

Pengendali Temperatur Fluida Pada Heat Exchanger Dengan Menggunakan Algoritma *Model Predictive Control* (MPC)

Fathimah Ekasari M, Rusdhianto Effendi A.K., Eka Iskandar

Jurusan Teknik Elektro, Fakultas Teknologi Industri – Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya 60111 Surabaya

E-mail: imaekasari@yahoo.com, ditto@ee.its.ac.id, iskandar@elect-eng.its.ac.id

Abstrak—*Heat Exchanger* merupakan suatu alat proses pertukaran panas, berfungsi untuk memindahkan panas antara dua fluida yang berbeda temperatur dan dipisahkan oleh suatu sekat pemisah. Pada proses perpindahan panas ini terdapat *delay time* sehingga dibutuhkan suatu controller agar diperoleh temperatur fluida sesuai dengan kriteria yang diinginkan, tidak terdapat energi yang terbuang, serta pemanfaatan sumber energi yang tersedia benar-benar dapat lebih efisien. *Model Predictive Control* (MPC) telah berhasil diaplikasikan di berbagai industri proses, karena kemampuannya untuk mengatasi berbagai masalah multivariabel kontrol seperti interaksi, waktu tunda dan batasan. Keuntungan dari MPC karena kedua variabel, yaitu variabel manipulasi dan variabel kontrol, dihitung dengan menggunakan teknik optimasi. Pengendalian terhadap pendekatan linear *plant* dengan Kontroler MPC menggunakan parameter H_p (prediksi horizon)= 20 H_c (kontrol horizon)= 4 matriks pembobot $Q=1$ $R=0.1$ dapat menghasilkan respon yang stabil tanpa adanya *overshoot* serta mampu mencapai *setpoint* yang diinginkan yaitu 70°C, pada beban tetap (nominal) ataupun beban bervariasi sekitar 20 % dari beban nominal dengan waktu *steady state* 35s.

Kata Kunci—*Heat Exchanger, Model Predictive Control (MPC), Predictive, Temperature.*

I. PENDAHULUAN

Heat Exchanger merupakan suatu alat untuk proses pertukaran panas, berfungsi untuk memindahkan panas antara dua fluida yang berbeda temperatur dan dipisahkan oleh suatu sekat pemisah. *Heat Exchanger* memegang peranan sangat penting pada industri pengolahan yang mempergunakan atau memproses energi. Proses perpindahan panas ini dapat diatur agar diperoleh temperatur fluida sesuai dengan kriteria yang diinginkan agar tidak terdapat energi yang terbuang, sehingga pemanfaatan sumber energi yang tersedia benar-benar dapat lebih efisien.

Namun untuk dapat mencapai kriteria sebagaimana dimaksud diatas tidaklah mudah, hal ini dikarenakan adanya *delay time* dalam proses pengukuran sinyal respon dari *Heat Exchanger*, karena itu perlunya suatu skema kontrol yang dapat mengetahui dinamika *plant* secara *real time* dan memberikan sinyal kontrol yang sesuai untuk setiap perubahan dinamika tersebut. Karena hal itulah dirasa metode kontroler yang cocok digunakan adalah prediktif, salah satu metode prediktif ini adalah algoritma *Model Predictive Control* (MPC) untuk mendapatkan nilai yang sesuai untuk setiap perubahan dinamika sistem.

Model Predictive Control (MPC) merupakan kontroler yang didesain berdasarkan model suatu proses. Model

tersebut digunakan untuk menghitung nilai prediksi keluaran dari proses tersebut. Berdasarkan hasil prediksi sinyal kontrol yang akan diberikan ke proses dihitung dengan melakukan minimalisasi *error* yang terjadi, sehingga selisih antara jumlah nilai prediksi keluaran proses dan *set point* masukan referensi menjadi minimal.

Berdasarkan permasalahan diatas, pada Tugas Akhir ini akan membahas tentang simulasi pengendalian temperatur fluida pada *Heat Exchanger* dengan menggunakan *Model Predictive Control*. Hasil aplikasi pada pengendali temperatur fluida tersebut ditunjukkan dalam bentuk simulasi menggunakan MATLAB, yang digunakan untuk menganalisa kinerja dari metode *Model Predictive Control* (MPC). Kinerja yang dihasilkan diperlihatkan oleh beberapa hasil simulasi.

