

Perancangan Operator Training Simulator bagi Pengontrolan Kalang Tertutup Unit Debutanizer dan Depentanizer pada Pabrik Petrokimia dengan Menggunakan DCS Centum VP Yokogawa

Anggi Bagus Satrio Sumantri, Estiyanti Ekawati dan Sutanto Hadisupadmo

Program Studi Teknik Fisika – Institut Teknologi Bandung

Abstrak

Proses distilasi merupakan sebuah proses yang memiliki tingkat kerumitan tinggi untuk dikontrol. Pada masa kini, semakin banyak industri yang menggunakan perangkat lunak DCS (*Distributed Control System*) untuk melakukan pengontrolan dalam kegiatan produksinya. Khususnya dalam operasi sebuah kolom distilasi, pengontrolan yang baik harus dilakukan agar kolom distilasi tidak berlaku hanya sebagai sebuah kolom pencampur besar. *Operator Training Simulator* ini adalah merupakan sebuah purwarupa solusi pelatihan operator untuk memahami proses dan pemilihan parameter kontrol yang sesuai dengan kolom distilasi yang akan dihadapi di lapangan. Penelitian ini menghasilkan sebuah simulator pelatihan bagi operator yang menggunakan perangkat lunak DCS Centum VP Yokogawa. Unit proses yang diamati dan dijadikan titik fokus dari pengembangan *Operator Training Simulator* ini adalah unit debutanizer dan depentanizer dalam sebuah pabrik petrokimia. *Operator Training Simulator* ini dibuat berdasarkan persamaan kesetimbangan massa dan energi yang dimodelkan dalam DCS dengan menggunakan *function block*. Parameter pengontrolan dimodelkan dengan menggunakan perangkat lunak SIMULINK dan *SIMULINK Design Optimization Toolbox*, dengan pemodelan kalang tertutup dari kolom distilasi sebelumnya telah dilakukan dengan berdasar kepada penelitian dari Skogestad (1997) dan Berry dan Wood (1973). Strategi kontrol yang coba dilakukan adalah *one-point control* dengan menggunakan konfigurasi LV. Operator dapat berinteraksi dengan program simulator melalui *Human Machine Interface* (HMI) yang dibuat semirip mungkin dengan proses yang terjadi di lapangan. Daerah kerja untuk unit debutanizer berada pada kisaran aliran *feed* sebesar 12-17 kg/s, konsentrasi *feed* berkisar antara 40-60% mol butane, temperatur *feed* berada antara 45-65 °C, aliran *reflux* berkisar antara 8-12 kg/s, temperatur *reflux* berada dalam kisaran 30-45°C dan temperatur reboiler berada pada kisaran 100-113°C. Daerah kerja untuk unit depentanizer berada pada kisaran nilai variabel berikut: aliran *feed* berada pada 4,5-6,5 kg/s, konsentrasi *feed* berada pada 40-60% mol penrane, temperatur *feed* berada antara 30-45°C, aliran *reflux* antara 1,5-3 kg/s, temperatur *reflux* berada pada 37-45°C, dan temperatur reboiler berada pada 140-153°C.

Kata Kunci: Debutanizer, Depentanizer, DCS, OTS, Kalang Tertutup, Pengontrolan, SIMULINK, SIMULINK Design Optimization Toolbox, Konfigurasi LV, two-point control.

Abstract

Distillation process involves a complex control system. Nowadays, industries utilize distributed controlled system (DCS) in controlling process production especially at distillation column. The operator training system is a virtual process plant for operator training in order to learn process production of the plant. In this project, OTS of deethanizer and depropanizer unit at PT. Petrokimia was developed. Simulation was performed using DCS Centum CS 3000 Yokogawa based on mass and energy conservation law that modelled in function block on DCS. Parameter control was performed using SIMULINK and SIMULINK Design Optimization Toolbox, closed loop modeling of distillation column has been performed in the previous research project by Skogestad (1997) and Berry & Wood (1973). Previous research employed one point control with LV configuration. In order to facilitate the operator, Human Machine Interface (HMI) has been developed similarly with real plant. Flow range for deethanizer unit feed was 12-17 kg/s with feed concentration between 40%-60% mol butane. Temperature feed between 45-65°C and reflux flow are 8-12 kg/s. Meanwhile, for depropanizer unit, feed flow was in the range 4,5-6,5 kg/s, concentration of feed

are 40-60% mol penrane. Temperature feed between 37-45°C and reflux flow are 1, 5-3 kg/s. Range temperature of reflux and boiler are 37-45°C and 140-153°C, respectively.

