

---

# Prediksi Solubilitas (Absorpsi) Gas CO<sub>2</sub> dalam Larutan Potasium Karbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) dan MDEA Menggunakan Simulasi ASPEN

Yuni Kurniati<sup>1,\*</sup>, Lailatul Qomariyah<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Agroindustri, Universitas Internasional Semen Indonesia (UISI), Kompleks PT. Semen Indonesia (Persero) Tbk., Jl. Veteran, Gresik, 61122

<sup>2</sup>Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Kampus ITS, Jl. Teknik Kimia, Sukolilo, Surabaya 60111

\*E-mail: yuni.kurniati@uisi.ac.id

## ABSTRAK

Gas karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) merupakan gas asam (*acid gas*), karena sifatnya yang asam. Karena sifat asamnya ini, CO<sub>2</sub> tergolong gas *impurities* yang sangat merugikan. Kecenderungan proses *removal* gas CO<sub>2</sub> dari gas proses yang banyak diaplikasikan di industri kimia adalah absorpsi CO<sub>2</sub> dalam larutan yang disertai reaksi kimia dengan menggunakan pelarut potasium karbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) dengan penambahan *amine* sebagai promotor. Salah satu *amine* yang umum digunakan dalam industri kimia yaitu MDEA, dimana dikenal dengan proses *Benfield*. Data kesetimbangan fase uap-cair sistem CO<sub>2</sub>-K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-MDEA-H<sub>2</sub>O dibutuhkan untuk perancangan yang rasional dan operasi yang optimal dari unit CO<sub>2</sub> *removal*. Penelitian ini bertujuan untuk memprediksi data solubilitas gas CO<sub>2</sub> di dalam larutan potasium karbonat dengan promotor MDEA pada tekanan 1 atm serta komposisi K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-MDEA yaitu 30% massa K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-2% massa MDEA pada temperatur 30, 50 dan 70°C dengan menggunakan model elektrolit-NRTL. Perhitungan ini menggunakan program ASPEN PLUS V7.3, kemudian selanjutnya digunakan untuk membandingkan hasilnya dengan penelitian terdahulu secara eksperimen dan simulasi menggunakan MATLAB. Hasil prediksi dibandingkan dengan data eksperimen dengan ARD tekanan parsial CO<sub>2</sub> 22,5%. Pada penelitian ini, kenaikan CO<sub>2</sub> *loading* pada rentang 0,0117-0,0187 menyebabkan kenaikan kelarutan CO<sub>2</sub> dan tekanan parsial CO<sub>2</sub> sebesar 2-3%. Selain itu, dengan adanya kenaikan temperatur dari 30-70°C menyebabkan kenaikan tekanan parsial CO<sub>2</sub> sebesar 2-3%.

**Kata kunci:** Absorpsi, kesetimbangan uap-cair, model elektrolit-NRTL, solubilitas CO<sub>2</sub>

## ABSTRACT

Carbon dioxide gas (CO<sub>2</sub>) is an acid gas, because of its acidic nature. CO<sub>2</sub> is classified as a very harmful impurities gas. The tendency of CO<sub>2</sub> removal process from process gas which is widely applied in chemical industry is chemical absorption using K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> as solvent and amine as promoter. One of the amines that can be used is MDEA, which is known as *Benfield* process. The vapor-liquid phase data of the CO<sub>2</sub>-K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-MDEA-H<sub>2</sub>O system are required for the rational design and optimal operation of the CO<sub>2</sub> removal unit. This study aimed to predict solubility data of CO<sub>2</sub> gas in *potassium carbonate* solution with MDEA promoter at 30% K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-2% MDEA with various temperatures of 30, 50, and 70°C and 1 atm using the Electrolyte Non-Random Two Liquid (ENRTL) model. This calculation used ASPEN PLUS V7.3 program, then subsequently used to compare the results with previous experimental and simulated studies using MATLAB. The predicted results were compared with experimental data with ARD mole fraction CO<sub>2</sub> 22.5% by CO<sub>2</sub> loading 0,0117-0.0187. In this study, the increase of CO<sub>2</sub> loading led to increased CO<sub>2</sub> solubility and CO<sub>2</sub> partial pressures. The increase in CO<sub>2</sub> loading results in increased CO<sub>2</sub> solubility and CO<sub>2</sub> partial pressure 2-3%. Besides, in temperature rise causes an increase in CO<sub>2</sub> partial pressure.

**Keywords:** Absorption, CO<sub>2</sub>-K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-MDEA-H<sub>2</sub>O system, electrolyte NRTL model, vapor-liquid equilibrium

## 1. PENDAHULUAN

Salah satu limbah gas industri adalah gas karbondioksida ( $\text{CO}_2$ ) yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar fosil. Gas  $\text{CO}_2$  dari hasil pembakaran tersebut dapat menyebabkan udara pada daerah padat industri memiliki tingkat polusi yang cukup tinggi. Gas  $\text{CO}_2$  berlebih dalam udara dapat menyebabkan meningkatnya suhu atmosfer yang dapat menimbulkan efek pemanasan global. Selain itu, Gas  $\text{CO}_2$  berlebih dalam udara dapat mengganggu sistem lingkungan disekitarnya. Gas  $\text{CO}_2$  tidak hanya dihasilkan dari pembakaran, Gas  $\text{CO}_2$  juga dapat kita jumpai dalam beberapa industri, seperti industri gas alam, industri pupuk, industri biogas dan lain sebagainya. Sehingga diperlukan suatu metode untuk menangkap atau menyerap Gas  $\text{CO}_2$  [1].

