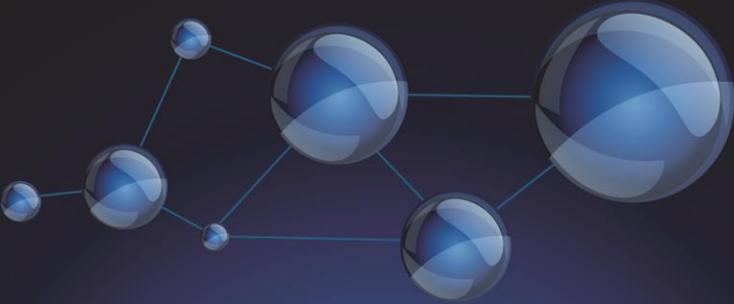


ISBN : 978-623-6859-05-6

BUKU MONOGRAF

# TEKNOLOGI PERPINDAHAN MASSA DALAM PERANCANGAN PROSES REAKSI

OLEH :  
DYAH SUCI PERWITASARI



 Penerbit  
Mitra Abisatya

Buku Monograf

**TEKNOLOGI PERPINDAHAN MASSA  
DALAM PERANCANGAN PROSES REAKSI**

Oleh : Dyah Suci Perwitasari

**Penerbit : CV Mitra Abisatya**

# TEKNOLOGI PERPINDAHAN MASSA DALAM PERANCANGAN PROSES REAKSI

Penulis :

Dyah Suci Perwitasari

ISBN : 978-623-6859-05-6

Diterbitkan pertama kali dalam bahasa Indonesia  
oleh :

CV. Mitra Abisatya

Jl. Panduk No 36 A Surabaya

Telp 082132261603

Email : penerbitmitraabisatya@gmail.com

Cetakan pertama, November 2019

***Hak cipta dilindungi oleh undang-undang.***

Dilarang memproduksi atau memperbanyak sebagian  
atau seluruh isi buku ini tanpa seijin tertulis dari penerbit.

# PRAKATA

Penulisan buku ini didasari oleh adanya penelitian yang telah penulis lakukan mengenai pengaruh hambatan perpindahan massa terhadap kinerja reaktor teraduk untuk oksidasi asetaldehid .

Oksidasi asetaldehid menggunakan katalis homogen Mangan Asetat diteliti melalui kajian eksperimental. Reaktor dioperasikan secara semi kontinyu pada tekanan 1 atmosfer. Oksidasi asetaldehid merupakan reaksi-reaksi kompleks dengan berbagai reaksi samping yang membentuk metanol dan metil asetat.

Sedangkan untuk kinerja reaktor menunjukkan bahwa konversi reaksi asetaldehid naik dengan kenaikan laju alir gas dan suhu Hambatan perpindahan massa terhadap reaksi kimia ternyata berpengaruh terhadap kinerja reaktor. Dengan turunnya hambatan perpindahan massa konversi reaksi akan meningkat namun selektivitas menurun.

Pada buku ini ditulis mengenai teknologi perpindahan massa dalam perancangan proses reaksi.

Semoga dengan adanya buku ini diharapkan dapat memberikan informasi bagi setiap individu atau masyarakat dengan sebaik-baiknya.

Keberadaan buku ini belumlah dapat dikatakan sempurna, untuk itu kritik dan saran akan Penulis terima dengan senang hati demi kesempurnaan buku ini.

Penyusun

# DAFTAR ISI

Prakata .....	i
Daftar isi .....	iii
<b>BAB 1. Pendahuluan</b>	
1.1. Oksidasi Asetaldehid .....	1
1.2. Asam Asetat .....	3
1.3. Kinetika Reaksi .....	5
1.4. Kelarutan Gas-gas Dalam Zat Cair .....	6
1.5. Perpindahan Massa Zat Cair .....	8
1.6. Faktor-faktor yang mempengaruhi perpinda han massa .....	13
<b>BAB 2. Tinjauan Pustaka</b>	
2.1 Definisi Transfer Massa .....	16
2.2. Koefisien Difusi .....	28
2.3. Transfer Massa Konvektif .....	37

### **BAB 3. Perancangan Alat Proses Transfer Massa**

#### **3.1. Transfer massa gas-cair dalam tangki ber**

    pengaduk ..... 39

**3.2. Kinerja Reaktor ..... 46**

### **BAB 4. Contoh Penelitian**

#### **PENGARUH HAMBATAN PERPINDAHAN MASSA**

#### **TERHADAP KINERJA REAKTOR TERADUK UNTUK**

#### **OKSIDASI ASETALDEHID**

4.1. Pendahuluan ..... 48

4.2. Metode Penelitian ..... 50

4.3. Pembahasan ..... 69

4.4. Kesimpulan ..... 97

**DAFTAR PUSTAKA ..... 99**

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### Tinjauan Umum

#### 1.1. Oksidasi Asetaldehid

Oksidasi langsung Asetaldehid cair dengan udara/oksigen dengan adanya mangan asetat, cobalt asetat atau copper asetat secara kontinyu luas penggunaannya. Zat lanjutan pertama yang dibentuk dalam reaksi mungkin kompleks antara asam perasetat (*peracetic acid*), asetaldehid, dan trivalen ion metalik. Copper asetat tidak mempunyai tindakan katalis pada reaksi oksidasi itu sendiri. Pada prinsipnya asam perasetat dapat dibuat dalam fase uap atau fase cair, kemudian dapat digunakan sebagai alat oksidasi dan produk samping asam asetat dapat diperoleh dengan hasil tinggi, sehingga potensial oksidasi total dapat

direcoveri. Caprolacton dapat dibuat dengan cara ini dari asam perasetat dan cyclohexane. Beberapa sisa asam perasetat dapat dirubah menjadi asam asetat oleh sedikit dari salah satu katalis ion logam ini.

Proses oksidasi biasanya meliputi oksidasi udara pada larutan asam yaitu pada larutan asetaldehid yang mengandung asam asetat dengan konsentrasi asetaldehid 5 - 15 %, dengan adanya mangan asetat pada temperatur 50 - 80 °C pada tekanan 800 -1000 kPa (8 - 10 atm) Cobalt asetat atau asam phosphomolybdiic padat mungkin digunakan sebagai katalis, copper ion yang menyebabkan pembentukan anhidrid asetat, yang mana kecepatan reaksi meningkat pada reaksi dan sistem pemurnian (Kirk Othmer). Kinetika reaksi oksidasi asetaldehid oleh udara telah diteliti oleh Venugopal dengan menggunakan reaktor berpengaduk. Sedangkan data kinetika ini digunakan

untuk mempelajari kinerja reaktor sparger untuk oksidasi asetaldehid reaktor sparger.

