

Model Matematika dan Simulasi Untuk Non-Idealitas Reaktor Alir Pipa

Gunarto¹

¹ Jurusan Teknik Kimia FTI UPN "Veteran" Yogyakarta,
Jl. SWK 104 (Lingkar Utara) Condongcatur, Yogyakarta

Mathematical Model and Simulation for A Non-Ideality Plug Flow Reactor

This paper presents a mathematical model for the performance of a non-ideality plug flow reactor. An analytical technique used was the residence time distribution (RTD) involving tracer component. This model can give a prediction of the number of the ideal continuous stirred tank reactors that could represent the non-ideal plug flow reactor. Regarding to the literature, the result obtained is 9 continuous stirred tank reactors in series would represent the performance of non-ideal plug flow reactor that was analyzed.

Keywords: Model, Simulation, Non-Ideal Plug Flow Reactor, RTD, Tracer

Pendahuluan

Reaktor alir pipa yang ideal adalah reaktor alir pipa yang aliran cairan di dalam reaktor mengalir secara tubular dengan arah aliran yang seragam, pada kecepatan tetap dan tanpa pencampuran aksial. Hal tersebut meyakinkan bahwa tiap-tiap material atau elemen mempunyai *residence time* atau waktu tinggal yang sama dalam reaktor. Sebagian besar reaktor kimia memiliki non-idealitas dalam aliran cairan di dalam reaktor, salah satunya adalah reaktor alir pipa yang tidak ideal yang akan dianalisis. Oleh karena itu, pengetahuan mendalam mengenai *Residence Time Distribution* (RTD) dari material di dalam reaktor penting untuk analisis ini. *Residence Time Distribution* mengindikasikan banyaknya waktu yang dibutuhkan untuk tiap-tiap fraksi material berada dalam reaktor. Dengan demikian, *residence time distribution* atau distribusi waktu tinggal reaktan atau *tracer* dalam aliran adalah kunci untuk menjelaskan kinerja reaktor (Perry dan Green, 1997).

Makalah ini bertujuan untuk mengembangkan model matematika untuk pengoperasian reaktor alir pipa yang tidak ideal. Model ini diharapkan dapat menambah kemudahan dalam memprediksi konsentrasi keluar reaktor, konversi reaktan, dan jumlah reaktor alir tangki berpengaduk ideal yang akan ekuivalen dengan reaktor alir pipa tidak ideal yang dianalisis.

Landasan Teori

Waktu yang dibutuhkan suatu molekul untuk berada dalam reaktor disebut *residence time* atau waktu tinggal, sedangkan distribusi waktu tinggal aliran cairan meninggalkan reaktor disebut *exit age distribution function* (E), yang mempunyai persamaan arti dengan *Residence Time Distribution* atau RTD, E(t) didefinisikan sebagai:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (1)$$

(Fogler, 1997).

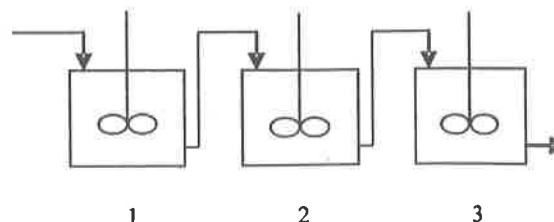
RTD dapat diketahui dengan cara menginjeksikan molekul atau atom kimia yang *inert* disebut *tracer* ke dalam reaktor pada waktu $t = 0$, dan kemudian mengukur

konsentrasi *tracer* C pada aliran keluar reaktor sebagai fungsi waktu. *Tracer* biasanya diwarnai dengan sifat fisis yang sama dengan campuran zat yang direaksikan, sehingga perilakunya akan merefleksikan perilaku material yang mengalir melalui reaktor. *Tracer* seharusnya tidak mengganggu pola aliran dalam sistem. Analisis dari konsentrasi output sepanjang waktu dapat memberikan informasi yang diinginkan tentang sistem dan membantu untuk menjelaskan fungsi *residence time distribution* E(t) (Smith *et al.*, 1996; Fogler, 1997).