Keywords: Debutanizer, Depentanizer, DCS, OTS, Open loop, Control, SIMULINK, SIMULINK Design Optimization Toolbox, LV Configuration, two-point control.

1 Pendahuluan

Industri Petrokimia adalah sebuah industri yang memerlukan sistem pengontrolan yang sangat presisi dan mengikutsertakan sistem yang amat dikarenakan faktor-faktor yang saling berkaitan. Proses distilasi adalah proses yang sangat penting bagi industri petrokimia. Tujuan dari proses distilasi ini adalah untuk memisahkan berbagai komponen dari satu kesatuan semisal minyak bumi, menjadi komponen penyusunnya berdasarkan kepada rentang titik didihnya. Pada proses ini, biasanya pemisahan dilakukan secara bertingkat, bergantung pada produk yang diinginkan dari tahap pemisahan yang bersangkutan. Unit-unit distilasi ini terdiri dari *demethanizer*, *deethanizer*, *depropanizer*, *debutanizer*, *depentanizer* dan unit-unit lainnya. Tingkatan kualitas dari produk yang dihasilkan sangat bergantung kepada kondisi yang didapatkan pada setiap unit distilasi. Oleh karena itu pengontrolan variabel-variabel pada unit ini sangat penting. Sistem kalang tertutup pada proses distilasi adalah hal yang sangat diinginkan oleh industri petrokimia, karena akan mengurangi beban kerja operator secara signifikan.

Pada industri ini, digunakan sebuah perangkat DCS (*Distributed Control System*), dimana perangkat ini adalah sebuah alat pengontrol yang sudah umum digunakan. Perangkat ini dipilih dikarenakan kemampuannya untuk mengolah variabel input yang sangat banyak dengan ketelitian tinggi dan kemudahan operator dalam melakukan pengawasan dan pengontrolan proses secara menyeluruh.

Tujuan dari penelitian adalah pembuatan OTS (*Operator Training Simulator*) yang dapat digunakan untuk menganalisa efek tuning dan konfigurasi kontrol terhadap bagian *debutanizer* dan *depentanizer*.

2 Teori Dasar

2.1 Kolom Distilasi

Pemisahan dari campuran cairan dengan proses distilasi bergantung pada perbedaan volatilitas diantara komponennya. Makin jauh perbedaan volatilitas relatifnya, maka pemisahan akan makin mudah dilakukan. Uap bergerak naik dalam kolom distilasi, sedangkan cairan mengalir berbeda arah menuju ke bagian bawah kolom. Uap dan cairan mengalami kontak satu sama lain pada sebuah pelat. Bagian dari kondensat dari kondenser lalu kembali ke bagian teratas kolom untuk memberikan aliran cairan di atas *feed point (reflux)* dan bagian dari bawah kolom kemudian dijadikan uap pada bagian *reboiler* dan dikembalikan ke dalam kolom untuk memberikan aliran uap.

Pada bagian di bawah *feed*, komponen yang mudah menguap lalu dipisahkan dari cairan, yang dikenal dengan nama *stripping section*. Di atas *feed*, konsentrasi dari komponen yang mudah menguap ditingkatkan, yang disebut dengan *enrichment*. Bagian ini disebut juga dengan *rectifying section*. Jika pada proses tersebut diperlukan pemisahan sebuah komponen yang mudah menguap (*volatile*) dari *solvent* yang tidak mudah menguap, maka *rectifying section* dapat diabaikan dan kolom tersebut disebut dengan kolom pemisahan (*stripping column*).