## **1.2. Asam Asetat**

Asam asetat dengan rumus bangun  $\text{CH}_3\text{COOH}$ , merupakan cairan yang jernih, tidak berwarna, berbau menyengat serta memiliki rasa asam yang sangat tajam. Pada awal abad 19 industri asam asetat mulai berkembang. Metode atau cara untuk menghasilkan asam asetat sebagai produk teknik bermacam-macam ditandai dengan adanya ekspansi secara cepat oleh industri kimia. Sejak tahun 1950-an sejalan dengan perkembangan dunia, asam asetat diproduksi dengan cara oksidasi langsung fraksi-fraksi petroleum. Kemudian asam asetat banyak diproduksi dengan cara oksidasi atau dehidrogenasi asetaldehid. Setelah melihat daya guna asam asetat ini telah menjadi suatu bahan yang bernilai untuk industri plastik dan sebagainya, sejak saat ini mulai

dikembangkan cara - cara produksi asam asetat secara komersial. Didalam industri pembuatan asam asetat dapat dibagi berdasarkan bahan baku yang digunakan. Salah satu bahan bakunya adalah asetaldehid.

Proses pembuatan asam asetat dari asetaldehid adalah melalui proses oksidasi, dimana asetaldehid dalam fase cair dioksidasi oleh gas oksigen dengan memakai katalis mangan asetat. Berlangsungnya proses ini merupakan proses dua fasa gas-cair, sehingga proses tersebut dapat dipengaruhi oleh faktor-faktor kinetika dan hidrodinamika. (Venugopal dkk 1967). Berkaitan dengan faktor hidrodinamika, Suprpto dkk (1998) telah melakukan penelitian tentang *hidrodinamika* reaktor untuk oksidasi asetaldehid.

Dimana pengaruh kenaikan laju alir gas masuk akan memperbesar konversi reaksi, demikian pula dengan pengaruh

kenaikan putaran pengaduk memperbesar konversi reaksi tetapi pengaruhnya cenderung kecil.

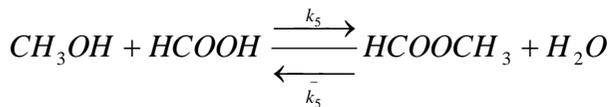
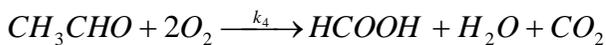
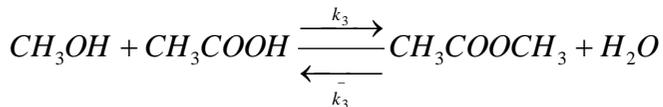
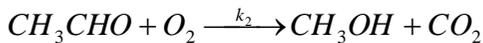
### 1.3. Kinetika Reaksi.

Reaksi oksidasi asetaldehid meliputi sistem reaksi berikut

Reaksi Utama :



Reaksi –reaksi samping:



Menurut Venugopal (1967) model kinetika dapat dipakai pada berbagai suhu dan konsentrasi dalam lingkup variabel yang telah dipelajari. Pada suhu

tertentu kecepatan reaksi utama dapat dinyatakan dengan persamaan :

$$r = k C_A C_B \quad (1)$$

Adapun konstanta kecepatan reaksi,  $k$  dinyatakan dengan persamaan arrhenius sebagai berikut :

$$k = 5.033.10^8 \exp(- 3980/RT) \quad (2)$$

#### **1.4. Kelarutan gas-gas dalam zat cair.**

Untuk mendefinisikan faktor kelarutan gas dalam zat cair, pada umumnya perlu menyatakan suhu, tekanan parsial zat terlarut dalam fase gas, dan konsentrasi zat terlarut dalam zat cair yang berkesetimbangan dengan fase gas.

Kelarutan gas dalam zat cair dapat ditentukan mengikuti HukumHenry.

$$P_A = H_A C_A^* \quad (3)$$

dimana :  $H_A$  = konstanta Henry

$P_A$  = tekanan parsial A dalam fasa gas

konstanta Henry untuk sistim gas-larutan elektrolit dapat diperoleh dengan koreksi data He untuk sistim gas-air.

$$\log H_A / H_A^0 = hI \quad (4)$$

dimana :  $H_A$  = konstanta Henry dalam larutan elektrolit (atm.m<sup>3</sup>/kgmol)

$H_A^0$  = konstanta Henry dalam air (atm.m<sup>3</sup>/kgmol)

$$I = \text{kekuatan ionik larutan (kg ion/m}^3\text{)}$$

$$= 1/2 \sum c_i z_i^2$$

$c_i$  = konsentrasi ion dengan valensi

$h$  = faktor kelarutan (m<sup>3</sup>/kg ion)

$$h = h_+ + h_- + h_G$$

Harga  $h$  untuk berbagai gas dan ion dapat dilihat pada P.V.Danckwerts(1970).

## **1.5. Perpindahan massa gas - cair**

Perpindahan massa adalah suatu operasi yang melibatkan terjadinya perubahan komposisi suatu larutan. Perpindahan massa merupakan perpindahan dari suatu zat melalui zat lain dalam skala molekuler, yang disebabkan karena adanya perbedaan atau gradien konsentrasi. Perpindahan massa terjadi dari titik yang konsentrasinya tinggi ke titik yang konsentrasinya rendah. Kecepatan perpindahan massa solute dari fasa gas ke fasa cair dibatasi oleh proses difusi.

Fenomena difusi merupakan jantung dari mekanisme proses absorpsi dengan reaksi kimia. Persamaan yang paling penting untuk menjelaskan fenomena ini adalah persamaan difusi. Fluks difusi suatu komponen dapat dinyatakan dengan hukum Fick I.