Berbagai macam metode pemisahan  $\text{CO}_2$  secara luas telah banyak dikembangkan, diantaranya yaitu metode membran, kriogenik, adsorpsi, dan yang paling umum digunakan adalah metode absorpsi dengan larutan kimia. Membran merupakan metode pemisahan dengan menggunakan sistem semacam selaput/membran, dimana *feed* dilewatkan melalui membran tersebut. Pada proses pemisahan ini tidak memerlukan zat kimia tambahan, tidak ada limbah buangan *by-product* yang dihasilkan, serta memerlukan tekanan operasi yang rendah dan umumnya bisa beroperasi pada temperatur lingkungan. Sementara kriogenik dapat dipakai untuk tekanan parsial  $\text{CO}_2$  yang besar, namun dengan adanya proses pendinginan, biaya yang dikeluarkan tidak sedikit. Bila digunakan untuk kandungan gas  $\text{CO}_2$  yang rendah metode ini tidak efektif dari segi ekonomi, metode ini biasanya hanya digunakan pada aliran gas dengan kandungan  $\text{CO}_2$  yang sangat besar. Sedangkan adsorpsi merupakan metode pemisahan  $\text{CO}_2$  dengan menggunakan suatu adsorben yang dapat menyerap  $\text{CO}_2$ . Proses adsorpsi telah diterapkan namun kapasitas dan selektivitas yang rendah tidak

berpotensi untuk pengambilan  $\text{CO}_2$  dari aliran gas dengan baik [2].

Metode absorpsi adalah metode pemisahan  $\text{CO}_2$  dari aliran gas yang paling ekonomis. Absorpsi  $\text{CO}_2$  dengan larutan kimia atau fisika adalah teknologi yang dikembangkan dengan baik dan telah diaplikasikan pada berbagai proses komersial, termasuk pemurnian gas dan produksi Ammonia. Salah satu proses absorpsi/stripping yang banyak dipakai dan dikembangkan adalah dengan sirkulasi larutan kimia. Proses semacam ini banyak dipakai pada produksi ammonia dan pemurnian gas alam. Sedangkan untuk proses absorpsi fisika biasanya diaplikasikan pada tekanan yang tinggi. Beberapa pelarut yang umum digunakan yaitu Selexol, Rectisol, dan Purisol. Karena pelarut fisika tidak bereaksi dengan  $\text{CO}_2$ , maka pelarut tidak terkonsumsi (tidak berkurang). Sebagai tambahan, panas absorpsi dibatasi pada *enthalpy* absorpsi fisika, yang mana nilainya jauh lebih rendah dibandingkan dengan menggunakan pelarut yang reaktif. Proses dibatasi oleh selektivitas dan laju absorpsi yang rendah [2].

Sebelumnya Cullinane and Rochelle [3] telah melakukan penelitian mengenai data termodinamika dan kinetik untuk *aqueous potassium carbonate* dengan promotor *piperazine*. Penelitian ditunjukkan pada kondisi tipe absorber untuk penghilangan  $\text{CO}_2$  dari *flue gas*. *Piperazine* digunakan sebagai additif dengan konsentrasi 20-30% berat *potassium carbonate*, diteliti pada *wetted wall column* menggunakan konsentrasi 0,6 m pada 40-80°C. Kenaikan konsentrasi  $\text{CO}_2$  dalam gas umpan pada temperatur konstan akan menyebabkan kenaikan  $\text{CO}_2$  loading, penurunan kadar  $\text{CO}_3^{2-}$ , kenaikan kadar  $\text{HCO}_3^-$ , kenaikan kadar  $\text{CO}_2$  dalam larutan, kenaikan tekanan parsial kesetimbangan  $\text{CO}_2$  dan penurunan tekanan parsial kesetimbangan  $\text{H}_2\text{O}$ . Hasil eksperimen juga dikorelasikan dengan model *Electrolyte Non-Random Two Liquid* (ENRTL) dengan deviasi absolut 3,5%

Selain itu, Winarno [4] juga telah melakukan penelitian mengenai proses absorpsi disertai reaksi kimia gas CO<sub>2</sub> menggunakan larutan K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dengan promotor *Diethanolamine* (DEA digunakan untuk menentukan data kesetimbangan Fase Uap-Cair sistem larutan elektrolit CO<sub>2</sub>-K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-*Diethanolamine*-H<sub>2</sub>O memakai kolom absorpsi tipe *wetted wall column* (WWC) pada tekanan atmosfer. Penelitian dilakukan dengan konsentrasi larutan K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30% dan DEA 2% dengan variabel temperatur 30°C, 50°C, dan 70°C dan gas umpan CO<sub>2</sub> antara 1-7%.