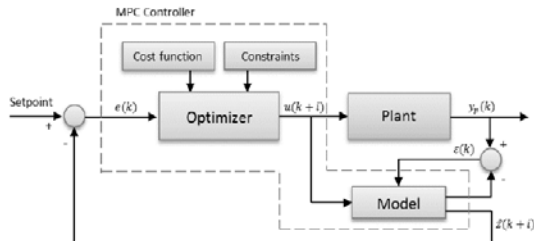
II. DASAR TEORI

Heat Exchanger merupakan alat perpindahan panas yang digunakan sebagai media perpindahan panas yang terjadi karena adanya perbedaan temperatur dari dua jenis fluida yang saling mengalir namun tidak tercampur. Dalam pembahasan sistem kontrol pada *Heat Exchanger*, terdapat dua hal yang perlu diperhatikan yaitu variabel yang akan dikontrol dan variabel yang akan diubah-ubah dalam rangka menjaga agar variabel yang dikontrol sesuai dengan masukan. Berdasarkan prinsip kerja *Heat Exchanger* yang paling efektif adalah mengambil fluksi panas (jumlah panas yang berpindah antara dua fluida) sebagai variabel yang dikontrol, akan tetapi ini tidak mungkin dilakukan mengingat dalam praktiknya fluksi panas tersebut sulit diukur. Oleh karena itu yang paling mungkin adalah dengan mengontrol temperatur salah satu fluida yang keluar dari *Heat Exchanger*. Sedangkan untuk variabel manipulasi terdapat beberapa pilihan diantaranya yaitu aliran fluida panas yang masuk, aliran fluida dingin yang masuk, aliran fluida panas yang keluar ataupun aliran fluida dingin yang keluar.

Untuk *energy balance* pada *Heat Exchanger* dapat dituliskan[2] :

$$\frac{dE}{dt} = H_{in} - H_{out} + Q(t) \quad (1)$$

Dimana $\frac{dE}{dt}$ adalah laju perubahan terhadap waktu dari energi didalam sistem, H_{in} adalah energi *flow* yang masuk,



Gambar 1 Struktur Dasar Kontroler MPC

H_{out} adalah energi *flow* yang keluar pada sistem dan $Q(t)$ adalah *heat transfer* dari sistem. Sedangkan persamaan energy dapat dituliskan pada persamaan 2 dan 3.

$$H_{in} = \rho C_p F_i (T_{pin} - T_{ref}) \quad (2)$$

$$H_{out} = \rho C_p F_i (T_{pout}(t) - T_{ref}) \quad (3)$$

Dimana, F_i adalah *flow* yang masuk ke dalam *Heat Exchanger*, T_{pin} adalah temperatur input fluida, $T_{pout}(t)$ adalah temperatur fluida output, dan T_{ref} adalah temperatur referensi. Dari penurunan rumus diatas, didapatkan rumus perpindahan panas pada *tube and shell* sebagai berikut:

Shell

$$\rho_s V_s C_{ps} \frac{dT_{s,n}}{dt} = F_s C_{ps} T_{s,n}^i - F_s C_{ps} T_{s,n}^0 + Q_n \quad (4)$$

Tube

$$\rho_t V_t C_{pt} \frac{dT_{t,n}}{dt} = F_t C_{pt} T_{t,n}^i - F_t C_{pt} T_{t,n}^0 - Q_n \quad (5)$$

Model Predictive Control (MPC) atau sistem kendali prediktif termasuk dalam konsep perancangan pengendali berbasis model proses, dimana model proses digunakan secara eksplisit untuk merancang pengendali dengan cara meminimumkan suatu fungsi kriteria[3]. Blok diagram MPC ditunjukkan pada Gambar 1. Metodologi semua jenis pengendali yang termasuk kedalam kategori MPC dapat dikenali oleh strategi berikut:

- Keluaran proses yang akan datang untuk rentang *horizon* H_p yang ditentukan yang dinamakan sebagai *prediction horizon*, diprediksi pada setiap waktu pencuplikan dengan menggunakan model proses.
- Serangkaian sinyal kendali dihitung dengan mengoptimasi suatu fungsi kriteria yang ditetapkan sebelumnya. Fungsi kriteria tersebut umumnya berupa suatu fungsi kuadrat dari kesalahan antara sinyal keluaran terprediksi dengan trayektori acuan.
- Sinyal kendali $u(k/k)$ dikirim ke proses, sedangkan sinyal kendali terprediksi berikutnya dibuang, karena pada pencuplikan berikutnya $y(k+1)$ sudah diketahui nilainya[5].

Fungsi kriteria yang akan diminimumkan adalah fungsi kuadrat seperti sebagai berikut :

$$V(k) = \|\underline{Y}(k) - \underline{T}(k)\|_Q^2 + \|\underline{\Delta U}(k)\|_R^2$$

Bentuk fungsi kriteria menunjukkan bahwa vektor kesalahan (error) $Y(k) - T(k)$ diperhitungkan pada tiap pencuplikan dalam rentang prediksi horizon. Selain vektor kesalahan, fungsi kriteria juga memperhitungkan perubahan dari vektor masukan yang hanya terjadi dalam rentang waktu kontrol horizon.

Dari persamaan ruang keadaan model proses, diperoleh persamaan keluaran Y sebagai berikut:

$$Y(k) = c_y \psi x(k) + c_y \Gamma u(k-1) + c_y \Theta \Delta u(k) \quad (6)$$

Didefinisikan suatu matriks (*tracking error*) penjajakan kesalahan E , dimana matriks ini merupakan perbedaan antara nilai trayektori dengan respon bebas sistem. Respon bebas merupakan respon yang terjadi selama prediksi horizon dan tidak terjadi perubahan sinyal masukan $\Delta u(k) = 0$

$$E(k) = T(k) - \psi x(k) - \Gamma u(k-1) \quad (7)$$

Sehingga dapat ditulis kembali dalam bentuk yang mengandung matriks $E(k)$ dan $\Delta u(k)$ sebagai berikut:

$$V(k) = \|\Theta \Delta u(k) - E(k)\|_Q^2 + \|\Delta u(k)\|_R^2$$

$$V(K) = E(k)^T Q E(k)^T - \Delta u(k)^T G + \Delta u(k)^T H \Delta u(k)$$

Dimana,

$$G = 2 \Theta^T Q E(k)$$

$$H = (\Theta^T Q \Theta + R)$$

Nilai optimal Δu dapat dihitung dengan membuat gradient $V(k)$ bernilai nol, sehingga didapat :

$$\Delta u_{opt} = -G + 2H \Delta u(k)$$

$$\Delta u_{opt} = \frac{1}{2} H^{-1} G \quad (8)$$

$$\Delta u_{opt} = H^{-1} \Theta^T Q E(k)$$

$$\Delta u_{opt} = H^{-1} \Theta^T Q (T(k) - \psi x(k))$$

$$= H^{-1} \Theta^T Q T(k) - H^{-1} \Theta^T Q \psi x(k)$$

$$= K_{MPC} - K_y \quad (9)$$

Dimana,

$$K_{MPC} = H^{-1} \Theta^T Q T(k)$$

$$K_y = H^{-1} \Theta^T Q \psi x(k)$$

III. PERANCANGAN SISTEM

Pada bab ini dibahas mengenai perancangan sistem secara detail meliputi, langkah kerja pembuatan tugas akhir, perancangan dan pemodelan plant serta pembuatan kontroler yang MPC pada MATLAB. Pada perancangan dan pemodelan plant akan di tampilkan persamaan model matematika *Heat Exchanger* keseluruhan serta hasil rancangan blok diagram plant. Sedangkan perancangan kontroler berisi tentang langkah pembuatan kontroler *Model Predictive Control* (MPC) pada MATLAB.

Dalam tahapan ini pertama yang dilakukan adalah identifikasi sistem. Untuk menunjang pembuatan sistem maka didapatkannya pemodelan matematis yang didapatkan pada *paper*[1] dengan judul "*Modeling of a Dynamic Countercurrent Tubular Heat Exchanger*" Antonio menuliskan mengenai bentuk *nonlinear* suatu sistem *Heat Exchanger* dengan proses. Bentuk persamaan *nonlinear* diberikan seperti persamaan di bawah ini:

- Zona 1

$$\frac{d\tau_{s1}}{dt} = \alpha_1 (\tau_{s2} - \tau_{s1}) - \alpha_1 (\tau_{s0} - \tau_{s1}) + \frac{Q_1}{\alpha_2} \quad (10)$$

$$\frac{d\tau_{t1}}{dt} = \beta_1 (\tau_{t0} - \tau_{t1}) - \beta_1 (\tau_{t2} - \tau_{t1}) - \frac{Q_1}{\beta_2} \quad (11)$$

$$Q_1 = U A_1 (\tau_{t1} - \tau_{s1}) \quad (12)$$

- Zona 2

$$\frac{d\tau_{s2}}{dt} = \alpha_1 (\tau_{s3} - \tau_{s2}) - \alpha_1 (\tau_{s1} - \tau_{s2}) + \frac{Q_2}{\alpha_2} \quad (13)$$

$$\frac{d\tau_{t2}}{dt} = \beta_1(\tau_{t1} - \tau_{t2}) - \beta_1(\tau_{t3} - \tau_{t2}) - \frac{Q_2}{\beta_2} \quad (14)$$

$$Q_2 = UA_2(\tau_{t2} - \tau_{s2}) \quad (15)$$

• Zona 3

$$\frac{d\tau_{s3}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s4} - \tau_{s3}) - \alpha_1(\tau_{s2} - \tau_{s3}) + \frac{Q_3}{\alpha_2} \quad (16)$$

$$\frac{d\tau_{t2}}{dt} = \beta_1(\tau_{t2} - \tau_{t3}) - \beta_1(\tau_4 - \tau_{t3}) - \frac{Q_3}{\beta_2} \quad (17)$$

$$Q_3 = UA_3(\tau_{t3} - \tau_{s3}) \quad (18)$$

• Zona 4

$$\frac{d\tau_{s4}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s4}) - \alpha_1(\tau_{s3} - \tau_{s4}) + \frac{Q_4}{\alpha_2} \quad (19)$$

$$\frac{d\tau_{t4}}{dt} = \beta_1(\tau_{t3} - \tau_{t4}) - \beta_1(\tau_5 - \tau_{t4}) - \frac{Q_4}{\beta_2} \quad (20)$$

$$Q_4 = UA_4(\tau_{t4} - \tau_{s4}) \quad (21)$$

• Zona 5

$$\frac{d\tau_{s5}}{dt} = \alpha_1(\tau_{s5} - \tau_{s5}) - \alpha_1(\tau_{s4} - \tau_{s5}) + \frac{Q_5}{\alpha_2} \quad (22)$$

$$\frac{d\tau_{t5}}{dt} = \beta_1(\tau_{t4} - \tau_{t5}) - \beta_1(\tau_5 - \tau_{t5}) - \frac{Q_5}{\beta_2} \quad (23)$$

