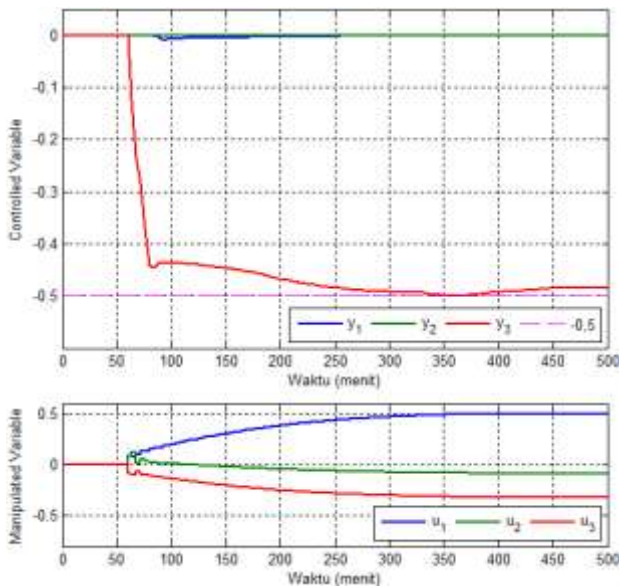
Untuk pengendalian proses SHOF dengan *constraint* sebagian besar parameternya adalah sama dengan parameter pada kontroler MPC untuk kondisi tanpa *constraint*. Yang berbeda adalah y_{lim} dan u_{lim} memiliki nilai yang merupakan batasan-batasan pada *constraint*. Batasan-batasan tersebut yaitu:

$$y_{lim} = [-.5 \ -.5 \ -.5 \ .5 \ .5 \ .5]$$

yang merepresentasikan batas minimum $y_{min,j} = -0,5$ serta batas maksimum $y_{max,j} = 0,5$ (dimana $j = 1,2,3$).

$$u_{lim} = [[-.5 \ -.5 \ -.5][.5 \ .5 \ .5][.25 \ .25 \ .25]]$$

yang merepresentasikan batas minimum $u_{min,i} = -0,5$, batas maksimum $u_{max,i} = 0,5$ serta batas perubahan sinyal kontrol $\Delta u_{max,i} = 0,25$ (dimana $i = 1,2,3$).



Gambar5. Respon keluaran proses SHOF pada skema kontroler MPC dengan *constraint*

Gambar 5 menunjukkan respon keluaran proses SHOF dengan *constraint*. Berdasarkan hasil pengujian didapatkan bahwa y_1 dan y_2 dapat mempertahankan nilainya pada nilai 0 (toleransi $\pm 0,05$) dengan nilai IAE masing-masing $0,8299$ dan $0,1297$. Variabel y_3 pun dapat menetap pada nilai $0,4867$ dengan nilai IAE $16,0483$ tanpa

melanggar batas bawahnya yaitu pada nilai $0,5$. Hasil pengujian juga memberikan unjuk kerja yang sangat baik pada seluruh MV dengan tidak melanggar batas maksimum $u_{max,i} = 0,5$, batas minimum $u_{min,i} = -0,5$ dan batas maksimum perubahan sinyal kontrol $\Delta u_{max,i} = 0,25$.