Penelitian-penelitian terdahulu mengindikasikan bahwa *potassium carbonate* (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) mempunyai panas regenerasi yang rendah tetapi laju reaksinya lambat bila dibandingkan dengan amine [5,6]. Beberapa penelitian [5-7] telah menunjukkan bahwa penambahan promotor *amine* dapat mempercepat proses absorpsi. Dari uraian di atas maka pada penelitian ini digunakan MDEA sebagai promotor. Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan data solubilitas CO<sub>2</sub> dalam larutan K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>-MDEA untuk berbagai temperatur pada tekanan atmosfer menggunakan model elektrolit NRTL dengan ASPEN PLUS V7.3.

## 2. METODE PENELITIAN

Secara garis besar, penelitian ini dilakukan untuk mendapatkan data solubilitas gas CO<sub>2</sub> di dalam larutan potasium karbonat dengan promotor MDEA, di mana dalam perhitungan menggunakan model elektrolit-NRTL dengan simulasi ASPEN V7.3. Metode yang dilakukan terdiri dari beberapa tahap. Pertama, studi literatur yaitu mencari data, serta persamaan yang digunakan dalam perhitungan. Tahap kedua, yaitu membuat program simulasi proses absorpsi CO<sub>2</sub> menggunakan persamaan Elektrolit-NRTL dan validasi program dengan menggunakan data eksperimen dan simulasi MATLAB. Selanjutnya, estimasi tekanan parsial CO<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> loading perhitungan, disesuaikan dengan eksperimen hingga *error kecil*.

Simulasi dilakukan dengan menggunakan software ASPEN V7.3. Mengestimasi nilai tekanan parsial CO<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> loading berdasarkan perhitungan dan disesuaikan dengan eksperimen [5] dan perhitungan pada penelitian sebelumnya [6] hingga *error kecil* dengan fitting parameter-parameter ENRTL.

### 2.1. ABSORBEN CO<sub>2</sub>

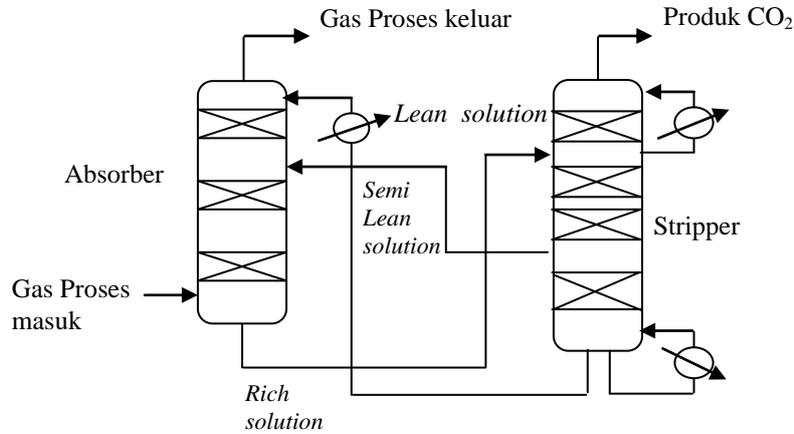
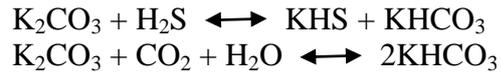
Proses *Benfield* telah banyak digunakan untuk menghilangkan *acid gas* dari aliran gas. Proses ini tidak dapat digunakan jika tidak ada kandungan CO<sub>2</sub> dalam campuran gas. Absorben yang digunakan adalah larutan potasium karbonat (K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) 30% dengan katalis (aktivator) sebagai aditif lainnya. Katalis yang digunakan dalam teknologi penyerapan CO<sub>2</sub> bisa diklasifikasikan menurut reaktivitas dengan CO<sub>2</sub>, secara umum dapat digolongkan dalam alkanolamine. Alkanolamine biasanya digunakan dalam bentuk campuran larutan dalam proses penyerapan CO<sub>2</sub>. Berdasarkan gugus fungsinya, alkanolamine terbagi dalam tiga kelas yaitu amine primer, sekunder dan tersier. Amine primer yang sering digunakan dalam proses absorpsi adalah *Methyldiethanolamine* (MDEA). Dalam hal ini, MDEA tahan degradasi produk, tahan korosi, *fouling*, dan *foaming*. Selain itu, MDEA juga mempunyai panas regenerasi dan tekanan uap yang paling rendah dibanding *amine* yang lain [5,6].