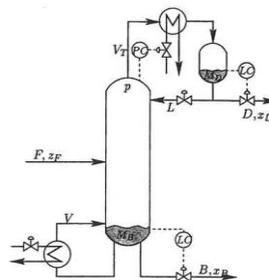
Pada beberapa operasi, dimana top *product* diperlukan dalam fasa uap, jumlah cairan hanya diperlukan untuk menyediakan aliran *reflux* ke dalam kolom dan kondenser disebut dengan *partial condenser*. Saat cairan telah terkondensasi secara menyeluruh, cairan tersebut akan kembali ke dalam kolom dengan komposisi yang sama dengan top *product*. Pada *partial condenser*, *reflux* akan berada dalam keadaan *equilibrium* dengan uap yang meninggalkan kondenser.

Secara teoritis, hasil dari bagian atas (top and *bottom product*) dapat didapatkan melalui hanya satu buah kolom dari masukan biner (*binary feed*), namun jika masukan terdiri dari lebih dari dua buah komponen, maka hanya satu buah produk murni, baik dari bagian atas maupun bawah dari kolom. Beberapa kolom diperlukan untuk memisahkan masukan multikomponen kepada bagian-bagian tersendiri.

2.2 Pemilihan Pengontrol

Strategi pengontrolan yang akan diterapkan pada penelitian ini mengacu pada penelitian yang telah dilakukan oleh Sigurd Skogestad pada tahun 1997 serta Wood and Berry pada tahun 1973.

Pertama-tama, strategi pengontrolan ini akan dimodelkan berdasarkan sebuah kolom distilasi biner yang dikontrol dengan menggunakan konfigurasi LV. Gambar 1 adalah diagram untuk menggambarkan kolom distilasi dengan konfigurasi tersebut.



Gambar 1 Kolom distilasi biner dengan konfigurasi kontrol L-V

Perilaku kolom distilasi pada keadaan tunak dapat dimodelkan dengan menggunakan model keadaan setimbang bertingkat (*Staged Equilibrium Model*). Hal ini dilakukan untuk mendapatkan deskripsi yang baik dari keadaan setimbang dari komponen uap dan cair pada kolom tersebut. Setelah didapat keadaan setimbang dari kedua komponen tersebut, maka dilakukan analisa dengan melihat dari sisi pengontrolan.

Dari sudut pandang pengontrolan, kolom distilasi yang memiliki dua buah komponen hasil, dengan masukan yang diberikan (dikontrol) derajat kebebasannya adalah lima (didapatkan dari jumlah aliran yang dapat diubah; yaitu L, V, V_T , D, B). Pada keadaan tunak, maka asumsi dari tekanan yang konstan dan pengontrolan ketinggian yang sempurna dari kondenser dan reboiler mengurangi jumlah derajat kebebasan menjadi dua, yaitu L dan V. Dua derajat kebebasan ini kemudian dapat digunakan untuk mengontrol komposisi dari dua buah produk, x_D dan x_B (ataupun komponen lain dari komposisi yang ingin dikontrol).

Sifat pengontrolan dari berbagai konfigurasi sangat berbeda, seperti ditunjukkan dengan nilai dari *Relative Gain Array* (RGA) yang menggambarkan interaksi dua arah pada keadaan tunak. Nilai gain relatif λ_{ij} mengekspresikan bagaimana gain g_{ij} berubah seiring kita

menutupi lup lainnya. Sebagai contoh, efek dari perubahan pada L kepada x_D dengan konfigurasi L-V; saat tanpa kontrol, nilai V adalah konstan, ($dV = 0$) dan efeknya adalah $dx_D = g_{11}dL$. Dengan memperkenalkan kontrol *feedback* pada lup lainnya, yaitu dengan mengatur nilai V untuk mengatur x_B konstan, maka didapatkan bahwa $dx_B = 0$, sehingga efeknya adalah

$$dV = -\left(\frac{g_{21}}{g_{22}}\right)dL \quad (1)$$

Perubahan tersebut terhadap V juga mempengaruhi x_D sehingga dapat didapatkan persamaan

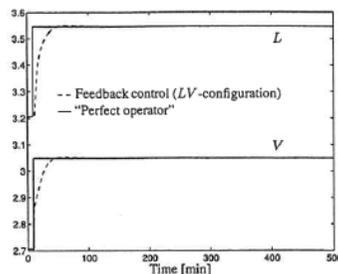
$$d\hat{x}_D = \left(g_{11} - g_{12}\left(\frac{g_{21}}{g_{22}}\right)\right)dL \quad (2)$$