$$Q_5 = UA_5(\tau_{t5} - \tau_{s5}) \quad (24)$$

Dimana,

$$\alpha_1 = \frac{F_s}{C_{ps} \cdot \rho_s \cdot V_s} \quad (25)$$

$$\alpha_2 = \rho_s \cdot V_s \cdot C_{ps} \quad (26)$$

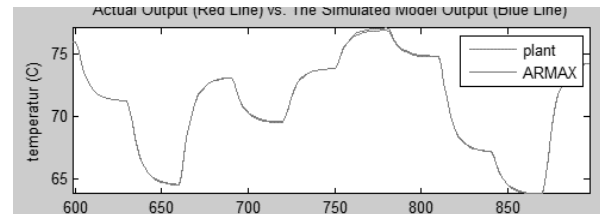
$$\beta_1 = \frac{F_t}{C_{pt} \cdot \rho_t \cdot V_t} \quad (27)$$

$$\beta_2 = \rho_t \cdot V_t \cdot C_{pt} \quad (28)$$

Dalam beberapa kasus, model proses yang didapat terkadang tidak sesuai dengan kondisi proses sesungguhnya. Akibatnya, optimalisasi dari pengontrol MPC sangat bergantung dari kualitas model proses yang didapat. Sehingga perlu dilakukan identifikasi proses secara berulang untuk dapat memastikan akurasi model proses yang dihasilkan. Walaupun demikian, akurasi model proses tidak akan pernah mencapai kesempurnaan dikarenakan teknik linierisasi suatu elemen proses yang taklinier. Model proses identifikasi dilinierisasi dengan model pendekatan ARMAX (*Auto Regressive Moving Average with External input model estimator*) dengan menggunakan parameter seperti pada tabel 1, untuk respon masukan random. Perbaikan model dilakukan dengan membandingkan hasil yang didapat pada ARMAX serta menggabungkan data informasi pengetahuan tentang proses. Disini digunakan *time sampling* sebesar 1.5. Proses identifikasi dilakukan dengan menggunakan metode open loop yang disimulasikan kedalam matlab, dengan diagram blok fungsi alih *plant* yang telah di dapatkan sebelumnya. Terdapat 2 masukan pada *plant* yaitu kecepatan air dingin yang bernilai konstan sebesar 5, kecepatan air panas berupa nilai random sekitar beban nominal dengan error 20% yaitu antara 0.8-1.2 sedangkan suhu pada *tube* 300°C dan suhu pada *shell* 25°C yang berupa sinyal step agar sistem bekerja pada daerah kerjanya (*operating area*). Bentuk pendekatan model ARMAX yang akan digunakan adalah pendekatan dengan orde ke- terkecil yaitu orde ke- 4, namun dengan eror yang kecil pula, sehingga masih dapat mempresentasikan model nonlinier

Tabel 1.
Persamaan Koefisien Heat Exchanger

Konstanta	Nilai	Satuan	Keterangan
U	10.15	Kcal/(m ² .min.°C)	Overall heat transfer
D_o	0.02667	mt	Diameter eksternal tube
D_i	0.02093	mt	Diameter internal tube
D_s	0.03505	mt	Diameter internal shell
L	9.04	mt	Total panjang pipa
P_s	1	Kg/lit (70 oC)	Massa jenis shell
C_{ps}	1	kcal/kg-oC	Kapasitas kalor shell
P_t	1	kg/lit (20 oC)	Massa jenis tube
C_{pt}	1	Kcal/kg°C	Kapasitas kalor shell
ΔL	1.808	mt	Panjang masing-masing pipa
V_i	0.00062174	m ³	Volume tube
V_s	0.0007340	m ³	Volume shell
α_2	0.62174	-	Konstanta debit shell
β_2	0.7340	-	Konstanta debit tube



Gambar 3. Respon Pendekatan Orde ke- 4

yang telah didapat. Tampilan diagram *plant* dan respon linear *Heat Exchanger* dapat dilihat pada Gambar 3.

Simulasi pendekatan ARMAX orde ke- 4 ditunjukkan pada Gambar 4. Dari Gambar dapat diamati bahwa sistem membutuhkan waktu lebih dari 10000s untuk mencapai kondisi *steady state*, pada waktu 100s respon berada temperatur 33°C pada kondisi ini sistem seolah-olah menunjukkan keadaan *steady state*, namun ketika waktu simulasi ditambah menjadi 5000s respon mengalami kenaikan suhu secara lambat namun pasti dari 33°C hingga 39°C, dan pada saat t 50000s memiliki temperatur 70°C hal ini menunjukkan bahwa sistem dapat mencapai kondisi *steady state* namun respon yang dihasilkan lambat, dan memerlukan waktu lebih dari 8000 s. Hal ini dikarenakan adanya *eigen value* yang berada dekat dengan sumbu y yaitu -0.0002, sehingga perlu dilakukan reduksi model untuk menanggulangi lambatnya respon yang dihasilkan.