Reaksi yang terjadi antara *alkanolamine* dengan *acid gas* (CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S) pada tekanan parsial *acid gas* yang rendah :



Salah satu proses pembersihan gas alam adalah dengan menggunakan garam alkalin, yaitu larutan potasium karbonat. Proses dengan menggunakan potasium karbonat ini pada mulanya dikembangkan untuk penghilangan CO<sub>2</sub> dari aliran gas. Proses ini juga dapat digunakan untuk penghilangan H<sub>2</sub>S dari gas. Prinsip utama dari proses ini

adalah dengan reaksi kimia antara potasium karbonat dengan *acid gas*, yaitu:



**Gambar 1.** Blok diagram proses pemisahan CO<sub>2</sub> cara absorpsi

## 2.2. PROSES ABSORPSI CO<sub>2</sub>

Proses *Benfield* telah banyak digunakan untuk menghilangkan *acid gas* dari aliran gas. Proses ini tidak dapat digunakan jika tidak ada kandungan CO<sub>2</sub> dalam campuran gas. Absorben yang digunakan adalah larutan potasium karbonat 25–35% dengan katalis (aktivator) *Methyldiethanolamine* (MDEA), ditambah aditif lainnya. Laju absorpsi relatif antara CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S berbeda dalam *solvent*, sehingga dapat didesain selektivitas absorpsinya. Ada beberapa macam skema proses yang ditawarkan oleh proses *Benfield*. Konfigurasi proses yang

menggunakan nama *Benfield* umumnya memakai *packed tower* atau *trayed tower* untuk tempat mengontakkan liquid dengan gas secara berlawanan arah dan dapat diatur untuk mendapatkan derajat pemurnian gas yang berbeda-beda [4] seperti yang digambarkan dalam Gambar 1.

## 2.3. MODEL ELEKTROLIT-NRTL

Secara umum, energi Gibbs eksis pada model E-NRTL merupakan gabungan dari dua faktor yaitu long range (LR) forces dan short range (SR) forces. Total kontribusi terhadap energi Gibbs eksis adalah:

$$\frac{g_i^{ex}}{RT} = \frac{g_{LR,i}^{ex}}{RT} + \frac{g_{SR,i}^{ex}}{RT} = \left( \frac{g_{PDH,i}^{ex}}{RT} + \frac{g_{Bom,i}^{ex}}{RT} \right) + \frac{g_{lc,i}^{ex}}{RT} \quad (1)$$

Energi Gibbs eksis dari local interaction dapat diprediksi dari teori NRTL sebagai berikut [7,8]:

$$\begin{aligned} \frac{G_{lc}^{ex}}{RT} = & \sum_m \left( X_m \frac{\sum_j X_j G_{jm} \tau_{jm}}{\sum_k X_k G_{km}} \right) + \sum_c \left( X_c \left( \sum_{a'} \left( \frac{X_{a'} \sum_j G_{jc,a'} \tau_{jc,a'}}{\sum_{a''} X_{a''} \sum_k X_k G_{kc,a'}} \right) \right) \right) + \\ & \sum_a \left( X_a \left( \sum_{c'} \left( \frac{X_{c'} \sum_j G_{ja,c'} \tau_{ja,c'}}{\sum_{c''} X_{c''} \sum_k X_k G_{ka,c'}} \right) \right) \right) \quad (2) \end{aligned}$$

$$X_j = C_j x_j \quad ; \quad j = m, c, a \quad (3) \quad G_{ja,c'a} = \exp(-\alpha_{ja,c'a} \tau_{ja,c'a}) \quad (5)$$

$$x_j = \frac{n_j}{\sum_j n_j} \quad (4) \quad G_{jc,a'c} = \exp(-\alpha_{jc,a'c} \tau_{jc,a'c}) \quad (6)$$

$$G_{jm} = \exp(-\alpha_{jm} \tau_{jm}) \quad (7)$$

Koefisien aktivitas untuk masing-masing komponen dapat dihitung sebagai berikut [9,10]:

$$\begin{aligned} \ln \gamma_m^{lc} = & \frac{\sum_j X_j G_{jm} \tau_{jm}}{\sum_k X_k G_{km}} - \sum_{m'} \frac{X_{m'} G_{mm'}}{\sum_k X_k G_{km'}} \left( \tau_{mm'} - \frac{\sum_k X_k G_{km'} \tau_{km'}}{\sum_k X_k G_{km'}} \right) \\ & + \sum_c \sum_a \frac{Y_a X_c G_{mc,ac}}{\sum_k X_k G_{kc,ac}} \left( \tau_{mc,ac} - \frac{\sum_k X_k G_{kc,ac} \tau_{kc,ac}}{\sum_k X_k G_{kc,ac}} \right) \\ & + \sum_a \sum_c \frac{Y_c X_a G_{ma,ca}}{\sum_k X_k G_{ka,ca}} \left( \tau_{ma,ca} - \frac{\sum_k X_k G_{ka,ca} \tau_{ka,ca}}{\sum_k X_k G_{ka,ca}} \right) \end{aligned} \quad (8)$$

Untuk spesies kation [9,10]:

$$\begin{aligned} \frac{1}{z_c} \ln \gamma_c^{lc} = & \sum_a Y_a \frac{\sum_k X_k G_{kc,ac} \tau_{kc,ac}}{\sum_k X_k G_{kc,ac}} + \sum_m \frac{X_m G_{cm}}{\sum_k X_k G_{km}} \left( \tau_{cm} - \frac{\sum_k X_k G_{km} \tau_{km}}{\sum_k X_k G_{km}} \right) \\ & + \sum_a \sum_{c'} \frac{Y_{c'} X_a G_{ca,c'a}}{\sum_k X_k G_{ka,c'ac}} \left( \tau_{ca,c'a} - \frac{\sum_k X_k G_{km,c'a} \tau_{km,c'a}}{\sum_k X_k G_{km,c'a}} \right) \end{aligned} \quad (9)$$

