



e-ISSN Number
2655 2967

Available online at <https://jurnal.teknologiindustriumi.ac.id/index.php/JCPE/index>

Journal of Chemical Process Engineering

Volume 6 Nomor 2 (2021)



SINTA Accreditation
Number 28/E/KPT/2019

Integrasi Aspen Plus Dynamics dengan Matlab Simulink (Studi Kasus: Simulasi Proses Distilasi Propana-Isobutana)

Aspen Plus Dynamics integration with Matlab Simulink (Case Study: Simulation of Propane-Isobutane Distillation Process)

Zahrotul Azizah*, Trisna Kumala Dhaniswara

*Program Studi Teknik Kimia, Universitas Nahdlatul Ulama Sidoarjo, Jl. Monginsidi Kav DPR No. Dalam, Sidoarjo
61218, Indonesia*

Inti Sari

Sebagian besar proses kimia berkaitan erat dengan proses nonlinier sehingga masalah pengendalian menjadi tantangan bagi seorang *engineer* dan industri kimia itu sendiri. Penelitian ini bertujuan mengintegrasikan antara *Aspen Plus Dynamics* dan *Matlab Simulink* sebagai upaya untuk menghilangkan teknik linierisasi sehingga proses yang bersifat nonlinier mampu dikendalikan secara maksimal. Metode yang digunakan adalah simulasi *steady state* menggunakan *Aspen Plus* pada proses distilasi dengan studi kasus pemisahan propana dan isobutana. Selanjutnya simulasi *dynamic* menggunakan *Aspen Plus Dynamics*. Proses yang telah dibangun di *Aspen Plus Dynamics* selanjutnya diintegrasikan dengan *Matlab Simulink* melalui blok *AMSimulation*. Hasil penelitian ini yaitu simulasi *steady-state* dan *dynamics* berhasil dijalankan. *Aspen Plus Dynamics* dan *Matlab Simulink* telah terintegrasi dan mampu secara bersama – sama dijalankan dalam satu waktu. Terdapat tiga *controller* yang terpasang yaitu *refluk drum level control*, *top column pressure control*, dan *reboiler level control*. Ketiga *controller* mampu mengendalikan proses dengan baik dibuktikan dengan proses dapat kembali ke *setpoint*.

Kata Kunci: *AMSimulation*;
Aspen Plus Dynamics;
Distilasi; Integrasi; *Matlab Simulink*

Key Words: *AMSimulation*,
Aspen Plus Dynamics;
Distillation; *Integration*;
Matlab Simulink

Abstract

Most chemical processes are closely related to nonlinear processes so that control issues become a challenge for an engineer and the chemical industry itself. This study aims to integrate Aspen Plus Dynamics and Matlab Simulink as an effort to eliminate linearization techniques so that nonlinear processes can be controlled optimally. The method used is steady state simulation using Aspen Plus in the distillation process with a case study of the separation of propane and isobutane. Furthermore, dynamic simulation using Aspen Plus Dynamics. The process that has been built in Aspen Plus Dynamics is then integrated with Matlab Simulink through the AMSimulation block. The results of this study are that the steady-state and dynamics simulations were successfully run. Aspen Plus Dynamics

Published by

Department of Chemical Engineering
Faculty of Industrial Technology
Universitas Muslim Indonesia, Makassar

Address

Jalan Urip Sumohardjo km. 05 (Kampus 2 UMI)
Makassar- Sulawesi Selatan

Phone Number

+62 852 5560 3559
+62 852 4220 3009

Corresponding Author

azizah.tkm@unusida.ac.id



Journal History

Paper received : 20 September 2021
Received in revised : 18 Oktober 2021
Accepted : 28 November 2021

and Matlab Simulink are integrated and able to run together at the same time. There are three controllers installed, namely reflux drum level control, top column pressure control, and reboiler level control. The three controllers are able to control the process well, as evidenced by the process being able to return to the setpoint.

PENDAHULUAN

Industri kimia mengolah bahan baku menjadi suatu produk dengan nilai ekonomi yang tinggi dalam jumlah yang besar. Dalam prosesnya, adanya interaksi yang kuat antar variabel proses, kondisi operasi yang berbeda – beda menyebabkan pentingnya mendesain pengendali yang handal untuk menjaga keselamatan lingkungan, memaksimalkan hasil produksi, dan meminimalkan biaya operasi.