Dari hasil pendekatan ARMAX Orde ke- 4 didapatkan *state space*[4] sebagai berikut:

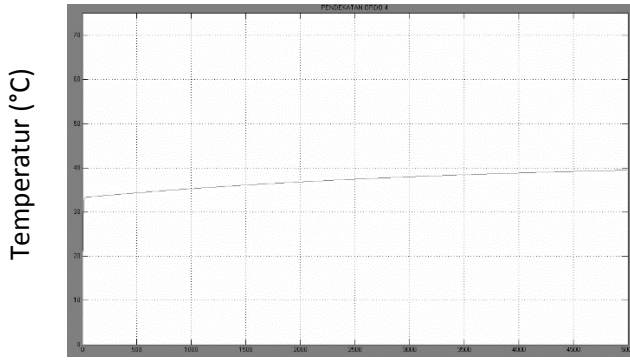
$$\begin{pmatrix} x_1(k+1) \\ x_2(k+1) \\ x_3(k+1) \\ x_4(k+1) \end{pmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & -0.01 \\ 1 & 0 & 0 & 0.12 \\ 0 & 1 & 0 & -1.13 \\ 0 & 0 & 1 & 1.97 \end{bmatrix} \begin{pmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \end{pmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ -3.96 \\ 0.63 \\ 3.33 \end{bmatrix} u(k)$$

$$y(k) = [0 \ 0 \ 0 \ 1] \begin{pmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \\ x_4(k) \end{pmatrix} \quad (29)$$

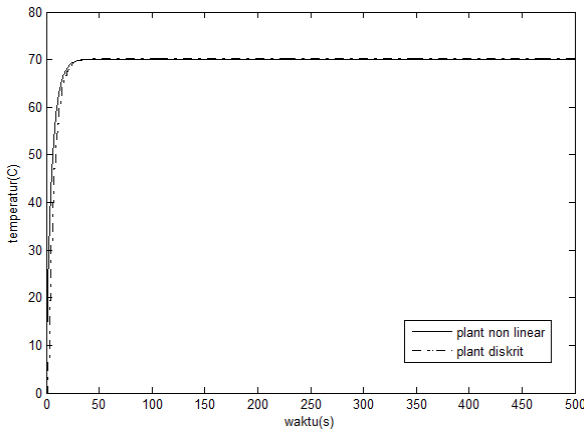
Dari hasil reduksi model ARMAX Orde ke- 3 didapat *state space* sebagai berikut :

$$\begin{pmatrix} x_1(k+1) \\ x_2(k+1) \\ x_3(k+1) \end{pmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0.0097 \\ 1 & 0 & -0.1675 \\ 0 & 1 & 0.9680 \end{bmatrix} \begin{pmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \end{pmatrix} + \begin{bmatrix} 0.7019 \\ -10.17 \\ 23.05 \end{bmatrix} u(k)$$

$$y(k) = [0 \ 0 \ 1] \begin{pmatrix} x_1(k) \\ x_2(k) \\ x_3(k) \end{pmatrix} \quad (30)$$



Gambar 4. Simulasi pendekatan Orde ke- 4 ARMAX



Gambar 5 Perbandingan Plant Nonlinier dan Plant Linier pendekatan Orde ke- 3 ARMAX

Algoritma untuk mendapatkan sinyal kontrol optimal pada setiap *sampling* selalu mengasumsikan bahwa vektor *state* saat ini tersedia. Hal ini sering tidak terjadi, maka diperlukan *observer* untuk mengestimasi vektor *state* dengan adanya penambahan pada model proses. Berdasarkan penjabaran dari persamaan 3.21 didapat persamaan :

$$\begin{aligned} \bullet \quad x_1(k+1) &= 0.0097 x_3(k) + 0.7019 u(k) \\ x_1(k) &= 0.0097 x_3(k-1) + 0.7019 u(k-1) \end{aligned} \quad (31)$$

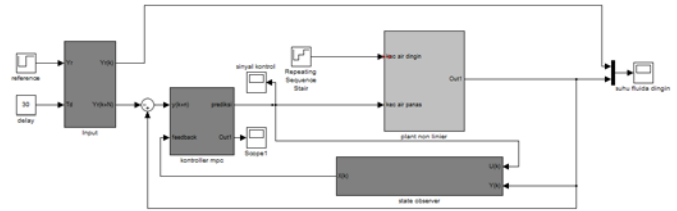
$$\begin{aligned} \bullet \quad x_2(k+1) &= x_1(k) - 0.1675 x_2(k) - 10.174 u(k) \\ x_2(k) &= x_1(k-1) - 0.1675 x_2(k-1) - 10.174 u(k-1) \\ &= 0.0097 x_3(k-2) + 0.7019 u(k-2) - 0.1675 \\ &\quad x_2(k-1) - 10.174 u(k-1) \end{aligned} \quad (32)$$

$$\bullet \quad x_3(k) = y(k) \text{ (persamaan output)} \quad (33)$$

IV. ANALISA DATA

Berdasarkan metodologi dan perancangan sistem yang telah dilakukan dan dibahas pada Bab III, maka selanjutnya dilakukan proses simulasi terhadap sistem perancangan dan *plant* dengan cara mengintegrasikan sistem, kemudian dari hasil yang diperoleh beberapa analisa. Terdapat dua macam simulasi *plant open loop*, yaitu simulasi pada *plant* linear dan simulasi terhadap *plant* nonlinear. Hal ini bertujuan untuk mengetahui apakah persamaan linearnya cukup merepresentasikan model nonlinear dari *plant*. Untuk mengetahui bagaimana respon yang dihasilkan oleh *plant* dapat kita lihat pada Gambar 5.