Untuk spesies anion [9,10]:

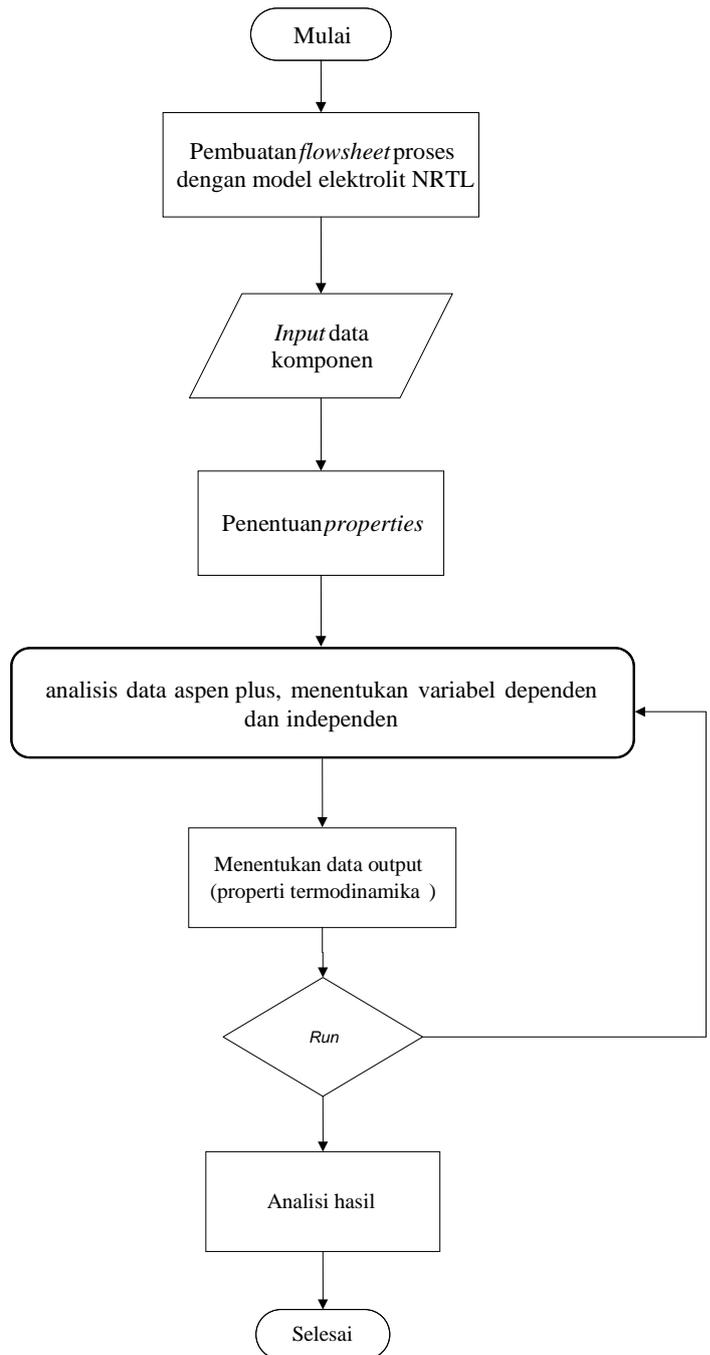
$$\begin{aligned} \frac{1}{z_a} \ln \gamma_a^{lc} = & \sum_c Y_{aca} \frac{\sum_k X_k G_{ka,ca} \tau_{ka,ca}}{\sum_k X_k G_{ka,ca}} + \sum_m \frac{X_m G_{am}}{\sum_k X_k G_{km}} \left( \tau_{am} - \frac{\sum_k X_k G_{km} \tau_{km}}{\sum_k X_k G_{km}} \right) \\ & + \sum_c \sum_{a'} \frac{Y_{a'} X_c G_{ac,a'c}}{\sum_k X_k G_{kc,a'cc}} \left( \tau_{ac,a'c} - \frac{\sum_k X_k G_{ka,a'c} \tau_{ka,a'c}}{\sum_k X_k G_{kc,a'c}} \right) \end{aligned} \quad (10)$$