Sebagian besar proses kimia berkaitan erat dengan proses nonlinier, banyak proses fisik diwakili oleh model nonlinier sehingga masalah pengendalian menjadi tantangan bagi seorang *engineer* dan industri kimia itu sendiri. Banyak peneliti memilih menggunakan metode linier untuk mengatasi permasalahan pengendali nonlinier dengan cara linierisasi. Teknik linierisasi terbatas dalam mengendalikan proses kimia dengan tingkat nonlinier yang tinggi [1]. Hal yang paling umum terjadi adalah adanya ketidaksamaan antara model dengan proses yang ada. Model tidak akan selalu bisa mewakili proses secara utuh karena proses sering terpengaruh banyak gangguan yang tidak dapat diidentifikasi.

Selama ini, penelitian mensimulasikan suatu proses menggunakan *aspen plus* dan mengendalikan proses yang telah dibangun di *aspen plus* menggunakan *matlab simulink* secara terpisah. Sutikno dkk mensimulasikan kolom distilasi deisobutanizer di *aspen plus dynamics* kemudian proses tersebut dikendalikan secara terpisah menggunakan pengendali IMC di *matlab simulink* [2][3]. Sutikno dkk juga mensimulasikan nonkonvensional kolom/*rectifier* dengan menggunakan pengendali MPC [4][5]. Model proses yang diambil dari *aspen plus* dilinierisasi sehingga model proses belum mewakili proses yang sebenarnya.

Suatu sistem dikatakan nonlinier jika prinsip superposisi tidak berlaku. Jadi, untuk sistem nonlinier respons terhadap dua input tidak dapat dihitung dengan memperlakukan satu input pada satu waktu. Kebanyakan kasus hubungan yang sebenarnya tidak cukup linier namun banyak hubungan fisik sering diwakili oleh persamaan linier. Bahkan apabila diteliti lebih jauh tentang sistem fisik mengungkapkan bahwa

istilah sistem linier benar-benar linier hanya terbatas pada rentang operasi tertentu. Dalam prakteknya, banyak sistem yang melibatkan hubungan nonlinier antar variabel [6].

Penggunaan transfer fungsi sebagai model dari sebuah proses yang akan dikendalikan merupakan sebuah teknik linierisasi. Namun pada kenyataannya, sebagian besar proses kimia di industri termasuk proses yang bersifat nonlinier. Penggunaan teknik linierisasi akan mengakibatkan ketidakcocokan antara proses yang sebenarnya dengan model. Apabila ketidakcocokan meningkat, maka tingkat penurunan kinerja pengendali juga meningkat. Pada penelitian sebelumnya, peneliti menggunakan transfer fungsi sebagai model proses yang akan dikendalikan [7][8][9][10]. Teknik linierisasi bekerja dengan baik untuk proses yang hanya menunjukkan perilaku dinamis nonlinier menengah [11]. Proses yang sangat nonlinier memerlukan model yang sesuai yang mewakili proses.

Penelitian ini bertujuan mengintegrasikan antara *Aspen Plus Dynamics* dan *Matlab Simulink* sebagai upaya untuk menghilangkan teknik linierisasi. Dengan demikian proses yang bersifat nonlinier dapat dikendalikan secara maksimal. Proses integrasi *aspen plus dynamics* dan *matlab simulink* mampu secara bersama – sama dijalankan dalam satu waktu. Artinya proses yang dibangun di *aspen plus dynamics* secara *real time* dapat dikendalikan menggunakan *matlab simulink*. Hal ini dapat menguji kinerja pengendali pada model proses dinamis secara penuh, *rigorous*, dan nonlinier. Tanpa adanya antarmuka, desain pengendali hanya dapat diuji menggunakan model dinamis linier dalam *matlab* yang menyebabkan adanya ketidakpastian tentang bagaimana pengendali dapat bekerja pada proses nonlinier yang sebenarnya. Studi kasus yang dipilih pada penelitian ini adalah proses distilasi pada pemisahan propana dan isobutana [12].

METODE PENELITIAN

Metode penelitian terdiri dari beberapa tahapan yaitu simulasi *steady-state* dan *dynamics* proses distilasi propana-isobutana menggunakan *software*

aspen plus[13], kemudian integrasi *aspen plus dynamics* dengan *matlab simulink*. Selanjutnya pemasangan *controller* dan analisa hasil simulasi.