Tujuan dari uji coba dan analisa adalah untuk mengetahui kinerja dari pengendali MPC tanpa *constraints* dengan parameter yang berbeda-beda. Untuk semua tahapan pengujian yang dilakukan, model dari sistem *Heat*



Gambar 6. Diagram Simulasi *Heat Exchanger* dengan Menggunakan Model *Predictive Control*

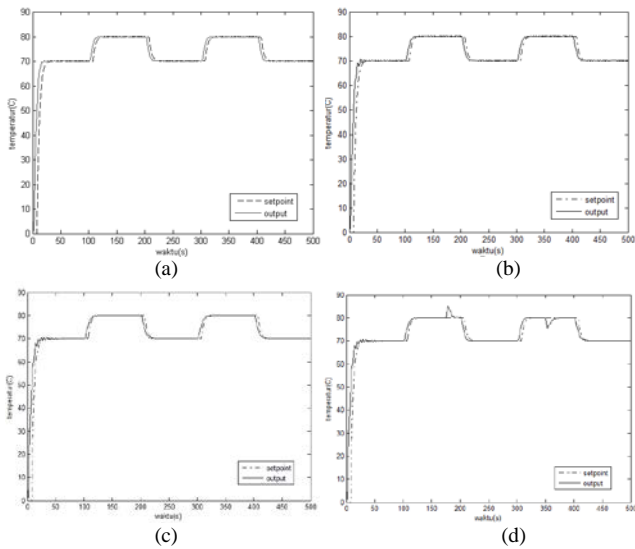
Exchanger diberikan sinyal acuan (*trajectory*) yang berubah pada waktu pencuplikan tertentu. Dengan uji ini, keterbatasan dan keandalan dari controller yang dirancang dapat diketahui.

Untuk mengetahui apakah controller dapat bekerja pada kondisi beban nominal maupun beban berubah sekitar 20% dari beban nominal maka akan dilakukan simulasi dengan memberi masukan berupa beban konstan bernilai 4 untuk menunjukkan beban minimal, beban konstan bernilai 5 untuk menunjukkan beban nominal dan beban konstan bernilai 6 untuk menunjukkan beban maksimal. Simulasi dilakukan selama 500s dengan *set point* yang diberikan untuk menguji performa sistem disini adalah temperatur fluida panas yang nilainya berubah-ubah dari 70 hingga 80°C, dengan selang waktu 200 detik. *Time delay* yang diberikan adalah 3 s.

Untuk mengetahui pengaruh variasi nilai prediksi horizon terhadap hasil pengendalian MPC, maka nilai kontrol horizon (H_u) dibuat tetap yaitu sebesar 4. Sedangkan untuk mengetahui pengaruh variasi nilai kontrol horizon terhadap hasil pengendalian MPC, maka nilai prediksi horizon (H_u) dibuat tetap yaitu sebesar 20. Diagram simulasi *plant Heat Exchanger* menggunakan controller Model *Predictive Control* (MPC) dapat dilihat pada Gambar 6.

Berdasarkan hasil simulasi yang ditunjukkan pada Gambar 7,8,9, dan 10 respon warna biru menunjukkan *setpoint* / prediksi sedangkan warna hijau menunjukkan keluaran model (*plant*). Controller dapat memprediksi keluaran dengan baik hal ini dapat dilihat bahwa keluaran dari model (hijau) mendahului *setpoint*/prediksi (biru) baik pada kenaikan ataupun penurunan *setpoint*.

Pada penggunaan 5 prediksi horizon dan 2 kontrol horizon pada beban minimal (Gambar 7(a)) *respon* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 40s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, namun terjadi osilasi pada keadaan transienya antara 69.3 hingga 70.2°C pada waktu 15 hingga 40s. Pada beban nominal (Gambar 7(b)) *respon* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 50s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, namun terjadi osilasi pada keadaan transienya antara 68.5 hingga 70.5°C pada waktu 15 hingga 50 s. Pada beban maksimal (gambar 7(c)) *respon* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 60s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, namun terjadi osilasi pada keadaan transienya antara 67.5 hingga 70.6°C pada waktu 15 hingga 35 s. Ketika diberi beban bervariasi antara 4-6 m/liter (Gambar 8(d)) walaupun terjadi perubahan beban sinyal kontrol yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan mencapai keadaan stabil,