Pada model ini, data RTD atau dikenal sebagai data *tracer* didapatkan dari percobaan *pulse tracer* pada reaktor alir pipa yang tidak ideal. Pada *pulse tracer*, sejumlah material *tracer* tiba-tiba diinjeksikan ke dalam aliran cairan yang melewati reaktor dengan cara yang cepat dan dalam waktu yang sesingkat mungkin, kemudian konsentrasi keluar diukur sebagai fungsi waktu (Fogler, 1997). Hasil yang didapat digunakan untuk mengetahui jumlah reaktor alir tangki berpengaduk ideal dengan ukuran sama yang dirangkai seri. Jumlah reaktor alir tangki berpengaduk ideal yang dapat memenuhi data RTD dari reaktor alir pipa tidak ideal secara sederhana menunjukkan jumlah reaktor alir tangki berpengaduk ideal dirangkai seri yang akan ekuivalen dengan reaktor alir pipa tidak ideal tersebut. Model satu parameter ini, secara khusus dapat dipandang sebagai "*tank in series model*", dan satu-satunya parameter dapat diatur yang bisa didapatkan dari data RTD adalah jumlah tangki (n).

Metodologi

Pengembangan Model Matematika. Pada pengembangan model ini, misalkan ditinjau tiga reaktor alir tangki berpengaduk ideal dengan ukuran sama yang dirangkai seri seperti gambar berikut:



Gambar 1. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk Dirangkai Seri

¹Jurusan Teknik Kimia FTI UPN "Veteran" Yogyakarta, Jl. SWK 104 (Lingkar Utara) Condongcatur, Yogyakarta Telp. (0274) 487154, 486889 Fax. (0274) 486889, Email: gunarto_upn@yahoo.com

Jika percobaan *pulse tracer* dilakukan pada tiga reaktor alir tangki berpengaduk yang dirangkai seri tersebut, maka dari fungsi RTD menurut Levenspiel (1972), fraksi material *tracer* keluar tangki terakhir (tangki ketiga) antara waktu t dan $t+\Delta t$ yaitu:

$$E(t) = \frac{C_3(t)}{\int_0^\infty C_3(t) dt} \quad (2)$$

dimana C_3 adalah konsentrasi material *tracer* keluar dari sistem (tangki ketiga), $E(t)$ adalah fungsi RTD. Konsentrasi keluar material *tracer*, $C_3(t)$, sebagai fungsi waktu, bisa didapatkan dari keseimbangan massa di sekitar masing-masing tangki. Dari prinsip konsevasi massa didapat:

$$Input = Output + Kehilangan + Akumulasi \quad (3)$$

Untuk sistem *steady-state* tidak ada akumulasi, sehingga persamaan (3) menjadi:

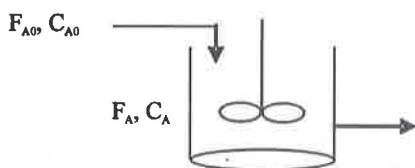
$$Input = Output + Kehilangan \quad (4)$$

Persamaan (4) dapat diekspresikan dalam bentuk laju. Berdasarkan keseimbangan massa di sekitar tangki berpengaduk didapat:

$$v_{in} C_{in} = v_{out} C_{out} + V \frac{dC_{out}}{dt} \quad (5)$$

dimana V adalah volume tangki, v adalah laju aliran volume dan C adalah konsentrasi *tracer*. Dari tiga tangki identik yang dirangkai seri, laju aliran volume v_1 adalah konstan, yaitu $v_{in} = v_{out}$ untuk masing-masing tangki. Volume V untuk masing-masing tangki juga identik, yaitu $V_1 = V_2 = V_i$. Oleh karena itu, *space time* τ_1 dari suatu reaktor juga identik, karena *space time* untuk reaktor alir tangki berpengaduk ideal adalah rasio volume terhadap laju aliran volume, jadi dalam hal ini $\tau_1 = \tau_2 = \tau_i$. Indeks 1, 2 dan i menunjukkan tangki ke-1, ke-2 dan ke- i .