Sehingga nilai dari RGA didapatkan dari persamaan berikut:

$$\lambda_{11} = \frac{dx_D}{d\hat{x}_D} = \frac{g_{11}}{g_{11} - g_{12}\left(\frac{g_{21}}{g_{22}}\right)} \quad (3)$$

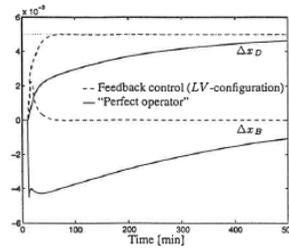
Dalam percobaannya, Skogestad menyimpulkan bahwa konfigurasi L-V memberikan respon yang hampir sama tanpa menggunakan kontrol ketinggian (level). Peningkatan pada nilai masukan F hanya akan berakumulasi di dalam reboiler; dimana dengan perubahan tersebut secara mandiri tidak akan memiliki efek yang besar terhadap komposisi produk (setidaknya tidak untuk x_D). Secara umum, respon komposisi kolom tidak sensitif terhadap penyimpanan aktual di reboiler dan kondenser, selama nilai L dan V diatur dengan cara yang sama. Implikasinya adalah kontrol dengan konfigurasi L-V tidak terlalu sensitif dengan pengaturan pengontrol level dari kontrol lup yang dimaksud.

Seperti telah dibicarakan pada sub-bab sebelumnya, konfigurasi LV baik dikarenakan nilai pengendalian yang terlepas dari aspek pengontrol ketinggian (level) maupun tekanan. Hal ini dapat dilihat dari percobaan yang telah dilakukan Skogestad dengan meningkatkan nilai x_D dari 0.99 menuju 0.995 dengan nilai x_B konstan seperti dapat dilihat dalam Gambar 2



Gambar 2 Efek perubahan setpoint x_D kepada nilai L dan V dengan menggunakan konfigurasi pengendalian L-V (Skogestad, 1997)

Sedangkan pada saat menggunakan kontrol *feedback*, percobaan yang sama menghasilkan hasil sebagaimana terlihat pada Gambar 3:

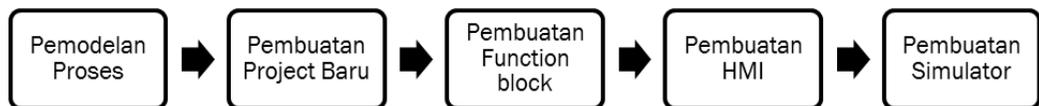


Gambar 3 Efek Perubahan x_D kepada nilai L dan V dengan menggunakan konfigurasi pengontrolan L-V pada kalang tertutup. (Skogestad, 1997)

Secara umum, untuk permasalahan pengontrolan yang tidak rumit, biasanya digunakan konfigurasi pengontrolan L-V.

3 Pembangunan Operator Training Simulator

Pembangunan OTS ini dilakukan dalam beberapa tahapan, sebagaimana dapat dilihat dalam Gambar 4.



Gambar 4 alur diagram pembangunan operator training simulator

3.1 Pemodelan Proses

Pemodelan Proses Distilasi pada kolom *debutanizer* dan *depentanizer* berdasarkan kepada jurnal yang telah dipublikasikan oleh Skogestad pada tahun 1997, dituliskan dalam bentuk persamaan diferensial massa, temperatur dan konsentrasi hasil distilasi. Sedangkan pemodelan kontrol kalang tertutup dilakukan berdasarkan pemodelan kolom distilasi biner yang dilakukan oleh Berry & Wood pada tahun 1973.