Proses absorpsi gas ke dalam liquid pada umumnya merupakan suatu proses yang kompleks yang meliputi mekanisme difusi, konveksi dan turbulensi. Ada beberapa teori yang umum digunakan untuk proses ini yaitu :

1. Teori film
2. Teori penetrasi
3. Teori pembaharuan permukaan

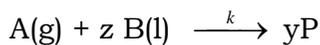
Untuk model film dianggap terdapat suatu lapisan stagnan setebal  $\delta$  di dekat permukaan antara fase cair dan gas. Di luar lapisan ini keadaan dianggap sangat teraduk sehingga komposisi dianggap homogen (seragam). Proses perpindahan massa di dalam film ini hanya karena difusi.

Model Penetrasi ini menggambarkan proses ini sebagai proses penyerapan gas oleh elemen-elemen zat cair pada permukaan cairan dimana pada proses absorpsi tersebut elemen-elemen zat cair secara

bergantian mengabsorpsi gas pada jarak waktu tertentu. Kondisi dari zat cair selama mengabsorpsi dalam keadaan diam dan mempunyai kedalaman yang tak berhingga. Kecepatan absorpsi sangat cepat pada permulaan dan akan menurun sebanding dengan waktu (Higbie,1935).

Model Danckwertz ini adalah pengembangan dari teori sebelumnya yaitu waktu kontak antara elemen-elemen zat cair dan gas tak seragam namun mempunyai distribusi waktu tinggal (Danckwertz,1970).

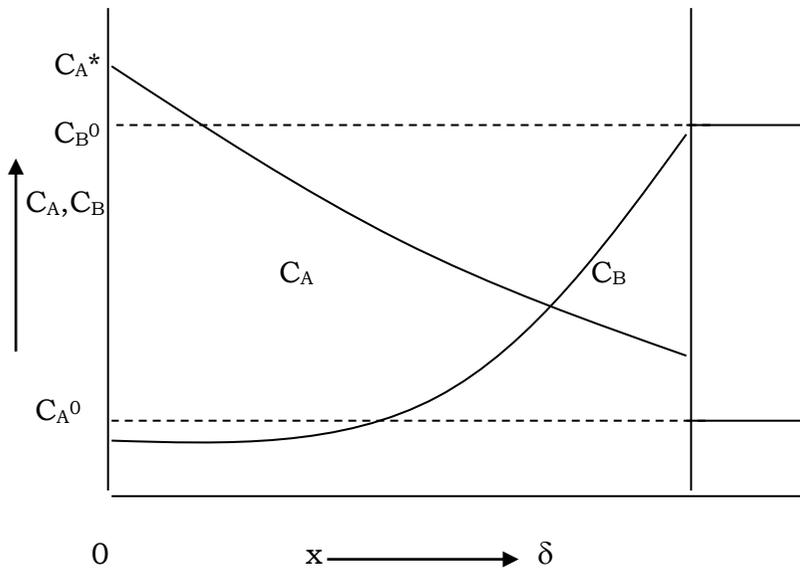
Ditinjau penggunaan model film untuk proses absorpsi gas ke dalam zat cair yang disertai reaksi irreversible orde dua



Persamaan differensial yang menggambarkan proses ini adalah :

$$D_A \frac{d^2 C_A}{dx^2} - (k) C_A C_B = 0$$

$$D_B \frac{d^2 C_B}{dx^2} - (z) (k) C_A C_B = 0$$



Gambar 1 , Profil konsentrasi A dan B dalam film cair .

Dengan kondisi batas :

$$\left. \begin{aligned}
 C_A &= C_A^* & , x &= 0 \\
 C_A &= C_A^0 & , x &= \delta \\
 C_B &= C_B^0 & , x &= \delta \\
 dC_B/dx &= 0 & , x &= 0
 \end{aligned} \right\} (9)$$

Penyelesaian analitik dari persamaan ini tidak ada, tapi Van Krevellen and Hoftijzer memberikan penyelesaian pendekatan untuk keadaan  $C_A^0 = 0$  dan beliau menunjukkan penyelesaian pendekatan ( dengan kesalahan dibawah 10% ) dinyatakan dengan persamaan laju penyerapan sebagai berikut :

$$R = E k_L C_A^* \quad (10)$$

dimana : E = enhancement factor

$k_L$  = koefisien perpindahan massa cair

$C_A^*$  = konsentrasi A pada interface di dalam fase cair

dan enhancement faktor E dinyatakan dengan :

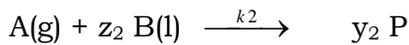
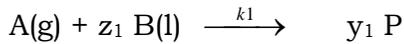
$$E = \frac{\sqrt{M \cdot \frac{Ei - E}{E - 1}}}{\tanh \sqrt{M \cdot \frac{Ei - E}{E - 1}}} \quad (11) \quad .$$

$$\sqrt{M} = \frac{D_A k C_B^0}{k_L^2} \quad ,$$

$$Ei = 1 + \frac{D_B C_B^0}{z D_A C_A^*} \quad (12)$$

$\sqrt{M}$  sering pula dikenal dengan Bilangan Hatta.

Untuk Proses Absorpsi disertai reaksi- reaksi paralel irreversible orde dua dapat digunakan :



Persamaan – persamaan di atas dapat digunakan hanya saja z diganti dengan

$z_1 + z_2$  dan k diganti dengan  $k_1 + k_2$

## **1.6. Faktor-faktor yang mempengaruhi kecepatan perpindahan massa.**

Kecepatan perpindahan massa gas dalam air, selain dipengaruhi oleh kelarutan gas dalam air juga dipengaruhi oleh besarnya koefisien perpindahan massa,  $k_g$  dan  $k_L$ , yang dapat diubah sesuai dengan karakter dari proses perpindahan massa. Banyak faktor yang berpengaruh terhadap proses perpindahan

massa gas dalam air diantaranya adalah kecepatan pengaduk, kecepatan gas dan suhu.

### **Kecepatan pengadukan**

Semua faktor yang cenderung mengurangi tebal film akan meningkatkan koefisien perpindahan massa dan akibatnya akan mempercepat proses perpindahan massa. Karena kecepatan pengadukan dapat mengurangi tebal film cairan maka pengadukan cairan akan meningkatkan kecepatan difusi melalui film cairan. Sehingga untuk proses perpindahan massa yang dikontrol oleh difusi film cairan, misalnya absorpsi oksigen kedalam air maka pengadukan akan meningkatkan harga  $k_L$  dan mempercepat proses absorpsi.