#### 2.4. SIMULASI SOFTWARE ASPEN

Perhitungan koefisien aktifitas sangat diperlukan untuk menentukan parameter interaksi. Hal ini dapat dilakukan dengan fitting parameter menggunakan parameter yang digunakan dalam data eksperimen kesetimbangan uap-cair penelitian sebelumnya. Pada umumnya, solubilitas  $\text{CO}_2$  dalam pelarut  $\text{K}_2\text{CO}_3$  dengan promotor amine dinyatakan sebagai  $\text{CO}_2$  loading (mol  $\text{CO}_2$ /mol pelarut) terhadap tekanan parsial  $\text{CO}_2$  ( $P_{\text{CO}_2}$ ) pada temperatur dan konsentrasi pelarut ( $\text{K}_2\text{CO}_3$  dan Amine) tertentu. Tahapan dalam simulasi proses dalam penelitian ini dimulai dengan membuat simulasi proses dengan mengkombinasikan beberapa parameter operasi seperti flowrate dari gas  $\text{CO}_2$ , konsentrasi larutan  $\text{K}_2\text{CO}_3$  dan amine, temperatur absorpsi dan temperatur kolom regenerasi dan lain-lain. Setiap kondisi absorpsi  $\text{CO}_2$  harus mempertimbangkan energi yang digunakan.

Setelah menyusun rangkaian proses simulasi proses absorpsi  $\text{CO}_2$ , melakukan fitting parameter interaksi dengan menggunakan beberapa parameter penelitian sebelumnya hingga diperoleh hasil yang cukup akurat. Setelah fitting parameter, dilakukan validasi program untuk memperoleh eror yang kecil yaitu membandingkan hasil penelitian berupa jumlah  $\text{CO}_2$  yang terabsorpsi dengan larutan *benfield* dengan penelitian terdahulu [5,6].

Simulasi dilakukan dengan langkah-langkah berikut seperti Gambar 2:



**Gambar 2.** Diagram alir proses simulasi dengan program *Aspen Plus* v.7.3 [11,12]

Terdapat 2 parameter,  $\tau_{ca,m}$  (parameter garam/parameter molekul) yang harus diestimasi dengan menggunakan koefisien aktifitas dari literatur [5]. Untuk menyelesaikan penelitian ini digunakan *objective function* sebagai berikut:

$$\phi(\tau_{ca,m}, \tau_{m,ca}) = \sum_i [\ln(\gamma_{\pm m}^{*exp}) - \ln(\gamma_{\pm m}^{*cal})]^2 \quad (11)$$

Persamaan tersebut adalah *objective function* yang digunakan oleh penelitian sebelumnya [13].

Dalam penelitian ini menggunakan persamaan ARD (*Average Relative Deviation*) dalam menghitung deviasi. ARD dihitung berdasarkan persamaan:

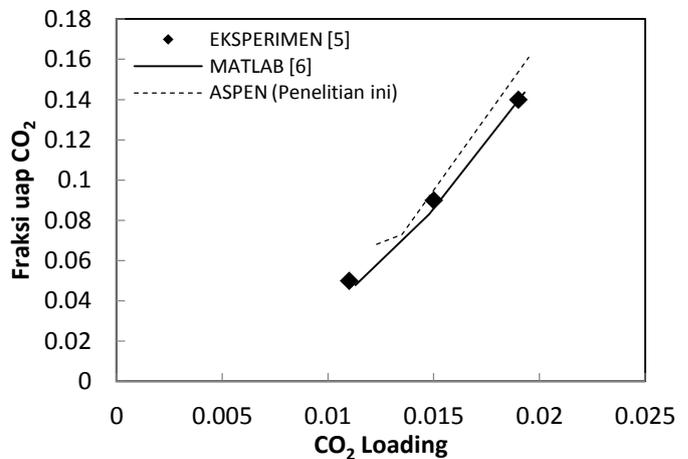
$$ARD = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (P_{CO_2 exp} - P_{CO_2 cal}) / P_{CO_2 exp} \quad (12)$$

### 3. HASIL DAN PEMBAHASAN

#### 3.1. VALIDASI PROGRAM

Validasi program dilakukan untuk menguji keakuratan program yang telah dibuat. Hal ini dilakukan dengan membandingkan fraksi mol  $CO_2$  dan  $CO_2$  loading hasil perhitungan program yang telah dibuat dengan hasil perhitungan fraksi mol  $CO_2$  dan  $CO_2$  loading pada berbagai kondisi yaitu pada temperatur 30°C, tekanan 1 atm, dan 30% massa  $K_2CO_3$  – 2% massa MDEA [5].  $CO_2$  loading diperoleh dari jumlah mol yang terabsorb per jumlah larutan yang digunakan. Hasil-hasil perhitungan ini juga dibandingkan dengan data hasil perhitungan dengan program MATLAB [6].

Untuk data hasil eksperimen dan perhitungan validasi berbagai kondisi dapat ditunjukkan kesamaan profil grafik pada Gambar 3.



**Gambar 3.** Hubungan antara fraksi uap  $CO_2$  terhadap  $CO_2$  loading pada temperatur 30°C, tekanan 1 atm, dan 30%  $K_2CO_3$ –2% MDEA

Dari Gambar 3 menunjukkan bahwa terdapat kesamaan profil grafik perhitungan program pada penelitian ini dengan hasil eksperimen [5] dan program perhitungan MATLAB [6] dengan penelitian ini. Selain itu, simulasi ini cukup akurat digunakan dengan adanya perbandingan deviasi  $CO_2$  loading hasil perhitungan program pada penelitian ini dengan  $CO_2$  loading dari hasil eksperimen [5] dan MATLAB [6] yang dinyatakan dalam persen *Average Relative Deviation* (ARD). Perbandingan ini dapat ditunjukkan dalam Tabel 1.