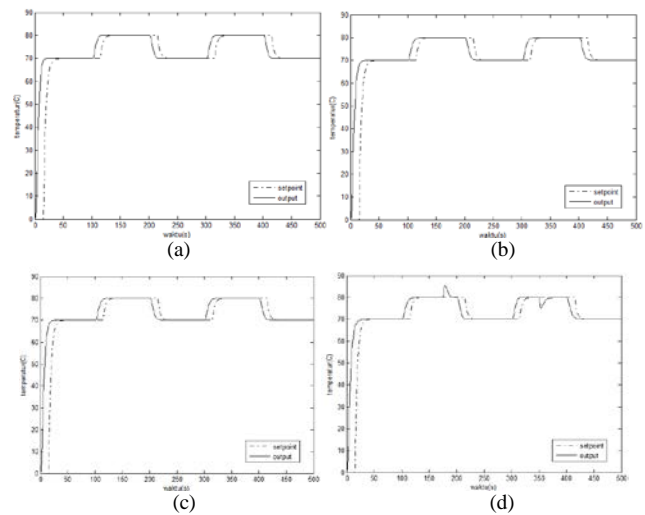


Gambar 7 Respon dengan $H_p=5$ $H_c=2$ $Q=1$ $R=0.1$ (a)Beban Minimal (b)Beban Nominal (c)Beban Maksimal (d)Beban Berubah

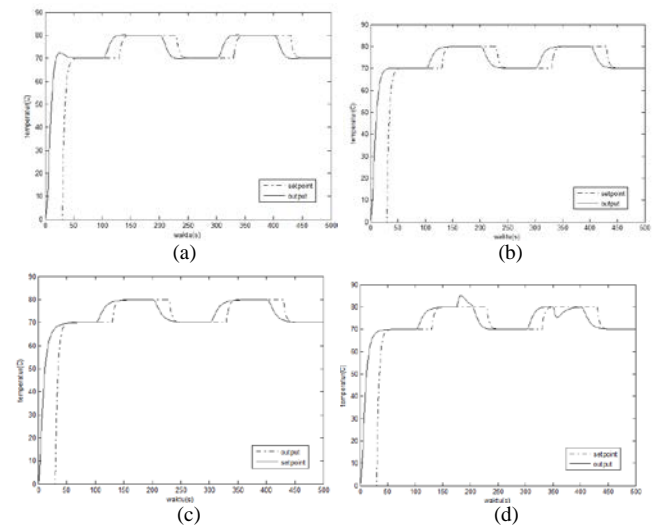
sehingga *respons* tetap dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, serta mampu mencapai kondisi *steady state* pada 40s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*. Namun pada keadaan transient terdapat sedikit osilasi.

Pada penggunaan 10 prediksi horizon dan 2 kontrol horizon pada beban minimal (Gambar 8(a)) *respons* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 35s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, ataupun osilasi. Pada beban nominal (Gambar 8(b)) *respons* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 35s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, namun terjadi osilasi pada keadaan transienya antara 67.7 hingga 70°C pada waktu 15 hingga 35 s. Pada beban maksimal(gambar 8(c)) *respons* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 60s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, namun terjadi osilasi pada keadaan transienya antara 69 hingga 70°C pada waktu 15 hingga 35 s. Ketika diberi beban bervariasi antara 4-6 m/liter (Gambar 7(d)) walaupun terjadi perubahan beban sinyal kontrol yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan mencapai keadaan stabil, sehingga *respons* tetap dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, serta mampu mencapai kondisi *steady state* pada 35s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*. Namun pada keadaan transient terdapat sedikit osilasi.

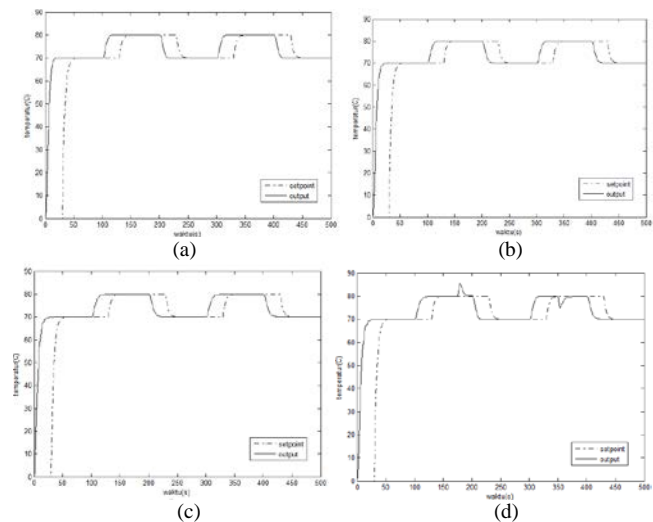
Pada penggunaan 20 prediksi horizon dan 1 kontrol horizon pada beban minimal (Gambar 9(a)) *respons* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 70s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, ataupun osilasi. Namun mengalami *over shoot* dengan *over shoot* maksimal 3.02 % dan *peak time* 26s. Pada beban nominal (Gambar 9(b)) *respons* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 35s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, osilasi ataupun *over shoot*, demikian pula pada beban maksimal(gambar 10(c)). Ketika diberi beban bervariasi antara 4-6 m/liter (Gambar 9(d)) walaupun terjadi perubahan beban sinyal kontrol yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan mencapai keadaan stabil, sehingga *respons* tetap dapat mengikuti



Gambar 8 Respon dengan $H_p=10$ $H_c=2$ $Q=1$ $R=0.1$ (a)Beban Minimal (b)Beban Nominal (c)Beban Maksimal (d)Beban Berubah



Gambar 9 Respon dengan $H_p=20$ $H_c=1$ $Q=1$ $R=0$. (a)Beban Minimal (b)Beban Nominal (c)Beban Maksimal (d)Beban Berubah



Gambar 10 Respon dengan $H_p=20$ $H_c=2$ $Q=1$ $R=0$. (a)Beban Minimal (b)Beban Nominal (c)Beban Maksimal (d)Beban Berubah

setpoint yang diberikan, serta mampu mencapai kondisi *steady state* pada 35s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple* ataupun osilasi, Namun mengalami *over shoot* dengan *over shoot* maksimal 1.2 % dan *peak time* 29s.

