

Pembuatan *Operator Training Simulator* Unit Proses *Stripping* dan *Purification* pada Pabrik Urea Menggunakan Fasilitas Pemrograman *Function Block* pada *Distributed Control System*

Samuel Yonathan, Estiyanti Ekawati, dan Agus Samsi

Program Studi Teknik Fisika - Institut Teknologi Bandung

Abstrak

Urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$) merupakan senyawa organik yang cukup banyak digunakan dalam dunia industri. Keberjalanan industri urea sendiri memerlukan pengawasan yang baik pada sistem kontrolnya. Hal ini membutuhkan peran operator handal yang mampu memahami karakteristik proses di lapangan serta tanggap terhadap berbagai situasi yang mungkin terjadi. *Operator Training Simulator* (OTS) merupakan salah satu sarana pelatihan yang cepat dan aman agar seorang operator dapat bekerja dengan baik. Pada penelitian ini, OTS dibangun menggunakan perangkat DCS Centum CS3000 Yokogawa untuk mensimulasikan unit proses *stripping* dan *purification* yang terdiri atas unit *Stripper*, *High Pressure Decomposer*, *Low Pressure Decomposer*, serta *Flash Separator* pada pabrik pupuk urea milik PT. Petrokimia Gresik. Untuk mensimulasikan proses digunakan pemodelan matematika berdasarkan hukum kekekalan massa dan energi mencakup perubahan laju aliran massa dan mol, serta perubahan laju temperatur keluaran fasa cair dan gas. Pemodelan diprogram menggunakan fasilitas *Function Block* milik DCS serta perangkat simulasi milik Matlab®. Parameter model didapat dari literatur serta dari kondisi normal pabrik. Antarmuka simulator dibangun pada *fasilitas Control Drawing* untuk memudahkan pengguna memahami dinamika proses serta berkomunikasi dengan simulator dalam bentuk perubahan input. Dari hasil simulasi dan validasi terhadap data desain milik PT. Petrokimia Gresik didapatkan faktor kesalahan simulator paling tinggi sebesar 11,12% pada simulasi unit *Low Pressure Decomposer*. Dari nilai tersebut dapat disimpulkan OTS telah layak merepresentasikan kondisi operasi normal *plant* nyata pada pabrik tersebut.

Kata Kunci: DCS, Operator Training Simulator, Stripping, Purification, HMI, Function Block

Abstract

Urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$) is an organic compound that usually used in industrial process. In the production of Urea, supervising of control system is the responsibility of the operator so that the operator should understand the production process. *Operator Training Simulator* (OTS) is a virtual plant that can help operator to learn production process. In this research, OTS was built using DCS Centum CS3000 to simulate *stripping* and *purification* processes for Urea production. Those units consist of *stripper* unit, *high pressure decomposer*, *low pressure decomposer* and *flash separator* unit. All of units resemble a real plant at PT. Petrokimia Gresik. Mathematical model that was used in the simulation based on the equilibrium of mass and energy law, including calculation of mass flow velocity and mole, temperature changes velocity of liquid and gas phase output. The model was programed using *Function Block* facility in DCS and Matlab® software based on data literature and normal operation of a real plant at PT. Petrokimia Gresik. Interface of the simulator was built on *control drawing* facility to show the dynamic process and to communicate with simulator in the form of input changes. Validation was performed by comparing simulation results to real data from the plant. As a result, 11, 12 % error was found at *low pressure decomposer* unit.

Keyword: DCS, OTS, stripping, purification, HMI, function block.