3.2 Pemodelan Proses Pengontrolan pada Kalang Tertutup

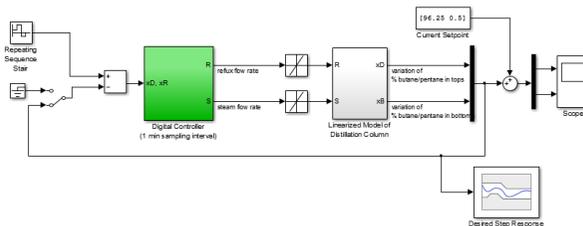
Pemodelan kalang tertutup dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak MATLAB dengan SIMULINK, dimana kolom distilasi biner digambarkan sebagai sebuah proses yang memiliki nilai fluktuasi pada nilai dari fraksi mol dari distilat dan *bottom product* (x_D dan x_B). Hal ini diatasi dengan menggunakan dua buah pengontrol PI yang bekerja secara bersama-sama untuk mengatasi efek dari fluktuasi tersebut. Kedua input dari x_D dan x_B masuk kedalam blok pengontrolan dimana dalam blok pengontrolan dilakukan proses *decoupling* untuk memisahkan dan menstabilkan nilai dari x_D dan x_B tersebut. Setelah itu, masing-masing akan melalui blok pengontrol PI dan akan mempengaruhi nilai aliran dari reflux (D) dan nilai aliran dari steam (V_T).

Setelah itu, proses akan dilanjutkan melalui sebuah blok yang merepresentasikan kolom distilasi biner yang telah disederhanakan untuk mendapatkan nilai variasi dari xD dan xB yang baru karena fluktuasi dari feed.

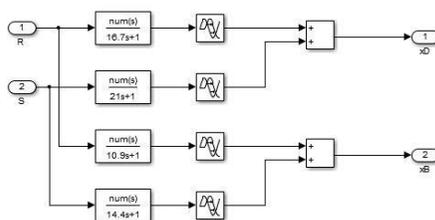
Linearisasi model dilakukan dengan menggunakan persamaan tipikal yang telah didapatkan oleh Wood & Berry pada (1973) seperti pada persamaan (4)

$$\begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 12.8e^{-5s} & -18.9e^{-3s} \\ 16.7s+1 & 21.0s+1 \\ 6.6e^{-7s} & -19.4e^{-3s} \\ 10.9s+1 & 14.4s+1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} m_1(s) \\ m_2(s) \end{bmatrix} \quad (4)$$

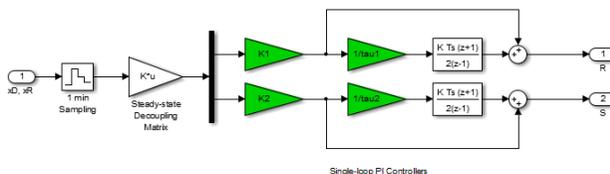
Pemodelan kontrol kalang tertutup dapat dilihat dalam Gambar 5, 6, dan 7.



Gambar 5 Model SIMULINK Control Loop One-Point Control



Gambar 6 Model Kolom Distilasi yang Telah Disimplifikasi



Gambar 7 Model Pengontrol Digital PI pada One-Point Control Loop

Selanjutnya, pembuatan pengontrol ini dibantu dengan penggunaan perangkat lunak *SIMULINK Design Optimization Toolbox*, yaitu salah satu perangkat lunak yang bertujuan untuk mengoptimalisasi pembangunan dan penentuan parameter pengontrolan.

3.3 Pembuatan *Project* Baru

Langkah pertama dalam membuat OTS ini adalah dengan membuat sebuah *project* baru dengan menggunakan DCS CentumVP Yokogawa adalah membuat *project* baru. *Project* ini didefinisikan sebagai sebuah tempat/folder yang menampung semua bagian yang diperlukan dalam membuat sebuah simulator. Bagian-bagian seperti *function block* pada FCS, HMI pada HIS dan bagian lainnya. *Project* ini dapat dibuat dengan menggunakan menu System View – File – Create New – *Project*.

Hal-hal yang harus dilakukan dalam membuat *project* baru, yaitu:

1. Menentukan spesifikasi dari *project* yang dibuat, seperti nama dari *project*, User serta Organisasi dari pengguna DCS, dan komentar yang berisikan segala macam informasi tertulis tentang sebuah *project*.
2. Menentukan lokasi dan jenis dari FCS; yang berisikan informasi tentang tipe station, tipe database yang digunakan, network station address serta hal-hal lain yang terkait dengan FCS.
3. Menentukan lokasi dan jenis dari HIS; yang berisikan informasi tentang tipe station, tipe database yang digunakan, network station address serta hal-hal lain yang terkait dengan HIS.

4 Hasil dan Analisis

4.1 Kondisi Tunak Kolom Distilasi

Setelah semua nilai variabel berada dalam kondisi tunak, maka percobaan penggunaan kontrol lup akan dilakukan. Hal ini dilakukan dengan pertama kali mengatur nilai parameter HH dan MH serta SH pada tuning window untuk memastikan nilai dari pengontrol.