Berikut ini gambar keseimbangan massa di sekitar tangki:



Gambar 2. Keseimbangan Massa di Sekitar Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Berdasarkan keseimbangan massa di sekitar tangki (lihat Gambar 2), untuk tangki 1 pada tiga reaktor alir tangki berpengaduk yang dirangkai seri (lihat Gambar 1) didapatkan:

$$vC_0 = vC_1 + V \frac{dC_1}{dt} \quad (6)$$

dimana C_0 konsentrasi masuk tangki 1 dan C_1 adalah konsentrasi keluar tangki 1. Untuk percobaan *pulse tracer*, C_0 sebagai fungsi waktu adalah nol. Oleh karena itu, persamaan (6) menjadi:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -vC_1 \quad (7)$$

$$C_1 = C_0 e^{-\left(\frac{v}{V}\right)t} \quad (8)$$

Untuk reaktor alir tangki berpengaduk ideal, *space time* didefinisikan:

$$\tau = \frac{V}{v} \quad \text{atau} \quad \tau_1 = \frac{V_1}{v} \quad (9)$$

maka persamaan (8) dapat ditulis:

$$C_1 = C_0 e^{-t/\tau_1} \quad (10)$$

Keseimbangan massa *tracer* di sekitar tangki 2 yaitu:

$$vC_1 = vC_2 + V_i \frac{dC_2}{dt} \quad (11)$$

Membagi ruas kiri dan kanan dengan V_i , dan kemudian mensubstitusi persamaan (8) dan (9) ke persamaan (11), maka akan mendapatkan persamaan diferensial umum orde satu sebagai berikut:

$$\frac{dC_2}{dt} + \frac{C_2}{\tau_i} = \frac{C_0}{\tau_i} e^{-t/\tau_1} \quad (12)$$

Menggunakan faktor integrasi, , bersamaan dengan kondisi awal $C_0 = 0$ dan $t = 0$, didapat:

$$C_2 = \frac{C_0 t}{\tau_i} e^{-t/\tau_i} \quad (13)$$

Dengan keseimbangan massa *tracer* di sekitar tangki 3, didapat:

$$vC_2 = vC_3 + V_i \frac{dC_3}{dt} \quad (14)$$

atau:

$$\frac{dC_3}{dt} + \frac{C_3}{\tau_i} = \frac{C_0 t}{\tau_i^2} e^{-t/\tau_i} \quad (15)$$

atau:

$$C_3 = \frac{C_0 t^2}{2\tau_i^2} e^{-t/\tau_i} \quad (16)$$

Substitusi persamaan (16) ke persamaan (2) didapat:

$$E(t) = \frac{\frac{C_0 t^2}{2\tau_i^2} e^{-t/\tau_i}}{\int_0^\infty \frac{C_0 t^2}{2\tau_i^2} e^{-t/\tau_i}} \quad (17)$$

$$E(t) = \frac{t^2}{2\tau_i^3} e^{-t/\tau_i} \quad (18)$$

Dengan menggunakan integral dengan partisi (Stroud, 1995), persamaan (18) menjadi:

$$E(t) = \frac{t^{n-1}}{(n-1)! \tau_i^n} e^{-t/\tau_i} \quad (20)$$

Fungsi RTD dapat dinormalisasi dengan menyatakannya dalam bentuk skala waktu yang tak berdimensi, seperti dalam Levenspiel (1972) dan Coulson dan Richardson (1994), sebagai berikut:

$$\theta = t/\tau \quad (21)$$

Persamaan (20) menjadi:

$$E(\theta) = \frac{n(n\theta)^{n-1}}{(n-1)!} e^{-n\theta} \quad (22)$$

Variance, σ^2 , dari data RTD percobaan tracer yaitu (Levenspiel, 1972):

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - t_m)^2 E(t) dt \quad (23)$$

Jika variance dinyatakan dalam bentuk tak berdimensi, $\sigma^2\theta$, maka didapat:

$$\sigma^2\theta = \frac{\sigma^2}{\tau^2} = \int_0^{\infty} (\theta - 1)^2 E(\theta) d\theta \quad (24)$$