3.3. Pengujian MPC pada proses SHOF dalam menangani variasi masukan gangguan

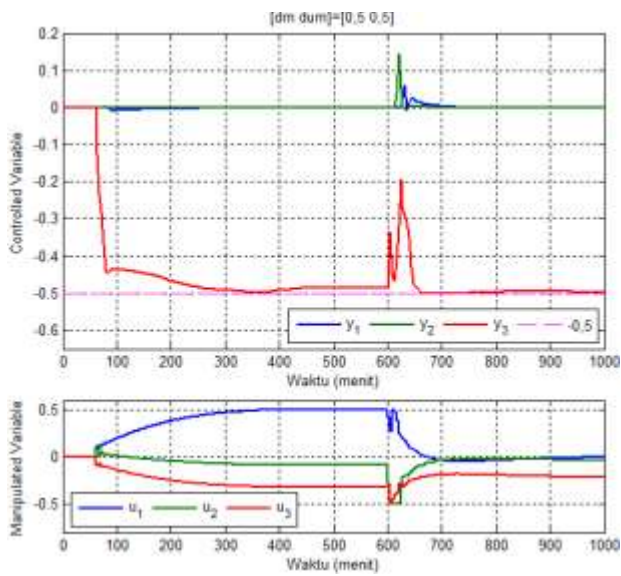
Desain MPC diuji pada kondisi *plant* SHOF dengan *constraint* serta mendapat masukan gangguan. Empat buah konfigurasi kasus uji ditunjukkan pada Tabel 4. Masukan gangguan diberikan pada menit ke-600 (kondisi *steady*) dan simulasi dijalankan selama 1000 menit.

Table 4. Konfigurasi masukan gangguan

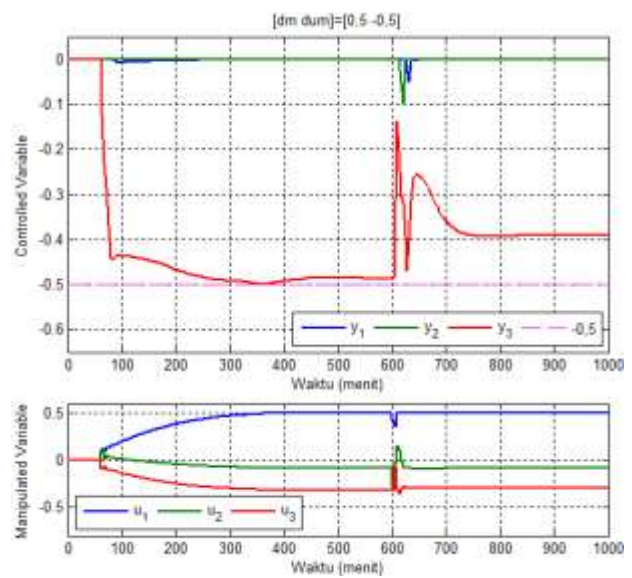
| No. | [dm] | [dum] |
|-----|------|-------|
| 1 | 0,5 | 0,5 |
| 2 | 0,5 | -0,5 |
| 3 | -0,5 | 0,5 |
| 4 | -0,5 | -0,5 |

Hasil pengujian kendali MPC dalam menangani variasi masukan gangguan ditunjukkan pada Gambar 6. Berdasarkan keseluruhan hasil uji, tidak terdapat adanya pelanggaran terhadap semua *constraint* serta variabel proses y_1 dan y_2 mampu kembali pada setpoint pada nilai 0 . Pada konfigurasi $[dm \ dum] = [0,5 \ -0,5]$ dan $[dm \ dum] = [-0,5 \ -0,5]$ variabel y_3 belum dapat menetap pada nilai minimumnya.