Mode gangguan ini diaktifkan dengan memberikan perubahan input kepada dua sumber gangguan, yaitu:

1. Besar Aliran Feed (F)
2. Konsentrasi Aliran Feed (zF)

Besarnya Aliran Feed diubah dengan gangguan sinyal berbentuk tangga dengan nilai besaran 0.1, 0.3, -0.1 dan kembali lagi ke 0. Hal ini dilakukan agar hasil uji valid dan membuktikan bahwa pengontrol dapat memberikan respon yang baik terhadap gangguan yang diberikan.

4.1.1 Mode Tunak Tanpa gangguan

Dalam mode ini, ditemukan bahwa hasil dari kolom stabil pada tingkat kemurnian 0.9% dan pada aliran distilat 9 kg/s.

4.1.2 Mode Tunak Gangguan Naik

Dalam mode ini, input dari sistem, dalam hal ini adalah Flow Feed akan ditingkatkan sebanyak 0.2 dan 0.5. Input *debutanizer* akan ditingkatkan sebesar 0.2, sehingga input akan meningkat sebanyak 0.2 kg/s, sehingga input akan naik menjadi 17.2 kg/s. dan input *depentanizer* akan ditingkatkan sebesar 0.2 kg/s pula sehingga akan meningkat menjadi 6.7 kg/s.

Input kemudian dimasukkan melalui terminal dengan menggunakan HMI berkode GR0002 untuk *debutanizer* dan GR 0007 untuk *depentanizer*.

Keluaran dari simulator akan mensimulasikan bahwa fraksi mol dari xD pada *debutanizer* akan tetap pada level 0.9% butane dan akan menjadi stabil dalam rentang waktu 30 menit. Hasil tersebut dicapai dengan menurunkan keluaran aliran *debutanizer* dari 9.0 kg/s menjadi 8.5 kg/s. Hal ini berarti performa dari pengontrol sudah baik dikarenakan tidak ada *overshoot* dari hasil produk, dan waktu yang diperlukan oleh pengontrol agar hasil keluaran stabil adalah kurang dari waktu yang dispesifikasikan oleh standar pabrik petrokimia yang menjadi objek penelitian.

Dalam keluaran dari simulator *depentanizer*, hal yang sama berlaku bahwa fraksi mol dari variabel xD tetap pada nilai sekitar 0.9% pentane dan akan menjadi stabil dalam rentang waktu 30 menit. Aliran distilat dari sistem pun menurun dari 5.2 kg/s menjadi sekitar 4.9 kg/s untuk mengakomodasi perubahan tersebut. Hal ini berarti performa dari sistem pengontrolan dalam mengatasi gangguan yang bersifat naik (*incremental*) sudah baik.

Dalam pengujian berikutnya, dilakukan peningkatan input yang lebih tinggi sebesar 0.5 poin dari set point masukan. Hal ini berarti bahwa input feed pada *debutanizer* akan naik menjadi sebesar 17.5 kg/s, sedangkan input *depentanizer* akan naik menjadi 7.0 kg/s.

Dalam mode tersebut, kedua simulator tidak mengalami perubahan, dimana kemurnian bagi *debutanizer* tetap pada 0.9% untuk tingkat kemurnian dari distilat; dengan aliran dari *debutanizer* turun menjadi sekitar 7.9 kg/s. Sistem *depentanizer* stabil pada 0.9%. Aliran distilat dari *depentanizer* pun mengalami penurunan kembali dari 4.9 kg/s menjadi 4.5 kg/s akibat dari peningkatan dari konsentrasi kemurnian dari distilat. Hasil akhir tersebut didapatkan setelah sistem menjadi stabil dalam waktu 30 menit.

Hasil akhir dari uji gangguan naik ini menunjukkan bahwa pengontrol yang digunakan telah berhasil untuk mengatasi gangguan dalam bentuk penambahan dari gangguan dalam waktu yang sama jika dibandingkan dengan standar dari pabrik petrokimia yang dijadikan objek penelitian.