1 Pendahuluan

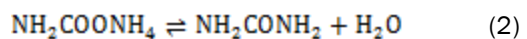
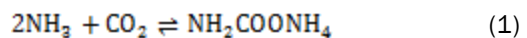
Urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$) merupakan senyawa yang organik yang berhasil disintesis dari senyawa anorganik amoniak (NH_3) dan karbon dioksida (CO_2). Urea banyak digunakan di dalam industri seperti pada pembuatan resin urea-formaldehid, bahan dasar melamin, dan makanan ternak. Untuk skala kecil, urea dapat digunakan sebagai bahan mentah industri fermentasi, industri farmasi, dan petroleum. Pada sebuah *plant* urea terdapat berbagai unit yang menunjang produksi pupuk urea. Unit-unit tersebut umumnya terbagi ke dalam 6 unit besar, antara lain unit sintesis, unit purifikasi (dekomposisi), unit konsentrasi, unit granulasi/*prilling*, unit pengolahan limbah cair, dan unit *recovery*. Setiap komponen pada unit tersebut terintegrasi satu sama lain oleh sebuah pengontrol. Pengontrol tersebut diawasi oleh operator-operator yang bertanggung jawab penuh terhadap keberlangsungan dan kestabilan proses pada setiap unit di lapangan. Proses-proses tersebut dikontrol dengan menggunakan suatu sistem pengontrol dan *Distributed Control System* (DCS) yang merupakan salah satu sistem pengontrol yang umum digunakan dalam dunia industri proses.

Pengoperasian DCS ini membutuhkan seorang operator handal yang mampu memahami karakteristik dari setiap komponen di lapangan. Komponen di lapangan meliputi karakteristik setiap unit serta karakteristik bahan baku unit tersebut, sehingga operator tersebut dapat mengoperasikan DCS dengan baik dan dapat mengatasi berbagai kondisi, baik kondisi normal maupun kondisi abnormal, mulai dari proses *startup*, *shutdown*, kondisi tunak, serta penanganan dalam keadaan darurat. Pelatihan untuk operator yang ada saat ini dirasa kurang mampu mengakomodasi seorang operator untuk dapat mengetahui proses di lapangan dengan cepat dan aman. Untuk itu, perlu dirancang suatu perangkat yang mempermudah operator dalam memahami kondisi dan karakteristik proses dalam keadaan apapun, yang dinamakan *Operator Training Simulator*.

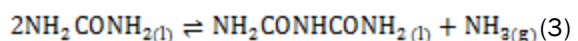
2 Teori Dasar

2.1 Proses Pembuatan Urea

Urea (NH_2CONH_2) dibentuk melalui reaksi kimia antara karbon dioksida (CO_2) dan amoniak (NH_3) melalui reaksi kesetimbangan seperti terlihat pada persamaan (1) dan (2) [1].



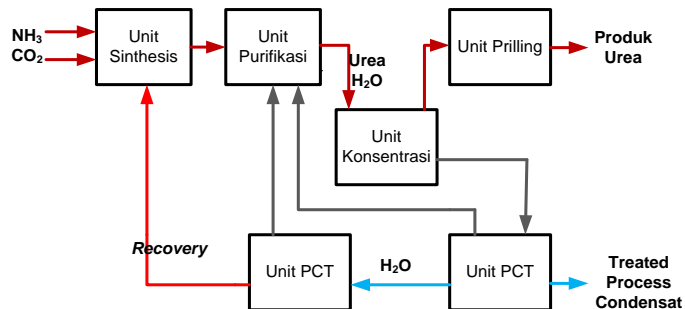
Persamaan (1) merupakan reaksi eksotermis dan sangat cepat mencapai kesetimbangan sementara persamaan (2) merupakan reaksi endotermis dan lambat mencapai kesetimbangan. Persamaan (1) dan (2) harus dijaga agar tidak terjadi pembentukan biuret. Biuret merupakan senyawa urea terkondensasi akibat temperatur yang tinggi dan bersifat racun pada tanaman karena mendekomposisi protein dan mengganggu metabolisme Nitrogen yang keduanya merupakan senyawa yang sangat penting bagi pertumbuhan tanaman [2]. Pembentukan biuret dapat dilihat pada reaksi persamaan (3)



biuret

Penelitian ini mensimulasikan proses ACES by *Toyo Engineering* yang digunakan pada PT. Petrokimia Gresik. Subproses yang disimulasikan adalah proses *stripping* unit *Stripper* dan proses *purification* unit *High Pressure Decomposer*, *Low Pressure Decomposer*, dan *Flash Separator*.