**Tabel 1.** Perbandingan fraksi uap  $CO_2$  dan  $CO_2$  loading

$CO_2$ loading			Fraksi uap $CO_2$			ARD $CO_2$ loading (%)	
Eksperimen	MATLAB	ASPEN V7.3	Eksperimen	MATLAB	ASPEN V7.3	Eksperimen	MATLAB
0,011	0,0113	0,0123	0,05	0,0477	0,068	11,82%	8,85%
0,015	0,0148	0,0135	0,09	0,0831	0,073	10,00%	8,78%
0,019	0,0193	0,0195	0,14	0,1436	0,161	2,63%	1,04%

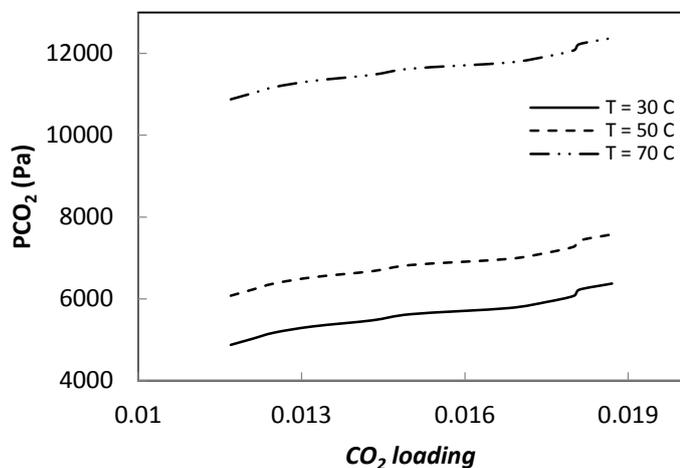
### 3.2. HASIL PERHITUNGAN

Pada penelitian ini dipelajari pengaruh  $CO_2$  loading, penambahan promotor MDEA terhadap tekanan parsial  $CO_2$ . Hasil dari perbandingan simulasi ASPEN V7.3 disajikan dalam Tabel 2.

**Tabel 2.** Tekanan parsial  $CO_2$  pada temperatur 30-70°C

$CO_2$ loading ASPEN V7.3	P $CO_2$ (Pa)		
	30°C	50°C	70°C
0,0117	4878	6078	10878
0,0121	5028	6228	11028
0,0125	5178	6378	11178
0,0132	5328	6528	11328
0,0143	5478	6678	11478
0,0150	5628	6828	11628
0,0168	5778	6978	11778
0,0175	5928	7128	11928
0,0180	6078	7278	12078
0,0181	6228	7428	12228
0,0187	6378	7578	12378

Data-data hasil perhitungan yang tercantum Tabel 2 dapat digambarkan secara grafis pada Gambar 4.



**Gambar 4.** Hubungan antara tekanan parsial  $CO_2$  terhadap  $CO_2$  loading pada temperatur 30, 50, dan 70°C, tekanan 1 atm, dan 30%  $K_2CO_3$ -2% MDEA

Berdasarkan Gambar 3, terlihat bahwa semakin besar  $CO_2$  loading maka tekanan parsial kesetimbangan  $CO_2$  juga semakin besar. Hal ini disebabkan karena terjadinya

kenaikan konsentrasi  $CO_2$  di dalam larutan yang pada dasarnya akan selalu berkesetimbangan dengan tekanan parsial  $CO_2$  dalam fase gas. Dapat dilihat pula bahwa semakin tinggi temperatur menyebabkan meningkatnya tekanan parsial  $CO_2$ . Dengan menggunakan persen berat MDEA yang tetap pula, semakin meningkatnya  $CO_2$  loading dan temperatur maka parsial  $CO_2$  juga semakin naik. Dengan semakin besarnya temperatur sistem, maka fraksi mol  $CO_2$  di fase uap semakin besar, karena dengan semakin naiknya temperatur, maka  $CO_2$  yang terabsorb di larutan semakin sedikit, sehingga fraksi mol uap  $CO_2$  semakin banyak. Selain itu, pada tekanan parsial  $CO_2$  yang sama, temperatur yang lebih rendah mempunyai  $CO_2$  loading yang lebih besar. Hal ini dikarenakan pada temperatur yang lebih rendah,  $CO_2$  lebih banyak terabsorb di larutan.

Pada penelitian ini, kenaikan  $CO_2$  loading pada rentang 0,0117-0,0187 menyebabkan kenaikan kelarutan  $CO_2$  dan tekanan parsial  $CO_2$  sebesar 2-3%. Namun apabila hasil prediksi dibandingkan dengan data eksperimen, dihasilkan ARD tekanan parsial  $CO_2$  sebesar 22,5% dengan menggunakan  $CO_2$  loading 0,0117-0,0187. Deviasi tersebut merupakan nilai yang cukup signifikan, hal ini disebabkan karena parameter yang digunakan masih kurang sesuai pada kondisi operasi yang digunakan dalam penelitian ini.