4.1.3 Mode Tunak Gangguan Turun

Dalam mode ini, input dari sistem yang akan dimanipulasi adalah *flow feed*, dimana masukan tersebut akan dikurangi sebesar -0.2 poin dari set-point seperti yang digunakan dalam simulasi dengan menggunakan SIMULINK.

Dalam mode ini, input dari *debutanizer* akan berubah menjadi 16.8 kg/s, sedangkan input dari *depentanizer* akan berubah menjadi 6.3 kg/s.

Hasil pengamatan dari simulator menunjukkan bahwa nilai dari xD tetap pada 0.9% dalam waktu 30 menit dengan aliran distilat naik dari 7.9kg/s menjadi 9.6kg/s pada *debutanizer* dan nilai dari konsentrasi distilat pada *depentanizer* tetap pada 0.9% dalam waktu 30 menit dengan aliran distilat naik dari 4.5 kg/s menjadi 5.5 kg/s pada *depentanizer* untuk mengakomodasi perubahan yang terjadi dalam konsentrasi kemurnian pada kolom *depentanizer*. Hasil tersebut dicapai dengan waktu yang relatif sama, yaitu sekitar 30 menit.

Dapat dilihat melalui hasil yang dicapai di atas, maka penggunaan pengontrol dinilai baik, dikarenakan oleh nilai dari peningkatan yang tidak melebihi nilai peningkatan 0.1% yang dianggap oleh kalangan pelaku industri sebagai peningkatan yang tidak diinginkan, dan selain itu memenuhi syarat waktu (*settling time*) yang ditetapkan oleh standar pabrik petrokimia yang menjadi objek penelitian, yaitu sebesar 30 menit.

5 Kesimpulan

Pada penelitian ini telah berhasil dibuat *Operator Training Simulator* dengan mengintegrasikan sistem pengontrolan *one-point control* pada lup pengontrolan L-V bagi kolom distilasi *debutanizer* dan *depentanizer* pada pabrik petrokimia dengan menggunakan DCS CENTUM VP Yokogawa. Berdasarkan hasil yang diperoleh dari penelitian ini dapat disimpulkan:

3. Operator Training Simulator ini dapat menggambarkan kondisi operasi dari kolom pada waktu *start-up* dan pada waktu tunak.
4. Pengontrolan kalang tertutup telah berhasil dilakukan pada model dengan nilai *settling time* yang sesuai dengan standar pabrik petrokimia yaitu sebesar 30 menit.
5. Pengontrolan yang dilakukan yaitu *one-point control* pada lup L-V telah berhasil dilakukan dengan hasil baik dan sesuai dengan pemodelan melalui SIMULINK.

6 Daftar Pustaka

- [1] Skogestad, S. "Dynamics And Control of Distillation Columns : A Tutorial Introduction". Institution of Chemical Engineers Paper. Trondheim, Norway. 1997.
- [2] Stephanopoulos, G. "Chemical Process Control: An Introduction in Theory and Practice". Prentice Hall. New Jersey, 1984
- [3] Smith, J.M. "Chemical Engineering Kinetics". 3rd Edition. Singapore. Mc-Graw Hill. 1989.
- [4] Towler, G. And Sinnott, R. "Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design." Butterworth-Heinemann. USA. 2008
- [5] Maulida, M. "Pembuatan *Operator Training Simulator* Unit Metanasi Pabrik Amonia Menggunakan DCS CENTUM CS3000 Yokogawa" Tugas Akhir S1, Institut Teknologi Bandung, Indonesia, 2011.
- [6] Yu, Xiao-Hua. "A Neuromorphic Controller For A Distillation Column" Fourth International Conference on Control and Automation Paper, Montreal, Canada, 2003.
- [7] Willis, M.J. "Selecting A Distillation Column Control Strategy (A Basic Guide)" Lecture Notes. University of Newcastle. Newcastle. United Kingdom. 2000.
- [8] Yokogawa Electric Corporation. "*User Manual CentumVP*" Yokogawa Electric Corporation. 2009.
- [9] PT. Chandra Asri Ethylene Field Operator 3 and 4 Training Module.
- [10] Bakke, M. "A Simulated Debutanizer Case Study for Teaching Advanced Process Control". Final Year Project, Norwegian University of Science and Technology – NTNU-Trondheim. Trondheim, Norway, 2008.