### **Kecepatan gas**

Makin tinggi kecepatan gas akan menurunkan tebal film gas sehingga dapat mempercepat proses difusi melalui film gas. Tetapi kecepatan gas tidak

mempengaruhi tebal film cairan. Untuk reactor sparger, kecepatan gas dapat mempengaruhi turbulensi dalam fase cair jadi juga mempengaruhi tahanan film cair.

### **Suhu**

Perubahan suhu dapat mempengaruhi koefisien perpindahan massa. Kenaikan suhu dapat mengakibatkan turunnya kelarutan gas, sehingga cenderung untuk menurunkan kecepatan perpindahan massa. Kenaikan suhu dapat meningkatkan difusivitas dan menurunkan viskositas yang mengakibatkan turunnya tebal film cairan sehingga  $k_L$  akan meningkat dengan meningkatnya suhu.

# **BAB 3**

## **PERANCANGAN ALAT PROSES TRANSFER MASSA**

### **3.1. TRANSFER MASSA GAS CAIR DALAM TANGKI BERPENGADUK**

Banyak operasi industri dimana komposisi larutan suatu campuran diubah melibatkan transfer massa antarfasa. Yaitu tentang transfer suatu zat terlarut dari fasa gas ke fasa cair.

Operasi tranfer massa biasanya dijumpai dalam menara atau tangki yang didesain agar kontak antara kedua fasa betul-betul sempurna.

Aerasi adalah suatu operasi kontak gas-cairan yang umum dijumpai dimana udara yang terkompresi dimasukkan kebagian bawah sebuah tangki berisi air melalui disperser berlubang kecil yang menghasilkan gelembung-gelembung gas kecil yang naik melalui

cairan. Udara digelembungkan ke dalam bagian bawah bejana yang mengandung air. Gas oksigen di dalam gelembung udara menyerap ke dalam air, dimana ia larut sedikit. Dalam banyak operasi transfer massa gas cairan tipe ini, gas disebarkan ke dalam tangki yang diisi dengan cairan yang dicampur dengan impeler yang berputar. Tangki berpengaduk menyebabkan terjadinya kontak gas cairan dengan memecahkan gelembung-gelembung gas naik yang dilepaskan dibawah tangki dan menyebarkannya keseluruh volume cairan. Akibat tumbukkan continue antar gelembung-gelembung gas yang dihasilkan oleh penyebaran gas dan agitasi mekanik dari impeler yang dicelupkan, luas antarmuka untuk transfer massa tidak mungkin diukur. Akibatnya, koefisien transfer massa yang diukur untuk tangki berpengaduk yang diaerasi dilaporkan sebagai koefisien kapasitas, misalnya,  $k_L a$ , dimana koefisien transfer

massa digabungkan dengan parameter  $a$ , yang didefinisikan sebagai

$$a = \frac{A_i}{V} = \frac{\text{luas yang tersedia untuk transfer massa antarfasa (m}^2\text{)}}{\text{volume cairan (m}^3\text{)}} \quad (1)$$

Koefisien-koefisien kapasitas yang didasarkan pada suatu koefisien transfer massa “gaya penggerak konsentrasi” (yaitu  $k_L$ ) mempunyai satuan waktu resiprokal, dengan konversi satuan tipikal berikut :

$$k_{LA} = k_L \frac{A_i}{V} = \left( \frac{m}{s} \right) \left( \frac{m^2}{m^3} \right) = s^{-1}$$

Akibatnya, koefisien kapsitas tidak dapat digunakan untuk menghitung fluks  $N_A$  secara langsung. Sebagai gantinya, koefisien-koefisien ini digunakan untuk menghitung laju total transfer antarfasa  $W_A$  dengan

$$W_A = N_A \cdot \frac{A_i}{V} \cdot V = k_{LA} \cdot V(c_A - c_A) \quad (2)$$

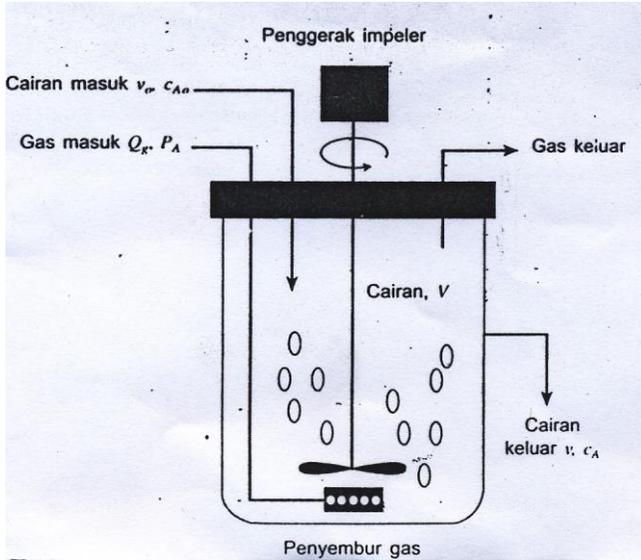
Vant’ Riet\* menelaah banyak studi tentang proses transfer massa gas cairan yang dikaitkan dengan

transfer oksigen ke cairan berviskositas rendah dalam bejana yang diaduk. Korelasi-korelasi berikut untuk koefisien kapasitas film cairan adalah valid untuk transfer massa antar fasa oksigen ke dalam cairan air. Untuk bejana berpengaduk dengan gelembung-gelembung udara yang bergabung, satu korelasi yang cocok adalah

$$(k_L a)_{O_2} = 2,16 \times 10^{-2} \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,4} (u_{gs})^{0,5} \quad (3)$$

Yang valid untuk  $V < 2,6 \text{ m}^3$  cairan dan  $500 < P_g/V < 10000 \text{ W/m}^3$ . Untuk bejana berpengaduk dengan gelembung-gelembung udara yang tak bergabung, satu korelasi yang cocok adalah

$$(k_L a)_{O_2} = 2 \times 10^{-3} \left( \frac{P_g}{V} \right)^{0,7} (u_{gs})^{0,2} \quad (4)$$



**Gambar 3.1** Tangki yang diaduk dengan aerasi.

A pada film fasa cair dan film fasa gas, berdasarkan gaya penggerak fasa cair keseluruhannya adalah

$$N_A = K_L(c_A - c_A)$$

Dan laju transfer untuk zat terlarut A adalah

$$W_A = K_L \cdot \frac{A_i}{V} \cdot V (c_A - c_A) = k_{L,a} \cdot V(c_A - c_A) \quad (5)$$

Dengan

$$c_A = \frac{p_A}{H}$$

Dimana  $p_A$  adalah tekanan parsial zat terlarut A dalam fasa gas bulk. Ingat bahwa luas transfer massa antarfasa persatuan volume sukar diukur, maka digunakanlah koefisien kapasitas, yaitu  $k_{LA}$ .