### 4. KESIMPULAN

1. Validasi program untuk tekanan rendah (1 atm) dilakukan dengan menggunakan Aspen versi 7.3 dan model elektrolit-NRTL dengan membandingkan data eksperimen pada literatur dengan ARD 22,5%.
2. Telah dikembangkan program untuk memprediksi kelarutan  $CO_2$  dalam larutan  $K_2CO_3$  dengan promotor MDEA pada tekanan 1 atm yaitu dalam sistem 30%  $K_2CO_3$ -2% MDEA pada temperatur

- 30, 50 dan 70°C dengan menggunakan model elektrolit-NRTL.
3. Kenaikan  $CO_2$  loading pada rentang 0,0117-0,0187 menyebabkan kenaikan kelarutan  $CO_2$  sebesar 2-3%.
  4. Parameter model elektrolit NRTL untuk sistem  $CO_2$ - $K_2CO_3$ -MDEA- $H_2O$  pada temperatur 30, 50 dan 70°C dan tekanan 1 atm diperoleh pada penelitian ini.

#### DAFTAR PUSTAKA

- [1] E. Ningsih, A. Sato, M. A. Nafiuddin, W. S. Putranto, Absorpsi Gas  $CO_2$  Berpromotor MSG Dalam Larutan  $K_2CO_3$ , *Seminar Nasional Inovasi dan Aplikasi Teknologi di Industri*, Malang, Indonesia, Februari 2017.
- [2] Y. Kurniati, P. S. Utami, K. Kuswandi, W. Winarsih, Prediksi Solubilitas Gas  $CO_2$  di dalam Larutan Potassium Karbonat dan Amine (DEA, MEA) Menggunakan Model Elektrolit UNIQUAC, *Jurnal Teknik POMITS*, vol. 2, no. 1, 2013.
- [3] J. T. Cullinane, G. T. Rochelle, Carbon dioxide Absorption with Aqueous Potassium Carbonate Promoted by Piperazine, *Chemical Engineering Science*, vol. 59, no. 17, hal. 3619-3630, 2004.
- [4] H. Winarno, Eksperimental dan Estimasi Keseimbangan Fase Uap-Cair Sistem Larutan Elektrolit  $CO_2$ - $K_2CO_3$ -Diethanolamine- $H_2O$ , Thesis, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya, Indonesia, 2008.
- [5] S. Solichatun, E. R. Finalis, Pengaruh Penambahan Aditif MDEA terhadap Solubilitas  $CO_2$  dalam Larutan  $K_2CO_3$ , Skripsi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya, Indonesia, 2010.
- [6] S. Altway, K. D. Marhetha, Prediksi Solubilitas Gas  $CO_2$  di Dalam Larutan Potassium Karbonat dan MDEA Menggunakan Model Elektrolit UNIQUAC, Skripsi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya, Indonesia, 2010.
- [7] K. Kuswandi, A. Altway, Y. Kurniati, Experimental and Estimation of Vapor-Liquid Equilibria in Aqueous Electrolyte System:  $CO_2$ - $K_2CO_3$ -MDEA+DEA- $H_2O$ , *Modern Applied Science*, vol. 9, no. 7, hal. 183-189, 2015.
- [8] Y. Liu, L. Zhang, S. Watanasiri, Representing Vapor-Liquid Equilibrium for an Aqueous MEA- $CO_2$  System Using the Electrolyte Nonrandom-Two-Liquid Model, *Ind. Eng. Chem.*, vol. 5, No. 5, hal. 2080-2090, 1999.
- [9] C. C. Chen, L. B. Evan, A local Composition Model for Excess Gibbs Energy of Aqueous Electrolyte Systems, *AIChE Journal*, vol. 32, hal. 444-454, 1986.
- [10] C. C. Chen, Y. Song, Generalized Electrolyte NRTL Model Mixed-Solvent Electrolyte Systems, *AIChE Journal*, vol. 50, hal. 1928-1941, 2004
- [11] B. Kurniadi, D. Rahmadan, G. R. Febriyanto, A. S. Sanjaya, Pengaruh Larutan *Benfield*, Laju Alir Gas Proses, Dan Beban *Reboiler* Terhadap Analisa Kinerja Kolom  $CO_2$  *Absorber* Dengan Menggunakan Simulator *Aspen Plus V. 8.6*, *Konversi*, vol. 6, no. 1, hal. 1-6, 2017.
- [12] O. Eisa, M. Shuhaimi, Thermodynamic Study of Hot Potassium Carbonate Solution Using Aspen Plus, *International Journal of Chemical and Molecular Engineering*, vol. 4, no. 2, hal. 221-225, 2010.

- [13] C. C. Chen, H. I. Britt, J. F. Boston, L. B. Evans, Local Composition Model for Excess Gibbs Energy of Electrolyte Systems. Part I: Single Solvent, Single Completely Dissociated Electrolyte Systems, *AIChE Journal*, vol. 28, hal. 588-596, 1982.