Simulasi Steady-State

Simulasi *steady-state* pada kolom distilasi propana-isobutana dijalankan menggunakan *software Aspen Plus*. Tahap pertama yang dilakukan adalah input komponen yang terdiri dari propana dan isobutana. Kemudian memilih *property* termodinamika yaitu *Chao-Seader*. Hal ini karena hampir semua sistem hidrokarbon dapat tertangani dengan baik oleh *Chao-Seader*[14]. Selanjutnya memasukkan kondisi operasi pada kolom distilasi yang meliputi laju alir masuk sebesar 1 kmol/detik, tekanan 20 atm, temperatur 322 K, komposisi *stream* masuk 40% mol propana dan 60% mol isobutana. Selanjutnya, dilakukan *sizing* alat sebagai syarat masuk ke mode *dynamics*.

Simulasi Dynamics

Simulasi *dynamics* merupakan kelanjutan dari simulasi *steady-state* yang telah dikerjakan sebelumnya. Cara untuk dapat masuk ke simulasi *dynamics* adalah mengeksport hasil simulasi *steady-state* ke mode *dynamics* dengan memilih *flow driven*.

Integrasi Aspen Plus Dynamics Dengan Matlab Simulink

Proses integrasi dilakukan dengan membuka file *AMSimulation*[15][16][17]. Sementara file *AMSimulink* terbuka, langkah selanjutnya membuat file *simulink* baru. Kemudian *copy paste* *Aspen modeler block* pada file baru yang sudah dibuat. Selanjutnya menginputkan simulasi *dynamics* kolom distilasi yang sudah dikerjakan sebelumnya pada *aspen modeler block*. Tunggu hingga program *Aspen Plus Dynamics* yang berisikan simulasi kolom distilasi propana-isobutana terbuka. Hal ini menandakan *Aspen Plus Dynamics* dan *Matlab Simulink* berhasil terintegrasi. Kemudian menambahkan input dan output proses pada *aspen modeler block*

Penambahan Controller

Penambahan *controller* pada blok *AMSimulation* digunakan untuk mengendalikan proses yang telah dibangun di *Aspen Plus Dynamics*.

HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada penelitian ini, simulasi *steady-state* dan *dynamics* pada kolom distilasi propana-isobutana berhasil dijalankan. Penggunaan waktu tinggal kolom

distilasi yaitu 10 menit. Laju alir *base column* dan refluks drum dibutuhkan untuk menghitung L dan D. Data tersebut diambil dari hasil simulasi *steady state*. Laju alir pada *base column* sebesar 0,3438 m³/s. Perhitungan volume didapat dengan cara mengalikan laju alir dengan waktu tinggal.

Rumus untuk menghitung L (Tinggi) dan D (diameter) [12]:

$$V = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) L \quad (1)$$

Menggunakan asumsi L = 2D:

$$V = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) 2D \quad (2)$$

Tabel 1. Data Tinggi dan Diameter

Parameter	Data
Laju alir <i>base column</i> (m ³ /s)	0,3438
Tinggi (m)	10,16
Diameter (m)	5,08
Laju alir <i>reflux drum</i> (m ³ /s)	0,1782
Tinggi (m)	8,16
Diameter (m)	4,08

Selanjutnya input dan output proses yang ditambahkan pada *aspen modeler block* seperti pada tabel 2 dan 3.

Tabel 2. Variabel input

Port	Variabel Input	Unit
1	Level pada <i>top column</i>	m
2	Tekanan pada <i>top column</i>	N/m ²
3	Level pada <i>base column</i>	m

Tabel 3. Variabel output

Port	Variabel Output	Unit
1	<i>Stream</i> pada <i>top product</i>	kg/s
2	<i>Q Condenser</i>	W
3	<i>Stream</i> pada <i>bottom product</i>	kg/s

Saat simulasi *dynamics* pada tahap sebelumnya berhasil dijalankan, maka secara *default* akan menampilkan *controller* dengan tipe *Proportional Integral (PI) controller*[18] yang telah terpasang pada proses. Terdapat tiga *controller* yang terpasang diantaranya *reboiler level control*, *top column pressure control*, dan *reflux drum level control*. Sesuai dengan tujuan penelitian, ketiga *controller* yang terpasang pada *aspen dynamics* digantikan dengan *controller* pada *matlab simulink* melalui proses integrasi. Proses

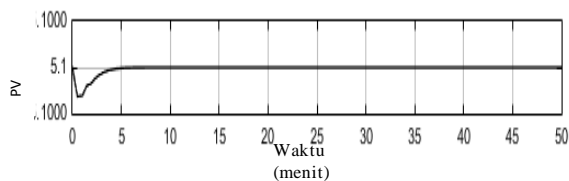
integrasi *Aspen Plus Dynamics* dan *Matlab Simulink* mampu secara bersama – sama dijalankan dalam satu waktu.