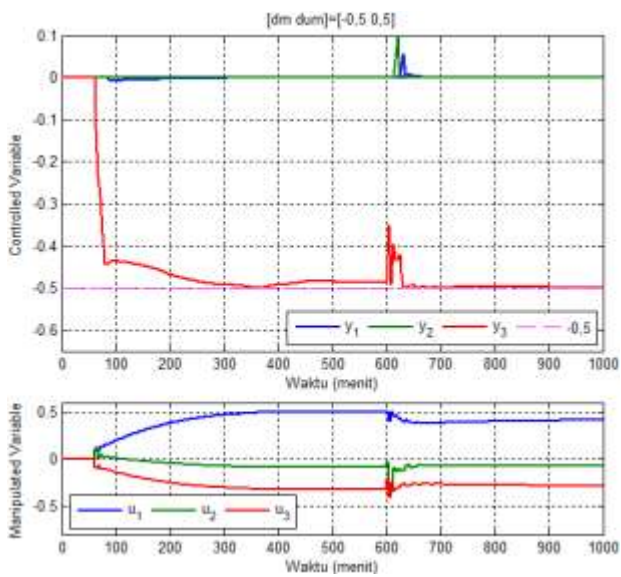
Berdasarkan data hasil pengujian pada Tabel 5 dan Tabel 6, deviasi *max* tertinggi untuk variabel proses y_1 yaitu $-0,0605$ dengan lama deviasi 66 menit dan nilai IAE $2,0502$, sedangkan untuk variabel proses y_2 yaitu $0,1452$ dengan lama deviasi 12 menit dan nilai IAE $1,2625$. berdasarkan data pada Tabel 7, deviasi saat keadaan *steady* tertinggi variabel y_3 yaitu pada konfigurasi masukan gangguan $[dm \ dum] = [-0,5 \ -0,5]$ sebesar $0,5068$ dan menetap pada nilai *steadystate* $0,0068$ selama 200 menit setelah diberi masukan gangguan. Deviasi sebesar $0,109$ juga terjadi pada konfigurasi $[dm \ dum] = [0,5 \ -0,5]$ dan menetap pada nilai *steady* $-0,3910$ selama 120 menit setelah diberi masukan gangguan. Pada konfigurasi $[dm \ dum] = [0,5 \ 0,5]$ dan $[dm \ dum] = [-0,5 \ 0,5]$ variabel y_3 mampu menetap pada nilai *steady state* minimumnya yaitu $-0,5$ (toleransi $\pm 0,05$).



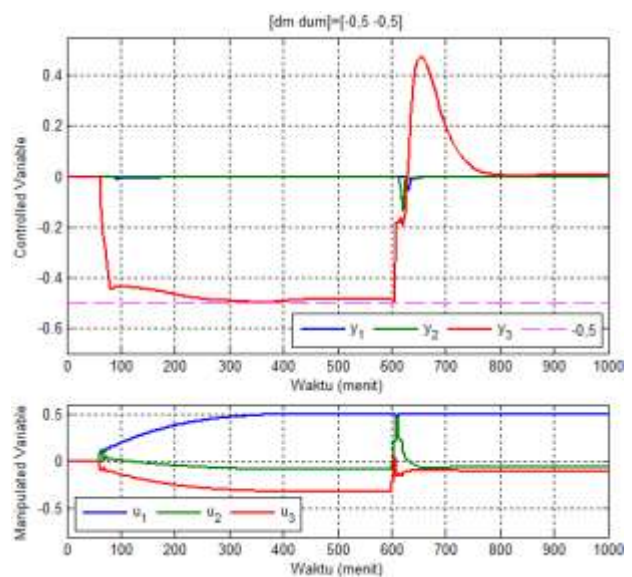
(a) Respon keluaran proses SHOF pada skema kontroler MPC dengan $[dm\ dum]=[0,5\ 0,5]$



(b) Respon keluaran proses SHOF pada skema kontroler MPC dengan $[dm\ dum]=[0,5\ -0,5]$



(c) Respon keluaran proses SHOF pada skema kontroler MPC dengan $[dm\ dum]=[-0,5\ 0,5]$



(d) Respon keluaran proses SHOF pada skema kontroler MPC dengan $[dm\ dum]=[-0,5\ -0,5]$

Gambar 6. Respon keluaran proses SHOF pada variasi masukan gangguan $[du\ dum]$

Table 5. Unjuk kerja variabel y_1 dalam menangani variasi masukan gangguan

| No. | $[dm\ dum]$ | y_1 | | | IAE |
|-----|-------------|-------------|--------------------------|--------------------|--------|
| | | Deviasi Max | t-Deviasi (\pm menit) | Nilai Steady state | |
| 1 | [0,5 0,5] | 0,0605 | 66 | 0 | 2,0502 |
| 2 | [0,5-0,5] | 0,0515 | 16 | 0 | 1,1748 |
| 3 | [-0,5 0,5] | 0,0561 | 20 | 0 | 1,3459 |
| 4 | [-0,5-0,5] | 0,0550 | 36 | 0 | 1,5213 |