Pada penggunaan 20 prediksi horizon dan 2 kontrol

horizon pada beban minimal (Gambar 10(a)) *respon* dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, dan dapat mencapai kondisi *steady state* pada 35s, *respons* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple*, ataupun osilasi, demikian pula pada beban nominal (Gambar 10(b)), dan pada beban maksimal (gambar 10(c)). Ketika diberi beban bervariasi antara 4-6 m/liter (Gambar 10(d)) walaupun terjadi perubahan beban sinyal kontrol yang dihasilkan dapat memperbaiki perubahan beban tersebut dan mencapai keadaan stabil, sehingga *respon* tetap dapat mengikuti *setpoint* yang diberikan, serta mampu mencapai kondisi *steady state* pada 35s, *respon* yang dihasilkan tidak mengandung *ripple* maupun osilasi.

Dari hasil eksperimen dapat dilihat bahwa ketika digunakan prediksi horizon 5 dan kontrol horizon 2, *respons* dapat mencapai kondisi *steady state* namun memerlukan waktu yang cukup lama, serta mengikuti *setpoint* yang diberikan, namun pada keadaan transiennya masih terdapat osilasi. Ketika digunakan prediksi horizon 10 dan kontrol horizon 2, *respon* dapat mencapai kondisi *steady state* pada 35s serta mengikuti *setpoint* yang diberikan, namun pada keadaan transiennya masih terdapat osilasi pada beberapa kondisi yaitu beban nominal dan maksimal. Ketika digunakan prediksi horizon 20 dan kontrol horizon 2, *respons* dapat mencapai kondisi *steady state* pada 35 s, serta dapat mencapai *setpoint* yang ditentukan dengan baik, namun semakin besar nilai prediksi horizon maka akan semakin memperbesar dimensi ukuran matriks, dengan demikian maka akan semakin lama waktu yang dibutuhkan untuk melakukan komputasi.

Dapat dilihat dari hasil eksperimen bahwa besarnya prediksi horizon akan mempengaruhi keadaan transient dari *plant*. Sedangkan besarnya kontrol horizon yang diberikan akan mempengaruhi kehalusan keluaran sinyal yang dihasilkan jika dibandingkan dengan *setpoint*. Semakin besar kontrol horizon yang diberikan maka semakin halus pula output yang dihasilkan.

V. KESIMPULAN

Dari percobaan-percobaan yang telah dilakukan pada pengerjaan tugas akhir ini, maka dapat diambil beberapa kesimpulan antara lain:

1. *Model Predictive Control* (MPC) termasuk dalam kategori konsep perancangan pengendali berbasis model proses, dimana hasil perancangan controller sangat tergantung pada validitas model pendekatan yang digunakan.
2. Pada pendekatan linier ARMAX orde ke- 4 terdapat *eigen value* dominan bernilai -0.0002 (mendekati sumbu y) yang menyebabkan *respon* yang dihasilkan lambat, sehingga diperlukannya reduksi model untuk meminimalisir lambatnya *respon* tersebut.
3. Dari hasil eksperimen didapat parameter MPC yang paling cocok adalah menggunakan 20 prediksi horizon dan 4 kontrol horizon, ketika menggunakan prediksi horizon 5 ataupun 10 masih terdapat osilasi pada *respons*, dan ketika menggunakan 20 prediksi horizon 1 kontrol horizon hasil *respons* terdapat over shoot sebesar 1.2% pada beban berubah dan 3.24% pada beban minimal, sedangkan waktu *steady* membutuhkan 70s.
4. Pengendalian terhadap pendekatan linear *plant* dengan Kontroler MPC dapat menghasilkan *respon* yang stabil

tanpa adanya *overshoot* serta sesuai nilai *setpoint* yang diinginkan yaitu 70°C, pada beban tetap (nominal) ataupun beban bervariasi sekitar 20 % dari beban nominal dengan waktu *steady state* 35s.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Antonio Flores T, 2002, "Modelling of a Dynamic Countercurrent Tubular Heat Exchanger",
- [2] Belinda Chong, Mohd Nor B, 2010, "Modelling of A Hot Water Drum and Heat Exchanger Process Control Training System".
- [3] Chamacho, and Bourdons, 1999, "Model Predictive Control", Springer-Verlag,
- [4] Ogata, Katsuhiko, 1995, "Discrete-Time Control Systems", Prentice Hall.
- [5] Trio, Bowo, 2004 "Perancangan Model Predictive Control (MPC) pada Proses Quadruple Tank", Skripsi Jurusan Elektro Universitas Diponegoro.