Proses pembuatan urea proses ACES dapat dilihat pada bagan berikut:



Gambar 11 Alur pembentukan urea proses ACES

Pada prinsipnya proses pembuatan urea proses ACES adalah sebagai berikut [1] :

1. Unit sintesis mereaksikan likuid NH_3 dan gas CO_2 di dalam reaktor, bersama dengan larutan *recycle* karbamat yang berasal dari unit *recovery*. Urea hasil sintesis kemudian dikirimkan ke unit purifikasi untuk dibersihkan/dimurnikan dari amoniak karbamat dan excess amoniak setelah sebelumnya di-*stripping* oleh gas CO_2 pada *stripper*.
2. Amonium karbamat yang tidak terkonversi serta excess amoniak dari unit sintesis diuraikan dan dipisahkan dengan cara penurunan tekanan dan pemanasan dengan 2 langkah penurunan tekanan, yakni pada $17,5 \text{ kg/cm}^2$ dan pada $2,5 \text{ kg/cm}^2$. Hasil penguraian berupa gas CO_2 dan NH_3 dikirim ke unit *recovery* sementara larutan urea yang sudah bersih dikirimkan ke unit kristalisasi.
3. Larutan urea bersih dari unit purifikasi kemudian dipanaskan pada kondisi vakum sehingga air yang masih terkandung dalam larutan urea berubah menjadi uap dan menaikkan konsentrasi urea. Proses ini dilakukan dalam 2 tahap untuk mencegah urea memadat terlalu cepat. Proses konsentrasi pertama akan meningkatkan konsentrasi urea dari 68% berat menjadi 84% berat. Sementara, proses konsentrasi kedua akan meningkatkan konsentrasi urea dari 84% berat menjadi 99,7% berat dan mengubah wujud urea menjadi kristal.
4. Kristal urea kemudian dikirimkan ke bagian atas *prilling tower* untuk dilelehkan dan didistribusikan merata ke distributor. Dari distributor lelehan dijatuhkan ke bawah sambil didinginkan oleh udara dari bawah yang akan menghasilkan produk urea butiran (*prill*). Produk urea tersebut kemudian dikirimkan menuju *Bulk Storage* dengan menggunakan *belt conveyer*.

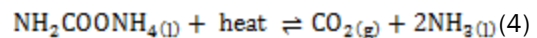
2.2 Unit Proses *Stripping*

Penelitian ini mensimulasikan unit *stripper* pada proses *stripping*, yaitu alat yang digunakan untuk memisahkan satu komponen atau lebih dari campurannya (*solute*) dengan menggunakan prinsip perbedaan kelarutan (Hukum Henry) [3]. Pada *plant* urea, *Stripping* adalah operasi pemisahan *solute*, dalam hal ini excess amoniak dan larutan

karbamat, dari fasa cair ke fasa gas [1]. Ini dilakukan dengan mengontakkan larutan urea yang berisi *solute* dengan pelarut gas CO₂ secara berlawanan arah (*counter-current flow*). Gas CO₂ dipilih karena gas tersebut tidak larut ke dalam cairan dan dapat mengikat CO₂ yang terkandung dalam larutan *solute*. Selama proses *stripping*, faktor hidrolisis urea dan faktor pembentukan biuret menjadi faktor yang sangat penting untuk diperhatikan.

2.3 Unit Proses Purification [4]

Pada penelitian ini, unit yang disimulasikan pada proses purifikasi adalah unit *HP Decomposer*, *LP Decomposer* dan *Flash Separator*. Pada prinsipnya, unit *purification* melakukan proses dekomposisi larutan karbamat menjadi gas NH₃ dan gas CO₂ dengan cara melakukan ekspansi tekanan dan pemanasan. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



2.4 Operator Training Simulator

Operator Training Simulator (OTS) merupakan sebuah sistem berbasis komputer untuk simulasi proses dan sistem kontrol industri yang umumnya diciptakan sebagai sarana pelatihan operator suatu pabrik atau industri, baik operator senior maupun operator muda, sehingga operator dapat merasakan pengalaman mengendalikan *plant* melalui simulasi. *Plant* dalam sebuah OTS merupakan *virtual plant* yang dirancang dengan memvisualisasikan hasil pemodelan matematika dari *plant* yang sesungguhnya sehingga karakteristik dari *virtual plant* tersebut menyerupai keadaan *plant* di lapangan. Pada penelitian ini OTS dibuat pada perangkat *Distributed Control System* (DCS). DCS sendiri merupakan sistem kontrol yang umum digunakan dalam dunia industri, yang mampu menghimpun serta mengakuisisi data-data dari lapangan secara simultan dan memutuskan langkah mana yang akan dilakukan berdasarkan data tersebut secara simultan juga. DCS memiliki fitur yang dapat digunakan untuk membuat OTS yakni *Function Block*. Dengan menggunakan DCS, operator dapat lebih familiar dalam mempelajari simulasi sistem kontrol yang ada di lapangan.