Table 6. Unjuk kerja variabel y_2 dalam menangani variasi masukan gangguan

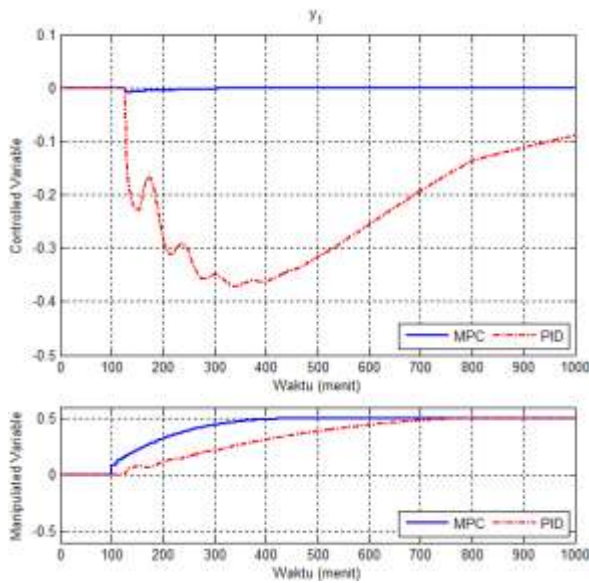
| No. | $[dm\ dum]$ | y_2 | | | IAE |
|-----|-------------|-------------|--------------------------|--------------------|--------|
| | | Deviasi Max | t-Deviasi (\pm menit) | Nilai Steady state | |
| 1 | [0,5 0,5] | 0,1452 | 12 | 0 | 1,2625 |
| 2 | [0,5-0,5] | 0,0978 | 12 | 0 | 0,8048 |
| 3 | [-0,5 0,5] | 0,1004 | 12 | 0 | 0,7643 |
| 4 | [-0,5-0,5] | 0,1370 | 16 | 0 | 1,2187 |

Table 7. Unjuk kerja variabel y_3 dalam menangani variasi masukan gangguan

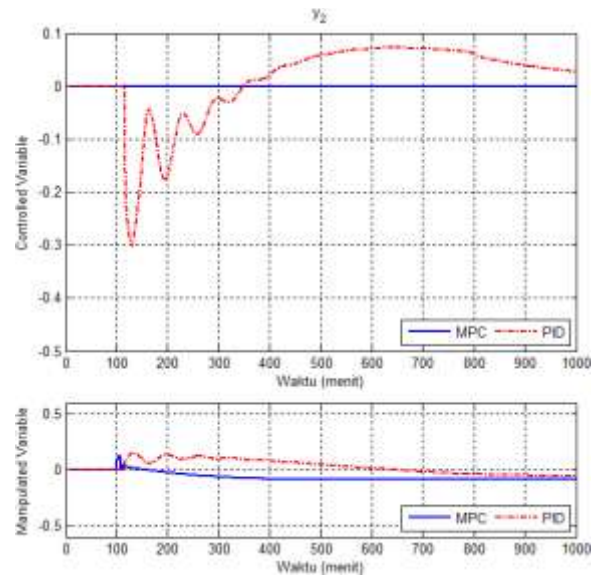
| No. | [dm dum] | y_3 | | | IAE |
|-----|------------|--------------------|----------------------|----------------------------|----------|
| | | Nilai Steady state | Waktu steady (menit) | Deviasi terhadap set-point | |
| 1 | [0,5 0,5] | -0,498 | 60 | 0,002 | 25,3653 |
| 2 | [0,5-0,5] | -0,3910 | 120 | 0,109 | 69,1741 |
| 3 | [-0,5 0,5] | -0,499 | 96 | 0,001 | 20,2380 |
| 4 | [-0,5-0,5] | 0,0068 | 200 | 0,5068 | 243,1626 |