Persamaan (24) dapat diperluas menjadi:

$$\sigma^2\theta = \int_0^{\infty} \theta^2 E(\theta) d\theta - 2 \int_0^{\infty} \theta E(\theta) d\theta + \int_0^{\infty} E(\theta) d\theta \quad (25)$$

$$\int_0^{\infty} E(\theta) d\theta = 1 \quad (26)$$

Karena fraksi dari seluruh material yang tinggal di dalam reaktor untuk periode waktu tertentu, t , antara $t=0$ dan $t=\infty$, adalah 1 (Kreyszig, 1996; Stroud, 1995), maka:

$$\sigma^2\theta = \int_0^{\infty} \theta^2 E(\theta) d\theta - 1 \quad (27)$$

Substitusi persamaan (22) ke persamaan (27), didapat:

$$\sigma^2\theta = \int_0^{\infty} \theta^2 \frac{n(n\theta)^{n-1}}{(n-1)!} e^{-n\theta} d\theta - 1 \quad (28)$$

$$\sigma^2\theta = \frac{n^n}{(n-1)!} \int_0^{\infty} \theta^{n+1} e^{-n\theta} d\theta - 1 \quad (29)$$

Integrasi akan menghasilkan:

$$\sigma^2\theta = \frac{n^n}{(n-1)!} \left[\frac{(n+1)!}{n^{n+2}} \right] - 1 \quad (30)$$

$$\sigma^2\theta = \frac{1}{n} \quad (31)$$

Jika mengembalikan variance tak berdimensi kembali kepada dimensi waktu, maka akan didapat persamaan sebagai berikut:

$$\frac{\sigma^2}{\tau^2} = \frac{1}{n} \quad (32)$$

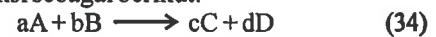
$$n = \frac{\tau^2}{\sigma^2} \quad (33)$$

Jumlah tangki yang dirangkai seri dinyatakan dengan n , dimana τ adalah *space time* pada kombinasi tangki yang dirangkai seri. τ tersebut ekuivalen dengan waktu tinggal rata-rata, t_m , pada reaktor alir pipa tidak ideal.

Model dengan Reaksi Kimia.

Model ini pada dasarnya digunakan untuk reaksi kimia yang terjadi pada reaktor alir pipa yang tidak ideal. Dengan model ini, akan dimungkinkan untuk memprediksi konsentrasi keluar, dan kemudian konversi dari reaktan yang digunakan pada reaksi kimia di dalam reaktor alir pipa. Tidak seperti model satu parameter yang telah diuraikan di atas, pada model dengan reaksi kimia ini tidak terlalu umum, karena tergantung kepada orde reaksi. Meskipun demikian, model dengan reaksi kimia ini cukup fleksibel, dimana model dengan reaksi kimia ini dapat dikembangkan untuk orde reaksi lainnya tergantung pada reaksi apa yang terjadi dalam reaktor alir pipa tidak ideal yang dianalisis.

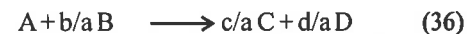
Setelah menemukan jumlah tangki yang dirangkai seri, maka perlu menggunakan keseimbangan massa di sekitar tangki untuk mendapatkan konsentrasi keluar tangki. Untuk reaktor alir tangki berpengaduk ideal pada *steady-state*, tidak ada akumulasi, maka dari itu persamaan (4) masih berlaku untuk keseimbangan massa di sekitar tangki (Luyben, 1990). Untuk reaksi orde dua pada sejumlah n tangki ideal yang dirangkai seri, dengan bentuk persamaan reaksi sebagai berikut:



maka laju reaksi adalah:

$$-r_A = k C_A C_B \quad (35)$$

dimana a, b, c dan d adalah koefisien stoikiometris, dan jika reaktan A digunakan sebagai *reference* atau dasar, maka persamaan (34) dapat ditulis sebagai berikut:



Keseimbangan mol reaktan A di sekitar tangki 1 adalah sebagai berikut:

$$F_{A0} = F_{A1} + V_1(-r_A)_1 \quad (37)$$

dimana F_{A0} adalah laju aliran mol reaktan A ke dalam reaktor yaitu tangki 1 (mol/waktu), F_{A1} adalah laju aliran mol reaktan A keluar dari tangki 1 (mol/waktu), V_1 adalah volume tangki, $(-r_A)_1$ adalah laju kehilangan atau pengurangan reaktan A di dalam tangki 1 [mol/(volume x waktu)], k adalah konstanta laju reaksi, sedangkan C_A dan C_B adalah konsentrasi reaktan A dan B (mol/volume).

$$(-r_A)_1 = k C_{A1} C_{B1} \quad (38)$$

Laju aliran mol adalah:

$$F_{A0} = v C_{A0} \text{ dan } F_{A1} = v C_{A1} \quad (39)$$

Substitusi persamaan (38) dan (39) ke persamaan (37), didapat:

$$v C_{A0} = v C_{A1} + V_1 k C_{A1} C_{B1} \quad (40)$$

dimana v adalah laju aliran volume (volume/waktu), sedangkan C_{A1} dan C_{B1} adalah konsentrasi reaktan A dan B pada tangki 1 (mol/volume).

Substitusi persamaan (9) ($\tau_1 = V_1/v$) ke persamaan (40), didapat:

$$\tau_1 k C_{A1} C_{B1} = C_{A0} - C_{A1} \quad (41)$$

Berdasarkan prinsip teknik kimia, konversi reaktan A, X_A , adalah sebagai berikut (Himmelblau, 1996):

$$X_A = (C_{A0} - C_{A1}) / C_{A0} \quad (42)$$

$$C_{A1} = C_{A0} - C_{A0} X_A \quad (43)$$

dan

$$C_{B1} = C_{B0} - b/a C_{A0} X_A \quad (44)$$

dimana C_{A0} dan C_{B0} adalah konsentrasi masuk A dan B, dan

persamaan (43) dapat diatur sebagai berikut:

$$C_{A0} X_{A1} = C_{A0} - C_{A1} \quad (45)$$

Substitusi persamaan (45) ke persamaan (44), didapat:

$$C_{B1} = C_{B0} - b/a C_{A0} + b/a C_{A1} \quad (46)$$

$$\Delta C_{B1} = \Delta C_0 + b/a C_{A1} \quad (47)$$

dimana:

$$\Delta C_0 = C_{B0} - b/a C_{A0} \quad (48)$$

Substitusi persamaan (47) ke persamaan (41) memberikan:

$$k \tau_1 C_{A1} (\Delta C_0 + b/a C_{A1}) = C_{A0} - C_{A1} \quad (49)$$

$$b/a k \tau_1 C_{A1}^2 + (k \tau_1 \Delta C_0 + 1) C_{A1} - C_{A0} = 0 \quad (50)$$

Persamaan (50) adalah persamaan kuadrat dengan bentuk:

$$ax^2 + bx + c = 0 \quad (51)$$

Persamaan tersebut dapat diselesaikan dengan rumus umum:

$$x = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \quad (52)$$

Oleh karena itu, C_{A1} , C_{A2} dan C_{An} dapat diselesaikan. Hal tersebut dapat digunakan secara umum bahwa untuk sejumlah n tangki yang dirangkai seri, konsentrasi keluar reaktan A dari tangki ke-n adalah sebagai berikut:

$$C_{An} = \frac{-(k\tau_i \Delta C_0 + 1) \pm \sqrt{(k\tau_i \Delta C_0 + 1)^2 - 4(b/a)k\tau_i C_{A1}^{n-1}}}{2(b/a)k\tau_i} \quad (53)$$

Jika menggunakan konversi *overall* reaktan A dalam sejumlah n tangki yang dirangkai seri, maka (Himmelblau, 1996):

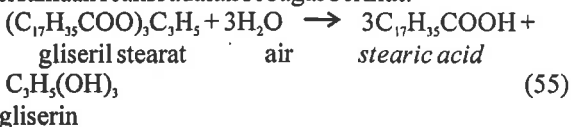
$$X_{An} = (C_{A0} - C_{An}) / C_{A0} \quad (54)$$

Persamaan (33) dan kombinasi dari persamaan (53) ke persamaan (54) membentuk model matematika dari reaktor alir pipa tidak ideal dimana reaksi orde dua terjadi.