Proses pengontakan gas cairan yang dicampur dengan baik dapat secara continue atau secara batch terhadap fasa cair. Sebuah proses continue diperlihatkan dalam gambar 4.1. Untuk proses batch, aliran cairannya dihentikan, tetapi aliran gasnya dibiarkan berjalan. Dalam kasus ini, keseimbangan bahan keadaan taktunak pada zat terlarut A di dalam fasa cair adalah

$$0 - 0 + N_A \cdot A_L + R_A \cdot V = \frac{d(c_A V)}{dt}$$

Yang tunduk pada kondisi awal  $t = 0$ ,  $c_A = c_{A0}$ . Jika volume cairannya  $V$  konstan, maka

$$K_{La} \cdot V(c_A - c_A) + R_A \cdot V = V \frac{dc_A}{dt}$$

Selanjutnya, jika (1) tekanan parsial dari zat terlarut A adalah konstan sehingga  $c_A$  juga konstan, dan (2) tidak ada reaksi homogen dari larutan zat terlarut A dalam fasa cair sehingga  $R_A = 0$ , maka

$$\int_{c_{Ao}}^{c_A} \frac{-dc_A}{c_A - c_A} = -K_L a \int_0^t dt$$

Yang setelah integrasi akan menghasilkan

$$\ln\left(\frac{c_A - c_{Ao}}{c_A - c_A}\right) = K_L a t$$

Atau

$$c_A = c_A - (c_t - c_{Ao}) e^{-K_L a t} \quad (6)$$

Dalam persamaan (31-1), konsentrasi dari A dalam cairan ( $c_A$ ) secara eksponensial akan mendekati  $c_A$  ketika  $t$  menuju tak hingga.

Untuk suatu proese yang continue dimana cairan yang satu mengalir ke dalam dan cairan yang satunya mengalir keluar, keseimbangan bahan keadaan tunaknya adalah

$$c_{Ao}v_o + N_{AAi} - c_{AV} + R_A \cdot V = 0$$

Dimana  $C_{Ao}$  sekarang adalah konsentrasi inlet dari zat terlarut A. Untuk proses pengenceran, laju aliran volumetrik cairan masukan  $v_o$  akan mendekati laju aliran volumetrik keluaran  $v$ . Akibatnya

$$v_o(c_{Ao} - c_A) + K_L a \cdot V(c_A - c_A) + R_A \cdot V = 0 \quad (7)$$

Jika  $R_A = 0$ , maka konsentrasi keluaran hasil prediksinya adalah

$$c_A = \frac{\frac{v_o}{V} c_{Ao} + K_L a \cdot c_A}{\frac{v_o}{V} + K_L a} \quad (8)$$

### 3.2. Kinerja Reaktor

Sebelum dapat mengetahui kondisi yang bagaimana pada reaktor dapat dipilih, akan memerlukan beberapa pengukuran pada kinerja reaktor.

Ada parameter penting yang digunakan pada kinerja reaktor yaitu :

Konversi =  $\frac{\text{Reaktan yang bereaksi didalam reaktor}}{\text{Reaktan yang masuk kedalam reaktor}}$

Selektifitas =  $\frac{\text{Hasil produk yang diinginkan}}{\text{Reaktan yang bereaksi didalam reaktor}}$  x faktor stoichiometri

dimana faktor stoichiometri adalah mol dari reaktan yang diperlukan per mol produk.

Selektifitas untuk reaksi seri akan dinaikkan oleh reaktan yang mempunyai konsentrasi rendah dengan melibatkan reaksi sekunder. Misalnya untuk reaktor yang beroperasi pada suatu produk yang konsentrasinya rendah, maka konversi akan rendah. Pada reaksi seri ini, dengan kenaikan konversi maka selektifitas menurun.

Reaksi oksidasi fase cair melibatkan proses perpindahan massa dengan reaksi seri paralel, sehingga konversi dan selektifitas untuk reaksi ini dipengaruhi oleh hambatan perpindahan massa. (Robin Smith 1995).



# BAB 4

## CONTOH PENELITIAN

### 4.1. Pendahuluan

Proses oksidasi asetaldehid menggunakan udara dan katalis homogen mangan asetat merupakan salah satu proses di dalam industri kimia yang tersebar diseluruh dunia terutama untuk menghasilkan asam asetat . Asam asetat ini begitu luas penggunaannya sebagai bahan dasar pada industri kimia dasar, pembuatan plastik, industri farmasi, pembuatan cat, insektisida, bahan kimia untuk fotografi, koagulan latex serta pengasaman yang baik untuk minyak. Di Indonesia (tepatnya di Solo) pada tahun 1989 telah didirikan pabrik asam asetat memakai proses diatas. Bahkan di Amerika Serikat, proses tersebut telah mulai diaplikasikan sejak tahun 1960 (Kent, 1983). Dari sini dapat diamati bahwa

walaupun proses oksidasi asetaldehid telah lama diterapkan sebagai salah satu proses alternatif pembuatan asam asetat, namun kajian fenomena dalam reaktor belum banyak dilakukan, sehingga penelitian dan pengembangannya belum mencapai titik kemajuan berarti. Pada industri yang telah ada, untuk oksidasi asetaldehid digunakan tiga buah reaktor yang disusun seri, salah satu diantaranya bertipe beda dan diletakkan pada bagian akhir dari susunan itu. Proses oksidasi asetaldehid merupakan proses dua fasa gas-cair, sehingga proses tersebut dapat dipengaruhi oleh faktor-faktor kinetika dan hidrodinamika.