3.3. Perbandingan kinerja MPC dengan kontroler PID

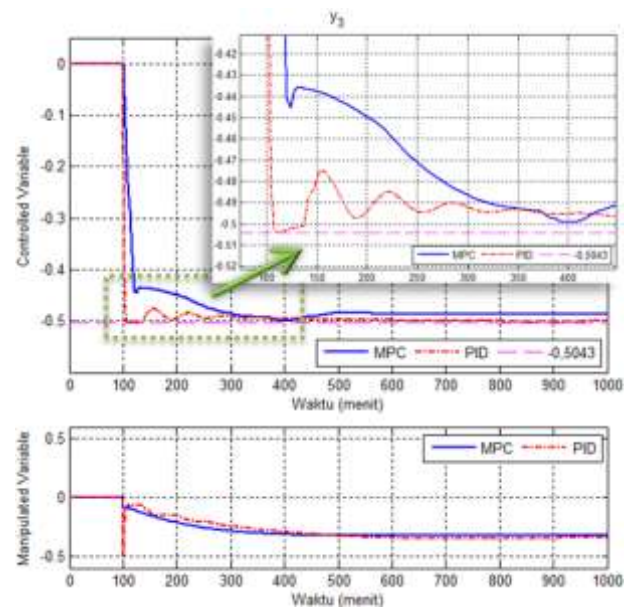
Pada pengujian ini set-point untuk y_3 diberikan pada menit ke-100 dengan nilai -0,5 dan proses SHOF dijalankan selama 1000 menit. Skema kontroler yang baik untuk proses SHOF adalah yang dapat memenuhi tujuan kontrol yaitu meregulasi variabel proses y_1 dan y_2 pada nilai 0, memenuhi tujuan ekonomi yaitu variabel y_3 diminimumkan mendekati nilai -0,5, serta tidak melanggar semua constraint yang ada.



Gambar7. Perbandingan respon y_1 dan sinyal kontrol u_1 antara skema MPC dan PID



Gambar8. Perbandingan respon y_2 dan sinyal kontrol u_2 antara skema MPC dan PID



Gambar 9. Perbandingan respon y_3 dan sinyal kontrol u_3 antara skema MPC dan PID serta Pelanggaran constraint batas bawah pada variabel y_3 kontrol PID

Table 8. Perbandingan respon antara kontroler MPC dan kontroler PID

| Kontroler | | Deviasi max | t-Deviasi (menit) | Nilai steady state | Waktu steady (menit) | Deviasi saat steady | IAE |
|-----------|-------|-------------|-------------------|--------------------|----------------------|---------------------|----------|
| MPC | y_1 | 0,0086 | ± 12 | 0 | 180 | 0 | 0,8341 |
| | y_2 | 0,0020 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0,1352 |
| | y_3 | - | - | -0,4867 | 500 | 0,0133 | 22,2054 |
| PID | y_1 | 0,3717 | 873 | - | - | - | 207,4897 |
| | y_2 | 0,3011 | 885 | - | - | - | 55,5728 |
| | y_3 | - | - | -0,5006 | 279 | -0,0006 | 4,3909 |

Lama deviasi dengan menggunakan kontroler MPC yaitu selama ± 12 menit pada y_1 , pada variabel y_2 deviasi masih dalam rentang toleransi $\pm 0,005$, sedangkan pada kontroler PID simulasi dijalankan selama 1000 menit pun belum mencapai titik *steady*-nya. Waktu *steady* untuk variabel y_3 pada kontroler PID terjadi pada menit ke-279. Nilai tersebut lebih cepat dibandingkan dengan kontroler MPC yang terjadi pada menit ke-500. Meskipun deviasi yang dialami variabel y_3 saat keadaan *steady* pada kontroler MPC sebesar 0,0133 dan menetap pada nilai -0,4867 dengan nilai IAE 22,2054 namun variabel ini tidak melanggar *constraint*. Berbeda dengan kontroler PID yang mengalami deviasi saat keadaan *steady* sebesar 0,0006 dengan nilai IAE 4,3909 dan menetap pada nilai -0,5006, yang artinya variabel y_3 pada kontroler PID melanggar *constraint* batas bawah dari variabel proses y_3 . Bahkan pada menit ke-100 pun, variabel tersebut sudah melanggar *constraint*.