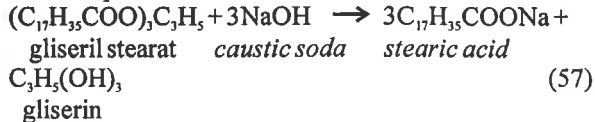
Hasil dan Pembahasan

Model matematika yang dikembangkan sejauh ini adalah untuk reaksi kimia fase cair orde dua di dalam reaktor alir pipa tidak ideal. Untuk memverifikasi persamaan model ini, hasil simulasi dari model dibandingkan dengan data praktek atau percobaan. Pada makalah ini akan diuraikan hasil percobaan dari studi literatur reaksi kimia orde dua pada reaksi netralisasi di dalam reaktor alir pipa tidak ideal untuk reaksi saponifikasi, dimana dua reaksi kimia yang berbeda terjadi pada dua reaktor yang berbeda. Reaksi tersebut yaitu: hidrolisis dari lemak gliseril stearat menjadi asam lemak (*stearic acid*) dan netralisasi asam lemak menjadi soda (sodium stearat).

Persamaan reaksi adalah sebagai berikut:



Reaksi saponifikasi secara keseluruhan adalah:



Reaksi netralisasi yang terjadi dalam reaktor alir pipa secara sederhana dapat dinyatakan sebagai berikut:



dimana A = $C_{17}H_{35}COOH$; B = NaOH; C = $C_{17}H_{35}COONa$; dan D = H_2O

Berikut ini akan dilihat hasil percobaan dari studi literatur untuk reaksi saponifikasi tersebut. Reaktor alir pipa tidak ideal yang digunakan mempunyai volume sebesar 100 L (0,1 m³). Laju alir volume untuk campuran aliran A dan B adalah 98 L / hr (0,098 m³ / hr). Konsentrasi reaktan A dalam campuran aliran baik campuran aliran masuk maupun keluar reaktor adalah data utama yang didapatkan untuk tiga temperatur operasi yang berbeda. Data tersebut dapat dilihat pada Tabel 1. Konstanta laju reaksi pada temperatur 348 K adalah 1,956 m³/(kmol.hr), pada temperatur 363 K adalah 3,012 m³/(kmol.hr), dan pada temperatur 384 K adalah 4,07 m³/(kmol.hr).

Tabel 1. Pengaruh Temperatur terhadap Reaktan A pada Konsentrasi B = 0,5 kmol/m³ dalam Reaktor Alir Pipa

Temperatur (K)	Konsentrasi A Masuk (kmol/m ³)	Konsentrasi A Keluar (kmol/m ³)
348	0,0100	0,0049
363	0,0100	0,0032
383	0,0100	0,0025

Sumber : *Saponification plant*, Lagos.

Hasil simulasi dapat dilihat pada Tabel 2 - 7. Variasi konsentrasi awal dari *stearic acid* (A) dan NaOH (B) pada kondisi temperatur (T) operasi yang berbeda terdapat pada tabel-tabel berikut ini:

Tabel 2. Konsentrasi Hasil Simulasi pada Temperatur 348 K (variasi *stearic acid*) dalam Reaktor Alir Pipa

Konsentrasi Awal A (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar A (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar B (kmol/m ³)	Konversi dari A (%)
0,0100	0,0043	0,4943	56,82
1,0090	0,6515	0,1425	35,44
2,0080	1,5480	0,0400	22,91
3,0070	2,5195	0,0125	16,21
4,0060	3,5104	0,0044	12,37
5,0050	4,5067	0,0017	9,96
6,0040	5,5047	0,0007	8,32
7,0030	6,5033	0,0003	7,14
8,0020	7,5022	0,0002	6,25
9,0010	8,5011	0,0001	5,55
10,000	9,5000	0,0000	5,00