3 Pembangunan Simulator

3.1 Pemodelan

Penelitian ini menggunakan pemodelan yang diturunkan dari persamaan diferensial non-linier berdasarkan hukum kekekalan massa dan hukum kekekalan energi. Pemodelan yang dilakukan pada simulator ini adalah laju aliran mol keluaran CO₂, NH₃ dan urea serta temperatur keluaran larutan dan gas urea beserta CO₂ dan NH₃ yang masih terkandung di dalamnya. Pemodelan laju aliran mol dan temperatur untuk seluruh sistem dianalogikan dengan reaksi pada reaktor, dengan asumsi perbandingan antara keluaran fasa cair dan gas adalah tetap berdasarkan kondisi desain, keluaran urea dan zat biuret dianggap telah diketahui, serta air dianggap tidak mempengaruhi sistem. Berikut adalah pemodelan untuk masing-masing unit:

3.1.1 Pemodelan Stripper

$$\frac{d}{dt} C_{o,CO_2(g)} = \frac{m_{i,CO_2}}{V_{Stripper} \rho_{CO_2}} \frac{(C_{i,CO_2(l)} - C_{o,CO_2(l)} - C_{o,CO_2(g)} + C_{o,CO_2(g)_hid})}{V_{Stripper}} + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,CO_2(g)}}{V_{Stripper}} \quad (6)$$

$$\frac{d}{dt} C_{o,NH_3(g)} = \frac{m_{i,NH_3}}{V_{Stripper} \rho_{NH_3}} \frac{(C_{i,NH_3(l)} - C_{o,NH_3(l)} - C_{o,NH_3(g)} + C_{o,NH_3(g)_hid})}{V_{Stripper}} + 2 * k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,NH_3(g)}}{V_{Stripper}} \quad (7)$$

$$\frac{d}{dt} C_{o,urea} = \frac{m_{i,urea}}{V_{Stripper} \rho_{urea}} \frac{(C_{i,urea} - C_{o,urea} - C_{o,urea_hidrolisis})}{V_{Stripper}} + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,urea}}{V_{Stripper}} \quad (8)$$

$$\frac{d}{dt} T_o = \frac{\dot{m}_i}{\rho_{carb} * V_{Stripper}} (T_i - T_o) - k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,carb}}{V_{Stripper}} \frac{\Delta H_{i,carbmat}}{\rho_{carb} C_{p,total}} - \frac{Q_{steam}}{\rho_{carb} C_{p,total} * V_{Stripper}} + 0.5 * k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,urea}}{V_{Stripper}} \frac{\Delta H_{i,urea}}{\rho_{carb} C_{p,total}} - \frac{\dot{m}_{CO_2}}{\rho_{carb} * V_{Stripper}} (T_{CO_2} - T_o) \quad (9)$$

3.1.2 Pemodelan Decomposer

$$\frac{d}{dt} C_{o,CO_2(g),j,k} = \frac{m_{i,CO_2}}{V_{j,k} \rho_{CO_2}} * \frac{(C_{i,CO_2(l),j,k} - C_{o,CO_2(l),j,k} - C_{o,CO_2(g),j,k} + C_{o,CO_2(g)_hid,j,k})}{V_{j,k}} + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,CO_2(g),j,k}}{V_{j,k}} \quad (10)$$

$$\frac{d}{dt} C_{o,NH_3(g),j,k} = \frac{m_{i,NH_3,j,k}}{V_{j,k} \rho_{NH_3}} * \frac{(C_{i,NH_3(l),j,k} - C_{o,NH_3(l),j,k} - C_{o,NH_3(g),j,k} + C_{o,NH_3(g)_hid,j,k})}{V_{j,k}} + 2 * k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,NH_3(g),j,k}}{V_{j,k}} \quad (11)$$