4. Kesimpulan

Strategi *blocking* $M=[1 \ 1 \ 9 \ 5 \ 59]$ dalam rentang *horizon* $P=[75]$ pada kontroler MPC, mampu menanganidinamika serta tujuan kontrol proses SHOF dengan sangat baik. Tujuan ekonomi pun mampu diatasi dengan pembobotan $ywt=[2,5 \ 2,5 \ 0,1]$ dan $uwt=[0 \ 0 \ 0,05]$ tanpa adanya pelanggaran terhadap *constraint*. Berdasarkan hasil simulasi dan perbandingan terlihat bahwa respon pengontrolan proses SHOF dengan menggunakan MPC yang lebih baik dibandingkan dengan menggunakan PID. Hal ini disebabkan kontroler PID tidak dapat menangani adanya keterkaitan antara variabel masukan dan keluaran. Sedangkan pada kontroler MPC, karena berbasiskan model serta menggunakan strategi pergeseran *horizon* sehingga keluaran yang akan datang dapat diprediksi pada rentang *horizon*. Untuk pengembangan lebih lanjut dapat dilakukan variasi perubahan matriks bobot kovarian *disturbances* Q serta kovarian *measurement noise* R untuk mendapatkan *gain estimator* yang ideal dalam menangani masukan gangguan pada proses SHOF.

Referensi

- [1]. Badgwell TA, Qin SJ. *A survey of industrial model predictive control technology*. Control Engineering Practice. 2003; 11: 733 – 764.
- [2]. Cutler CR, Ramaker DL. *Dynamic Matrix Control—a Computer Control Algorithm*. Proceedings of the JACC. San Francisco. 1980.
- [3]. Ahmad A, Wahid A. *Application of Model Predictive Control (MPC) Tuning Strategy in Multivariable Control of Distillation Column*. Reaktor. 2007; 11(2): 66 – 70.
- [4]. Dougherty D, Cooper D. *A Practical Multiple Model Adaptive Strategy for Multivariable Model Predictive Control*. Control Engineering Practice. 2003; 11:649 – 664.
- [5]. Jusagemal AEL. Analisis dan Simulasi *Shell Heavy Oil Fractionator* (SHOF) Menggunakan Metode Kontrol PID. Penelitian. JTE UNDIP Semarang. 2011.
- [6]. Meilia S. Perancangan Sistem Kendali *Genetic-Fuzzy*: Studi Kasus Pada Pengendalian *Top and Side End Point Composition* dan *Bottom Refluks Temperature* pada *Distillation Column*. Penelitian. JTE UNDIP Semarang. 2012.
- [7]. Brosilow C, Joseph B. *Techniques of Model-Based Control*. Prentice-Hall, Inc. 2001.
- [8]. Maciejowski JM. *Predictive Control with Constraints*. England: Prentice Hall. 2000.
- [9]. Grimble MJ, Johnson MA. *Editors. Control of Dead-time Processes*. Verlag: Springer. 2007.
- [10]. Harris, DC. *Quantitative Chemical Analysis* (6 ed.). New York: W.H. Freeman and Company. 2003: 129.
- [11]. Science & Technology Encyclopedia. *Titration*. New York: McGraw-Hill. 2011.
- [12]. Prett, DM. and M. Morari, editors. *The Shell Process Control Workshop. Process Control Research: Industrial and Academic Perspectives*. Boston: Butterworths. 1987.
- [13]. Prett, DM. and C. Garcia. *Fundamental Process Control*. Boston: Butterworths. 1988.
- [14]. Morari M, Ricker NL. *Model Predictive Control User's Guide - Ver.1*. Natick: MathWorks, Inc. 1998.