Tabel 3. Konsentrasi Hasil Simulasi pada Temperatur 363 K (variasi *stearic acid*) dalam Reaktor Alir Pipa

Konsentrasi Awal A (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar A (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar B (kmol/m ³)	Konversi dari A (%)
0,0100	0,0028	0,4928	71,57
0,5095	0,2287	0,2193	55,12
1,0090	0,5966	0,0876	40,87
1,5085	1,0433	0,0348	30,84
2,0080	1,5224	0,0144	24,18
2,5075	2,0139	0,0064	19,69
3,0070	2,5100	0,0030	16,53
3,5065	3,0080	0,0015	14,22
4,0060	3,5068	0,0008	12,46
4,5055	4,0059	0,0004	11,09
5,0050	4,5052	0,0002	9,99
5,5045	5,0046	0,0001	9,08

Tabel 4. Konsentrasi Hasil Simulasi pada Temperatur 348 K (variasi NaOH) dalam Reaktor Alir Pipa

Konsentrasi Awal B (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar A (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar B (kmol/m ³)	Konversi dari A (%)
0,0100	4,9900	0,0000	0,20
0,5095	4,4923	0,0018	10,15
1,0090	3,9962	0,0052	20,08
1,5085	3,5032	0,0117	29,94
2,0080	3,0158	0,0238	39,69
2,5075	2,5379	0,0454	49,24
3,0070	2,0762	0,0832	58,48
3,5065	1,6405	0,1470	67,19
4,0060	1,2443	0,2503	75,11
4,5055	0,9019	0,4074	81,96
5,0050	0,6247	0,6297	87,51
5,5045	0,4158	0,9203	91,68

Tabel 5. Konsentrasi Hasil Simulasi pada Temperatur 363 K (variasi NaOH) dalam Reaktor Alir Pipa

Konsentrasi Awal B (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar A (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar B (kmol/m ³)	Konversi dari A (%)
0,0100	4,9900	0,0000	0,20
0,5095	4,4907	0,0002	10,19
1,0090	3,9918	0,0008	20,16
1,5085	3,4936	0,0021	30,13
2,0080	2,9970	0,0050	40,06
2,5075	2,5039	0,0114	49,92
3,0070	2,0183	0,0253	59,63
3,5065	1,5488	0,0553	69,02
4,0060	1,1116	0,1176	77,77
4,5055	0,7323	0,2378	85,35
5,0050	0,4385	0,4435	91,23
5,5045	0,2414	0,7459	95,17

Tabel 6 berikut ini menunjukkan perbandingan antara hasil percobaan dan hasil simulasi. Sedangkan Tabel 7 menunjukkan hasil analisis komparatif berdasarkan perbedaan antara hasil percobaan dan hasil simulasi, beserta deviasi persen kesalahannya.

Tabel 6. Perbandingan Hasil Percobaan dan Hasil Simulasi

T (K)	Konsentrasi Masuk A (kmol/m ³)	Konsentrasi Keluar A (kmol/m ³)		Konversi dari A (%)	
		Percobaan	Simulasi	Percobaan	Simulasi
348	0,0100	0,0049	0,0043	51,00	56,82
363	0,0100	0,0032	0,0028	63,00	71,57
383	0,0100	0,0025	0,0019	75,00	80,93

Tabel 7. Analisis Komparatif Antara Hasil Percobaan dan Hasil Simulasi

No	Konversi dari A (%)		Deviasi Absolut	DKesalahan (%)
	Percobaan	Simulasi		
1	51,00	56,82	5,82	11,41
2	63,00	71,57	3,57	5,25
3	75,00	80,93	5,93	7,91

Berdasarkan Tabel 6 di atas terlihat bahwa perbandingan antara hasil percobaan dan hasil simulasi menunjukkan bahwa konsentrasi keluar A dan konversi dari A yang didapat dari hasil percobaan lebih rendah daripada yang didapat dari hasil simulasi. Kemudian, berdasarkan Tabel 7 terlihat bahwa persen kesalahan berkisar antara 5,25 - 11,41 persen. Kesalahan observasi dimungkinkan dihubungkan dengan kenyataan bahwa model tidak dapat mewakili secara sempurna kondisi reaktan, keaktifan konsentrasi, viskositas dan parameter lain yang mempunyai pengaruh terhadap reaksi.