Selanjutnya tiga blok *controller* dihubungkan dengan masing – masing satu variabel input dan satu variabel output. Output variabel dari *Aspen Modeler Block* menjadi input *controller* dan output *controller* menjadi input variabel dari *Aspen Modeler Block*.

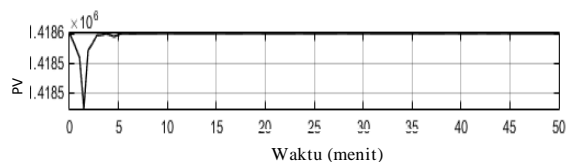
Semua *controller* berhasil terpasang, simulasi dijalankan dengan integrasi dari kedua simulasi, baik *matlab simulink* maupun *aspen dynamics* berjalan secara bersamaan. Artinya proses yang dibangun di *aspen plus dynamics* secara *real time* dapat dikendalikan menggunakan *matlab simulink*.

Pada *refluk drum level control*, nilai *setpoint* sebesar 5,1 meter. Level pada *top column* merupakan *controlled variable* dan aliran keluar pada *top product* merupakan *manipulated variable*. Saat simulasi dijalankan, level pada *top column* menurun namun naik pada menit ke-4 dan mencapai *setpoint* kembali seperti ditunjukkan pada gambar 1.

Nilai *setpoint* pada *top column pressure control* sebesar $1,4186 \times 10^6$ N/m². Tekanan pada *top column* merupakan *controlled variable* dan *Q condenser* merupakan *manipulated variable*. Simulasi dijalankan seperti ditunjukkan pada gambar 2. Tekanan pada *top column* menurun pada menit ke-1 namun naik pada menit ke-4 dan mencapai *setpoint* kembali.



Gambar 1. Hasil simulasi pada *refluk drum level control*

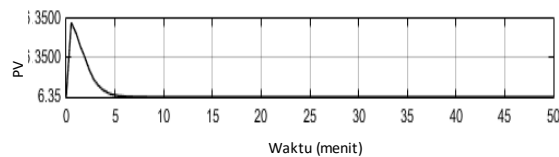


Gambar 2. Hasil simulasi pada *top column pressure control*

Gambar 3 menunjukkan hasil simulasi pada *reboiler level control* dengan *setpoint* sebesar 6,35 meter. Level pada *base column* merupakan *controlled variable* dan

aliran pada *bottom product* merupakan *manipulated variable*. Level pada *base column*

Gambar 3. Hasil simulasi pada *reboiler level control*



mengalami kenaikan namun turun pada menit ke-4 dan mampu mencapai *setpoint* kembali pada menit ke-5.

Berdasarkan hasil simulasi pada ketiga *controller*, respon menunjukkan bahwa *controlled variable* pada masing-masing *controller* mampu melakukan *tracking setpoint* dengan baik dan *steady* sampai waktu 50 menit. Hal ini menunjukkan *PI controller* pada *matlab simulink* mampu mengendalikan kolom distilasi propana-isobutana yang disimulasikan menggunakan *aspen plus dynamics*.

Dengan adanya proses integrasi, kolom distilasi mampu dikendalikan dengan bantuan *matlab simulink* secara *real time*. Tanpa integrasi, kolom distilasi hanya dapat diwakili oleh model dinamis linier yang diambil dari simulasi *aspen plus dynamics* kemudian dikendalikan menggunakan bantuan *matlab simulink*. Model dinamis tersebut telah dilinierisasi sehingga tidak mewakili proses secara utuh. Proses integrasi merupakan langkah awal untuk melakukan pengembangan ke tahap *advanced controller*.

KESIMPULAN

Simulasi *steady-state* dan *dynamics* pada proses distilasi propana-isobutana dapat dijalankan dengan baik. Proses integrasi antara *aspen plus dynamics* dan *matlab simulink* telah berhasil dilakukan. Terdapat tiga *controller* yang terpasang yaitu *refluk drum level control*, *top column pressure control*, dan *reboiler level control*. Ketiga *controller* mampu mengendalikan proses dengan baik. Hal ini dibuktikan dengan proses dapat kembali ke *setpoint* dan tidak ada *error steady-state*.