Venugopal, dkk (1967) telah melakukan studi kinetika reaksi oksidasi asetaldehid. Dalam hal ini yang dipelajari adalah hanya kinetika reaksi utama. Reaksi oksidasi asetaldehid sebenarnya meliputi sistem reaksi-reaksi yang kompleks dengan berbagai reaksi

samping. Mempelajari kinetika reaksi-reaksi ini secara keseluruhan adalah penting untuk memahami kinerja reaktor oksidasi asetaldehid ini.

#### Tujuan Penelitian

Tujuan penelitian ini adalah mempelajari kinetika reaksi oksidasi asetaldehid dan pengaruh hambatan perpindahan massa terhadap kinerja reaktor berpengaduk mekanis untuk oksidasi asetaldehid dengan udara pada tekanan 1 atmosfer.

#### Manfaat Penelitian

Manfaat penelitian ini adalah sebagai acuan dalam merancang proses reaksi asetaldehid didalam reaktor berpengaduk.

## **4.2. METODOLOGI PENELITIAN**

### **Bahan, Peralatan, dan Prosedur Percobaan**

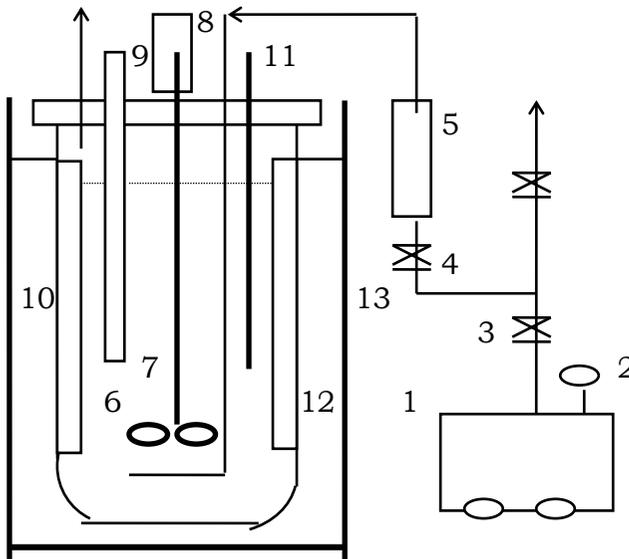
Penelitian dilakukan dengan menggunakan reaktor berpengaduk mekanik yang ditunjukkan pada Gambar 3.

1. Reaktor terbuat dari gelas pyrex berbentuk silinder, berdiameter 10 cm dan mempunyai ketinggian 15 cm. Dimensi tangki sesuai dengan standar geometri yang diberikan oleh Geankoplis (1983) dan Stegemen dkk (1995). Tinggi fase cair dalam tangki sama dengan diameter tangki. Tangki dilengkapi dengan six bladed disk turbine impeller dengan diameter impeller 4,5 cm ( $d = \frac{1}{3} - \frac{1}{2} D_r$ ), tinggi blade 1 cm ( $W = \frac{1}{4} - \frac{1}{5} d$ ), dan lebar blade 1,2 cm ( $L = \frac{1}{3} - \frac{1}{4} d$ ). Impeller dipasang pada ketinggian 3,3 cm ( $\frac{1}{3} D_r$ ) dari dasar tangki. Untuk menghindari terjadinya vortex, dipasang 4 baffle masing-masing lebarnya 1 cm ( $J = \frac{1}{12} - \frac{1}{10} D_r$ ) dan tinggi 13 cm. Tangki ini dilengkapi juga dengan sparger gas yang diletakkan di tengah tangki dibawah impeller. Sparger dibuat dari pipa kecil dengan diameter dalam 0,4 cm dan pada daerah ujung sparger dibuat 12 lubang kecil dengan diameter masing-masing lubang 0,05 cm. Kecepatan aliran gas dikontrol dengan

menggunakan *flowmeter* Gilmon yang dikalibrasi dengan menggunakan *soap bubble flowmeter*. Percobaan dimulai dengan memasukkan air ke dalam reaktor, demikian juga campuran Mangan Asetat,  $\text{KMnO}_4$ . Kemudian pH campuran dibuat hingga mendekati pH 5 dengan penambahan Asam Asetat. Selanjutnya suhu operasi diatur menjadi  $35^\circ\text{C}$ . Memasukkan Asetaldehid ke dalam reaktor, sebelum memulai percobaan, mengambil contoh pertama pada waktu  $t = 0$ . Setelah itu menganalisa asam asetat, methanol, dan asetaldehid dengan menggunakan Gas Chromatografi (GC) jenis HP 5890 yang dilengkapi kolom PEG. Selanjutnya memulai percobaan dengan membuka laju alir gas pada  $1 \times 10^{-5}$   $\text{m}^3/\text{detik}$  dengan putaran pengaduk 500 rpm, menjalankan stop watch untuk mengetahui waktu yang dibutuhkan. Setelah 15 menit mengambil contoh yang kedua, dengan cara yang sama mengambil contoh ketiga untuk  $t = 30$  menit, contoh keempat untuk  $t = 60$  menit

dan contoh kelima untuk  $t = 90$  menit. Dengan prosedur yang sama seperti di atas, melakukan penelitian dengan merubah variabel laju alir gas dari  $1 \times 10^{-5}$  ke  $4 \times 10^{-5}$ ,  $6 \times 10^{-5}$ ,  $8 \times 10^{-5}$  m<sup>3</sup>/detik dan  $10 \times 10^{-5}$  m<sup>3</sup>/detik, merubah variabel suhu dari 35°C ke 45°C dan 55°C, merubah variabel kecepatan putaran pengaduk 500 rpm ke 900 rpm.

Gambar Peralatan.



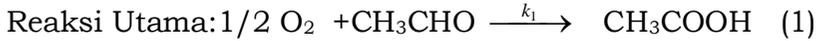
Gambar 4.1. Skema Peralatan Percobaan

Keterangan gambar :

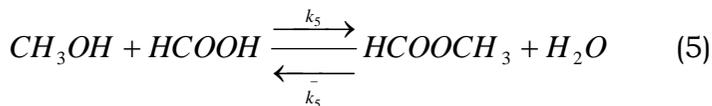
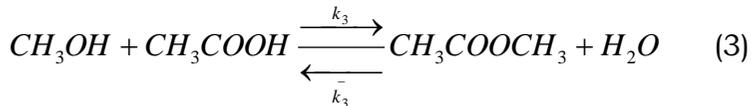
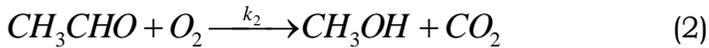
1. Kompresor udara
2. Pengatur tekanan
3. Valve pengatur utama
4. Needle valve aliran udara
5. Flowmeter
6. Distributor udara
7. Pengaduk
8. Motor pengaduk
9. Pengambilan contoh cairan
10. Baffle
11. Thermometer
12. Reaktor
13. Water-bath thermostatis

## Pengembangan model matematis

Reaksi yang ditinjau adalah sebagai berikut :



Reaksi –reaksi samping:



Pada pengembangan model matematika ini hanya ditinjau reaksi-reaksi (1),(2), dan (3). Karena hasil samping untuk reaksi (4) dan (5) tidak terdeteksi dan ini sesuai dengan hasil pada industri yang telah ada.