$$\frac{d}{dt} C_{o,urea,j,k} = \frac{m_{i,urea,j,k}}{V_{j,k} \rho_{urea}} * \frac{(C_{i,urea,j,k} - C_{o,urea,j,k} - C_{o,urea_hid,j,k})}{V_{j,k}} + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,urea,j,k}}{V_{j,k}} \quad (12)$$

$$\frac{d}{dt} T_{o,j} = \frac{\dot{m}_{i,j}}{\rho_{carb} * V_j} (T_{i,j} - T_{o,j}) - k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,carb,j}}{V_j} \frac{\Delta H_{i,carbmat}}{\rho_{carb,j} C_{p,total}} + \frac{Q_{steam,j}}{\rho_{carb,j} C_{p,total} * V_j} + 0.5 * k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,urea,j}}{V_j} \frac{\Delta H_{i,urea,j}}{\rho_{carb,j} C_{p,total}} \quad (13)$$

$$\frac{d}{dt} T_{o,k} = \frac{\dot{m}_{i,k}}{\rho_{carb,k} * V_k} (T_{i,k} - T_{o,k}) - k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,carb,k}}{V_k} \frac{\Delta H_{i,carb}}{\rho_{carb,k} C_{p,total}} + \frac{Q_{steam,k}}{V_k C_{p,total} \rho_{carb,k}} + 0.5 * k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,urea,k}}{V_k} \frac{\Delta H_{i,urea}}{\rho_{carb,k} C_{p,total}} + \frac{\dot{m}_{anus_33}}{\rho_{anus_33} * V_k} (T_{anus_33} - T_{o,k}) + \frac{\dot{m}_{CO_2_stripping_gas,k}}{\rho_{CO_2_stripping_gas,k} * V_k} (T_{CO_2_stripping_gas,k} - T_{o,k}) - EX_1 \quad (14)$$

3.1.3 Pemodelan Flash Separator

$$\frac{d}{dt} C_{o,CO_2(g)} = \frac{m_{i,CO_2}}{V_{FlashSeparator} \rho_{CO_2}} * \frac{(C_{i,CO_2(l)} - C_{o,CO_2(l)} - C_{o,CO_2(g)} - C_{o,CO_2(g)_rx})}{V_{FlashSeparator}} + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,CO_2(g)}}{V_{FlashSeparator}} \quad (15)$$

$$\frac{d}{dt} C_{o,NH_3(g)} = \frac{m_{i,NH_3}}{V_{FlashSeparator} \rho_{NH_3}} * \frac{(C_{i,NH_3(l)} - C_{o,NH_3(l)} - C_{o,NH_3(g)} - C_{o,NH_3(g)_rx})}{V_{FlashSeparator}} + 2 * k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,NH_3(g)}}{V_{FlashSeparator}} \quad (16)$$

$$\frac{d}{dt} C_{o,urea} = (C_{i,urea} - C_{o,urea} + C_{urea_rx}) + k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}} \frac{C_{o,urea}}{V_{FlashSeparator}} \quad (17)$$

$$\frac{dT_o}{dt} = \frac{\dot{m}_i}{\rho_{carb}}(T_i - T_o) - k_0 e^{-\frac{E}{RT_o}} \frac{C_{o,carb}}{V_{FlashSeparator}} \frac{\Delta H_{carb}}{\rho_{carb} C_{Ptotal}} - EX_2 \tag{18}$$

Berikut adalah tabel daftar simbol yang digunakan pada pemodelan di atas:

Tabel 4 Daftar simbol

<p>$C_{i,x}$: Laju aliran mol masukan sistem untuk komponen x (kmol/h)</p> <p>$C_{o,x}$: Laju aliran mol keluaran sistem untuk komponen x (kmol/h)</p> <p>E' : Kalor spesifik pada tekanan tetap (kJ/kg.K)</p> <p>E'' : Energi aktivasi reaksi hidrolisis urea (kJ/kmol)</p> <p>EX_1 : Energi aktivasi reaksi pembentukan biuret (kJ/kmol)</p> <p>EX_2 : Energi aktivasi reaksi pembentukan biuret (kJ/kmol)</p> <p>H : Konstanta ekspansi unit Low Pressure Decomposer</p> <p>ΔH_x : Konstanta ekspansi unit Flash Separator</p> <p>ΔH_{rx} : Entalpi (kJ/kg) Perubahan entalpi (kJ/kmol) Perubahan entalpi reaksi x (kJ/h)</p>	<p>k_0' : Konstanta laju reaksi karbamat (/s)</p> <p>k_0^x : Konstanta laju reaksi urea (/s)</p> <p>\dot{m}_i : Total laju aliran massa masukan sistem (kg/h)</p> <p>Q_x : Kalor komponen x (kJ/h)</p> <p>R : Konstanta gas ideal (kJ/kmol.K)</p> <p>T_x : Temperatur komponen x (K)</p> <p>T_i : Temperatur masukan sistem (K)</p> <p>T_o : Temperatur keluaran sistem (K)</p> <p>V_x : Volume sistem x (m³)</p> <p>ρ_x : Massa jenis komponen x (kg/m³)</p>
Subscript:	
<p>i : Input (masukan)</p> <p>j : High Pressure Decomposer</p>	<p>o : Output (keluaran)</p> <p>k : Low Pressure Decomposer</p>

3.2 Pembangunan *Function Block*

Function Block berfungsi sebagai *plant virtual* yang mana akan mensimulasikan berbagai proses yang terjadi seperti pada *plant* nyata, yang dibangun dengan menggunakan algoritma matematika berdasarkan pemodelan di atas. Jenis blok yang digunakan antara lain blok MLD, MLD-PVI, PVI, CALCU, INTEG, EXP, dan PIO.

3.3 Pembangunan *Human Machine Interface (HMI)*

Tujuan pembangunan HMI adalah untuk mempermudah pengoperasian simulasi *plant*. Oleh karena itu, HMI harus dibangun sedemikian rupa sehingga *user* dapat mengamati dan mengoperasikan *simulator* dengan mudah. Perangkat pada DCS yang digunakan dalam pembangunan HMI antara lain *Faceplate*, *Tuning window*, *Graphics window* dan *Trend Group*. Contoh HMI dapat dilihat pada Gambar 2 berikut:



Gambar 12 HMI unit sintesis

4 Hasil dan Analisis

4.1 Hasil Simulasi Unit Stripper

Berdasarkan hasil simulasi, OTS telah dapat melakukan simulasi unit *stripper* dengan faktor kesalahan simulasi paling besar hanya 0,69%. Faktor kesalahan terbesar ditunjukkan oleh simulasi laju keluaran temperatur fasa gas. Adapun faktor kesalahan lainnya sangat baik, yakni lebih kecil dari 0,3%.

4.2 Hasil Simulasi Unit HP Decomposer

Berdasarkan hasil simulasi, OTS telah dapat melakukan simulasi unit *HP Decomposer* dengan faktor kesalahan yang cukup besar, yakni 20,78% untuk simulasi laju aliran mol komponen amoniak fasa gas.

Berikut adalah tabel perbandingan hasil simulasi dengan data desain [4]:

Tabel 5 Hasil simulasi unit HP Decomposer

Komponen Masukan	Fasa	Simulator	Data Desain	Error	$\frac{\text{Error}}{\text{Data Desain}}$ (%)
Urea (kmol/j)	Liquid	981.3	981.15	0.15	0.02%
CO ₂ (kmol/j)	Liquid	62.691	62.77	0.079	0.13%
	Gas	315.822	296.76	19.948	5.94%
NH ₃ (kmol/j)	Liquid	381.242	381.29	0.048	0.01%
	Gas	551.406	615.24	144.654	20.78%
Temperatur Keluaran (K)	Liquid	430.999	431	0.001	0.00%
	Gas	430.999	431	0.001	0.00%

Faktor kesalahan yang cukup tinggi pada hasil simulasi keluaran gas amoniak disebabkan karena sensor di lapangan yang mengukur persen berat masing-masing komponen fasa gas diletakkan setelah laju aliran gas tersebut ditambah dengan laju aliran gas keluaran unit *HP Decomposer* dari tray bawah. Sementara, *simulator* tidak mensimulasikan

pembentukan gas pada *tray* bawah dari *HP Decomposer* [5]. Sehingga, data hanya divalidasi dengan data keluaran fasa liquid dari unit tersebut.