Berdasarkan Tabel 2 dan Tabel 3 terlihat bahwa untuk konsentrasi awal B yang tetap, kenaikan konsentrasi awal A menyebabkan penurunan konversi dari A, pada masing-masing temperatur operasi tertentu. Hal tersebut menunjukkan bahwa reaktan A tersebut digunakan untuk reaksi. Sebaliknya, berdasarkan Tabel 4 dan Tabel 5 terlihat bahwa untuk konsentrasi awal A yang tetap, kenaikan konsentrasi awal B menyebabkan kenaikan konversi dari A, pada masing-masing temperatur operasi tertentu. Dalam hal ini, hasil menunjukkan adanya kenaikan konversi dengan adanya kenaikan konsentrasi awal B. Hasil tersebut dapat dihubungkan dengan kenyataan bahwa A (NaOH) adalah basa kuat, sedangkan B (C₁₇H₃₅COOH) adalah asam lemah. Selain itu, kenaikan temperatur operasi menyebabkan kenaikan konversi, seperti terdapat dalam Fogler (1997).

Pengembangan model pada studi literatur ini juga memberikan prediksi dari jumlah reaktor alir tangki berpengaduk ideal yang dirangkai seri (n) yang mempunyai kinerja yang sama dengan reaktor alir pipa tidak ideal, dengan ukuran yang sama. Hasil simulasi menunjukkan bahwa jumlah tangki yang dirangkai seri yaitu 8,18 buah, yang berarti reaktor alir pipa tidak ideal yang dianalisis dapat diwakili dengan 9 buah reaktor alir tangki berpengaduk ideal yang dirangkai seri dengan laju aliran yang sama sebesar 0,098 m³/hr. Delapan tangki pertama mempunyai ukuran yang sama (identik) dan tangki ke sembilan mempunyai ukuran sebesar 0,18 dari ukuran tangki ke delapan.

Kesimpulan

Model matematika untuk simulasi reaksi saponifikasi pada reaktor alir pipa tidak ideal menunjukkan bahwa diperlukan 8,18 buah reaktor alir tangki berpengaduk ideal yang sama dirangkai seri, akan mempunyai kinerja yang sama dengan reaktor alir pipa tidak ideal yang dianalisis.

Daftar Notasi

- C = konsentrasi, kmol/m³
- F = laju aliran mol reaktan, kmol/jam
- k = konstanta laju reaksi, m³/(kmol.jam)
- (-r) = laju kehilangan atau pengurangan reaktan dalam tangki, kmol/(m³.jam)
- T = temperatur, K
- V = volume, m³
- n = jumlah tangki, buah

Daftar Pustaka

- Fogler, H.S., 1997, *Elements of Chemical Engineering Reaction*, 2nd ed., Prentice Hall, New Delhi.
- Himmelblau, D.M., 1996, *Basic Principles and Calculation in Chemical*, 6th ed., Prentice-Hall, New Jersey.

Kreyszig, E., 1996, *Advanced Engineering Mathematics*, 5th ed., New Age International Ltd., New Delhi.

Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley, New York.

Luyben W.L., 1990, *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*, 2nd ed., McGraw-Hill, Singapore.

Perry R.H dan D.W.Green, 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 7th ed., McGraw-Hill, New York.

Richardson, J.F dan D.G. Peacock, 1994, *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*, Vol 3, 3rd ed., Pergamon, Great Britain.

Smith J.M, H.C. Van Ness dan M.M. Abbott, 1996, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5th ed., McGraw-Hill, Singapore.

Stroud, K.A., 1995, *Engineering Mathematics*, 4th ed., Macmillan, London.