Kondisi reaktor dianggap teraduk sempurna sehingga komposisi di seluruh bagian reaktor homogen (seragam). Model matematis untuk proses oksidasi asetaldehid di dalam reaktor teraduk yang dioperasikan secara batch ini dapat dikembangkan dengan membuat neraca massa untuk komponen- komponen yang terlibat dalam reaksi untuk sistem fase cair.

Neraca massa untuk komponen oksigen (A) menghasilkan persamaan sebagai berikut:

$$V \frac{dC_A^0}{dt} = \bar{R}.a'.V - 0 + (r_A.V)$$

$$\frac{dC_A^0}{dt} = E.k_L.a'.(C_A^* - C_A^0) - (k_1.C_A^0.C_B^0 + k_2.C_A^0.C_B^0)$$

$$\frac{dC_A^0}{dt} = E.k_L.a'.(C_A^* - C_A^0) - (k_1 + k_2).C_A^0.C_B^0 \quad (6)$$

Neraca massa untuk komponen asetaldehid (B) menghasilkan persamaan sebagai berikut :

$$V \cdot \frac{dC_B^0}{dt} = 0 - 0 + (r_B.V)$$

$$\frac{dC_B^0}{dt} = -(2k_1 \cdot C_A^0 \cdot C_B^0 + k_2 \cdot C_A^0 \cdot C_B^0)$$

$$\frac{dC_B^0}{dt} = -(2k_1 + k_2)C_A^0 \cdot C_B^0 \quad (7)$$

Neraca massa untuk komponen asam asetat (C)  
menghasilkan persamaan sebagai berikut :

$$V \frac{dC_C^0}{dt} = 0 - 0 + (r_C V)$$

$$V \frac{dC_C^0}{dt} = \left( 2k_1 \cdot C_A^0 \cdot C_B^0 - k_3 \cdot \left( C_D^0 \cdot C_C^0 - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{K} \right) \right) \cdot V$$

$$\frac{dC_C^0}{dt} = 2k_1 C_A^0 \cdot C_B^0 - k_3 \cdot \left( C_D^0 \cdot C_C^0 - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{K} \right) \quad (8)$$

Neraca massa untuk komponen metil asetat (D)  
menghasilkan persamaan sebagai berikut :

Akumulasi = input - output + generasi

$$V \frac{dC_D^0}{dt} = 0 - 0 + (r_D V)$$

$$V \frac{dC_D^0}{dt} = \left( k_2 \cdot C_A^0 \cdot C_B^0 - k_3 \cdot \left( C_D^0 \cdot C_C^0 - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{K} \right) \right) \cdot V$$

$$\frac{dC_D^0}{dt} = \left( k_2 \cdot C_A^0 \cdot C_B^0 - k_3 \cdot \left( C_D^0 \cdot C_C^0 - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{K} \right) \right) \quad (9)$$

Neraca massa untuk komponen methanol (E) menghasilkan persamaan sebagai berikut.:

$$V \frac{dC_E^0}{dt} = 0 - 0 + (r_E V)$$

$$V \frac{dC_E^0}{dt} = \left( k_3 \cdot \left( C_D^0 \cdot C_C^0 - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{K} \right) \right) \cdot V$$

$$\frac{dC_E^0}{dt} = k_3 \cdot \left( C_D^0 \cdot C_C^0 - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{K} \right) \quad (10)$$

dari persamaan (6-10) diatas kita sederhanakan dengan mengalikan faktor  $1/(k_1 \cdot C_{B \text{ in}}^2)$  dan didapat persamaan baru seperti dibawah ini :

$$\frac{\frac{dC_A^0}{C_B^{in}}}{dt.k_1C_B^{in}} = E \cdot \frac{k_L \cdot a'}{C_B^{in}} \left( \frac{C_A^* - C_A^0}{C_B^{in}} \right) - \left( \frac{k_1 + k_2}{k_1} \right) \frac{C_A^0 \cdot C_B^0}{C_B^{in} C_B^{in}} \quad (11)$$

$$\frac{\frac{dC_B^0}{C_B^{in}}}{dt.k_1C_B^{in}} = - \left( \frac{2k_1 + k_2}{k_1} \right) \frac{C_A^0 \cdot C_B^0}{C_B^{in} C_B^{in}} \quad (12)$$

$$\frac{\frac{dC_C^0}{C_B^{in}}}{dt.k_1C_B^{in}} = \left( \frac{2k_1}{k_1} \right) \frac{C_A^0 \cdot C_B^0}{C_B^{in} C_B^{in}} - \left( \frac{k_3}{k_1} \right) \left( \frac{C_D^0 \cdot C_C^0}{C_B^{in} C_B^{in}} - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{C_B^{in} C_B^{in} K} \right) \quad (13)$$

$$\frac{\frac{dC_D^0}{C_B^{in}}}{dt.k_1C_B^{in}} = \left( \frac{k_2}{k_1} \right) \frac{C_A^0 \cdot C_B^0}{C_B^{in} C_B^{in}} - \left( \frac{k_3}{k_1} \right) \left( \frac{C_D^0 \cdot C_C^0}{C_B^{in} C_B^{in}} - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{C_B^{in} C_B^{in} K} \right) \quad (14)$$

$$\frac{\frac{dC_E^0}{C_B^{in}}}{dt.k_1C_B^{in}} = \left( \frac{k_3}{k_1} \right) \left( \frac{C_D^0 \cdot C_C^0}{C_B^{in} C_B^{in}} - \frac{C_E^0 \cdot C_W^0}{C_B^{in} C_B^{in} K} \right) \quad (15)$$