UCAPAN TERIMA KASIH

Terima kasih kepada Direktorat Riset dan Pengabdian Masyarakat Deputi Bidang Penguatan Riset dan Pengembangan Kementerian Pendidikan, Kebudayaan, Riset dan Teknologi yang telah mendanai penuh dalam penelitian ini melalui Hibah

Penelitian Dosen Pemula (PDP) pelaksanaan tahun 2021.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] B. W. Bequette, "Nonlinear Control of Chemical Processes: A Review," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 30, no. 7, hal. 1391–1413, 1991, doi: 10.1021/ie00055a001.
- [2] J. P. Sutikno, Z. Azizah, R. Handogo, *et al.*, "Inverted Decoupling 2DoF Internal Model Control For MIMO Processes," *Int. J. Technol.*, vol. 10, no. 3, hal. 502–511, 2019, doi: <https://doi.org/10.14716/ijtech.v10i3.2922>.
- [3] Z. Azizah, J. P. Sutikno, R. Handogo, *et al.*, "Inverted decoupling MIMO internal model control using Mp tuning," *IOP Conf. Ser. Mater. Sci. Eng.*, vol. 736, no. 2, 2020, doi: 10.1088/1757-899X/736/2/022101.
- [4] R. A. Hikmadiyah, J. P. Sutikno, R. Handogo, *et al.*, "A control strategy for nonconventional column/rectifier configuration for composition control," *IOP Conf. Ser. Mater. Sci. Eng.*, vol. 736, no. 5, 2020, doi: 10.1088/1757-899X/736/5/052027.
- [5] R. A. Hikmadiyah, J. P. Sutikno, R. Handogo, *et al.*, dan A. Hisyam, "Process Dynamic and Control for Nonconventional Column/Rectifier Configuration with Aspen Hysys v10.0," *IOP Conf. Ser. Mater. Sci. Eng.*, vol. 543, no. 1, hal. 0–6, 2019, doi: 10.1088/1757-899X/543/1/012049.
- [6] K. Ogata, *Modern control engineering*, Fifth edit. Prentice Hall, 2017.
- [7] E. Ariyanto dan C. Cekdin, "451-872-1-Sm," no. November, hal. 1–8, 2015.
- [8] B. B. Wara dan B. Setiyono, "Kinerja Kontroler Internal Model Kontrol (Imc) Pada Plant First Orde Plus Dead Time (Fopdt)," *Transmisi*, vol. 19, no. 2, hal. 58–64, 2017, doi: 10.12777/transmisi.19.2.58-64.
- [9] Z. Azizah, "Simulasi Steady State dan Dynamic pada Kolom De-isobutanizer dengan Penambahan Invers Decoupling pada Sistem Closedloop," vol. VII, no. 2460, hal. 9–22, 2021.
- [10] Z. Azizah *et al.*, "Process control on modified III Quadruple Tank using LabVIEW application," *AIP Conf. Proc.*, vol. 1840, 2017, doi: 10.1063/1.4982295.
- [11] A. O. Babatunde dan W. R. Harmon, *Process Dynamic Modeling and Control*. 1994.
- [12] W. L. Luyben, *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*, Second Edi. Lehigh University, Bethlehem, Pennsylvania, 2013.
- [13] K. I. M. AL-MALAH, *Aspen Plus Chemical Engineering Textbook*. 2017.
- [14] W. L. Luyben, "Chemical Engineering and Processing: Process Intensification Design and control of dual condensers in distillation columns," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 74, hal. 106–114, 2013, doi: 10.1016/j.cep.2013.08.007.
- [15] B. Hu, Z. Zhao, dan J. Liang, "Multi-loop nonlinear internal model controller design under nonlinear dynamic PLS framework using ARX-neural network model," *J. Process Control*, vol. 22, no. 1, hal. 207–217, 2012, doi: 10.1016/j.jprocont.2011.09.002.
- [16] I. Díaz dan M. Rodríguez, *On-line Fault Diagnosis by Combining Functional and Dynamic Modelling of Chemical Plants*, vol. 33. Elsevier, 2014.
- [17] M. Rodríguez, P. Z. Li, dan I. Díaz, "A control strategy for extractive and reactive dividing wall columns," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 113, hal. 14–19, 2017, doi: 10.1016/j.cep.2016.10.004.
- [18] D. Seborg, T. Edgar, D. Mellicamp, *et al.*, "Process Dynamics and Control," *John Wiley Sons*, hal. 595, 2011, doi: 10.1007/s13398-014-0173-7.2.