4.3 Hasil Simulasi Unit *LP Decomposer*

Berdasarkan hasil simulasi, OTS telah dapat melakukan simulasi unit *LP Decomposer* dengan faktor kesalahan tertinggi sebesar 11,12% pada laju aliran mol keluaran karbon dioksida fasa liquid. Untuk komponen lain, faktor kesalahan yang ada pada saat simulasi cukup kecil yakni dibawah 0,4%. Faktor kesalahan ini muncul akibat adanya penjarangan kesalahan yang diteruskan dari unit *HP Decomposer* sampai unit *Flash Separator*. Penjarangan kesalahan ini mengakibatkan adanya selisih antara jumlah laju aliran massa dan mempengaruhi kalkulasi keluaran sistem. Selisih ini mengakibatkan nilai faktor kesalahan yang cukup tinggi.

4.4 Hasil Simulasi Unit *Flash Separator*

Berdasarkan hasil simulasi, OTS telah dapat melakukan simulasi unit *Flash Separator* dengan faktor kesalahan tertinggi sebesar 7,18% pada laju aliran mol keluaran karbon dioksida fasa cair. Untuk simulasi komponen lain, diperoleh data faktor kesalahan yang cukup rendah yakni dibawah 3,6%.

4.5 Keterbatasan Simulator

OTS yang dirancang masih memiliki keterbatasan-keterbatasan, antara lain belum dapat mensimulasikan kondisi *startup* dan *shutdown*, menggunakan beberapa asumsi dan pendekatan seperti pendekatan terhadap nilai kalor spesifik dan terhadap nilai perbandingan jumlah fluida fasa cair dan gas pada temperatur tertentu (*liquid vapor equilibrium*) dan pendekatan terhadap jumlah kalor *steam* yang masuk yang disesuaikan terhadap kondisi tunak. OTS juga belum dapat mensimulasikan komponen aktuator di lapangan seperti katup dan pompa. Keterbatasan lainnya adalah OTS tidak mensimulasikan secara kontinu laju aliran temperatur dari *stripper* menuju *HP Decomposer* karena diantara proses tersebut terdapat proses pertukaran kalor pada kondenser yang tidak disimulasikan pada OTS.

5 Kesimpulan

Dapat disimpulkan bahwa OTS telah layak digunakan untuk melakukan simulasi kondisi tunak dari *plant urea* proses *stripping* dan *purification* milik PT. Petrokimia Gresik dengan faktor kesalahan tertinggi sebesar 11,12% pada simulasi laju aliran materi unit *Low Pressure Decomposer*. Faktor kesalahan terbesar ini disebabkan karena kurang tepatnya nilai *liquid vapor equilibrium* serta tidak dimodelkannya reaksi bolak-balik saat proses *stripping* terjadi. Adapun simulator ini valid digunakan pada rentang $\pm 1\%$ pada data masukan yang harus dimasukkan sebagai parameter pada simulator.

6 Daftar Pustaka

- [1] Petrokimia Gresik Group. 1991. *Buku Petunjuk Operasi Manual*, Gresik: PT. Petrokimia Gresik.
- [2] Mikkelsen. 1990. R., " Biuret in urea fertilizer", *Nutrient Cycling in Agroecosystems* 26(1),311-318.

- [3] Perry, R.H., and D.W. Green. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7th ed., New York: McGraw-Hill Inc.
- [4] Ningtyas, M.F., and S.H. Maula. 2011. "Laporan Praktek Kerja Departemen Produksi I Unit Urea PT Petrokimia Gresik", *Laporan Kerja Praktik: Program Studi Teknik Kimia*, Universitas 11 Maret Surakarta.
- [5] PT Petrokimia Gresik. 1991. "*Process Flow Diagram (Direct Prilling Process)*".