Persamaan (11-15) diatas kemudian disederhanakan dengan mendefinisikan variabel baru yaitu :

$$\tau = k_1 \cdot C_B^{in} \cdot t; \quad a^* = \frac{C_A^*}{C_B^{in}}$$

$$a^0 = \frac{C_A^0}{C_B^{in}}; b^0 = \frac{C_B^0}{C_B^{in}}; c^0 = \frac{C_C^0}{C_B^{in}}; d^0 = \frac{C_D^0}{C_B^{in}}; e^0 = \frac{C_E^0}{C_B^{in}};$$

$$\alpha = \frac{k_2}{k_1}; \gamma = \frac{k_L a'}{C_{Bin}}; \beta = \frac{k_3}{k_1}$$

Dari variabel baru ini kemudian dimasukkan ke persamaan - persamaan (11-15) diatas sehingga terbentuk persamaaan baru sebagai berikut :

Persamaan (11) disederhanakan menjadi :

$$\frac{da^0}{d\tau} = E \cdot \gamma \cdot (a^* - a^0) - (1 + \alpha) \cdot a^0 \cdot b^0 \quad (16)$$

Persamaan (12) disederhanakan menjadi :

$$\frac{db^0}{d\tau} = -(2 + \alpha) \cdot a^0 \cdot b^0 \quad (17)$$

Persamaan (13) disederhanakan menjadi :

$$\frac{dc^0}{d\tau} = 2.a^0.b^0 - \beta \left( d^0.c^0 - \frac{e^0.w^0}{K} \right) \quad (18)$$

Persamaan (14) disederhanakan menjadi :

$$\frac{dd^0}{d\tau} = \alpha..a^0.b^0 - \beta \left( d^0.c^0 - \frac{e^0.w^0}{K} \right) \quad (19)$$

Persamaan (15) disederhanakan menjadi :

$$\frac{de^0}{d\tau} = \beta \left( d^0.c^0 - \frac{e^0.w^0}{K} \right) \quad (20)$$

Dari persamaan (16) dimana  $da^0/dt=0$  karena reaksinya sangat cepat sehingga yang terserap = yang bereaksi, maka persamaan (16) berubah menjadi :

$$a^0 = \frac{E.\gamma.a^*}{E.\gamma + (1 + \alpha).b^0} \quad (21)$$

Pada persamaan- persamaan sebelumnya terdapat besaran E yang disebut factor peningkatan (Enhancement factor) yang merupakan perbandingan antara laju absorpsi dengan reaksi kimia dan laju absorpsi tanpa reaksi kimia.. Faktor E diperoleh dengan

menggunakan model film untuk menggambarkan peristiwa absorpsi disertai reaksi ini dan menggunakan persamaan yang dikembangkan oleh van Krevelen dan Hooftijzer sebagai berikut :

$$\frac{\bar{R}}{k_L C_A^*} = E = \frac{\sqrt{\left( M \cdot \frac{E_1 - E}{E_1 - 1} \right)}}{\tanh \sqrt{\left( M \cdot \frac{E_1 - E}{E_1 - 1} \right)}} \quad (22)$$

dan variabel M dan  $E_1$  dapat dinyatakan dengan persamaan baru sebagai berikut :

$$M = \frac{D_A \cdot k \cdot C_B^0}{k_L^2} \quad \text{dimana } k = k_1 + k_2$$

$$E_1 = \left( 1 + \frac{D_B \cdot C_B^0}{z D_A \cdot C_A^*} \right) \quad z = z_1 + z_2$$

Persamaan perpindahan massa oksigen dari fase gas ke fase liquid bisa dituliskan sebagai berikut :

$$R \cdot a' = E \cdot k_L a' \cdot (C_A^* - C_A^0) = k_G a' \cdot (P_{AG} - P_{Ai}) \quad (23)$$

Dimana tekanan parsial dari oksigen pada interface ( $P_{Ai}$ ) menurut Hukum Henry didefinisikan sbb:

$$P_{Ai} = H_A \cdot C_A^* \quad (24)$$

maka substitusi dari persamaan (24) kepersamaan (23) didapat:

$$R \cdot a' = E \cdot k_L a' (C_A^* - C_A^0) = k_G a' (P_{AG} - H_A \cdot C_A^*) \quad (25)$$

karena reaksi yang terjadi disini merupakan reaksi cepat, maka dapat diasumsikan bahwa:

$$C_A^* - C_A^0 = C_A^* \quad (26)$$

sehingga persamaan (25) berubah menjadi

$$\begin{aligned} E \cdot k_L a' (C_A^*) &= k_G a' (P_{AG} - H_A \cdot C_A^*) \\ E \cdot k_L a' (C_A^*) + k_G a' (H_A \cdot C_A^*) &= k_G a' (P_{AG}) \end{aligned} \quad (27)$$

Dari persamaan (27) didapat harga  $C_A^*$  yaitu:

$$C_A^* = \frac{k_G a' P_{AG}}{E \cdot k_L a' + k_G a' H_A} \quad (28)$$

Persamaan di atas dibagi dengan  $C_B^{\text{in}}$  dan menjadi :

$$\frac{C_A^*}{C_B^{in}} = \frac{k_G a' \cdot P_{AG} / C_B^{in}}{E \cdot k_L a' + k_G a' \cdot H_A} \quad (29)$$

didefinisikan konsentrasi A dalam fase liquid  $C_{AP}$  yang berkesetimbangan dengan tekanan parsial A dalam fase gas  $P_{AG}$ . Hubungan kesetimbangannya menggunakan Hukum Henry sebagai berikut :

$$P_{AG} = H_A \cdot C_{AP} \quad (30)$$

kemudian dari persamaan (29) didefinisikan suatu variabel baru yaitu :

$$a^* = \frac{C_A^*}{C_B^{in}}$$

$$a_p = \frac{C_{AP}}{C_B^{in}}$$

maka persamaan diatas berubah menjadi :

$$a^* = \frac{k_G a' \cdot H_A \cdot a_p}{E \cdot k_L a' + k_G a' \cdot H_A} \quad (31)$$

Persamaan (31) disederhanakan menjadi:

$$a^* = \left( 1 - \frac{E.k_L a'}{E.k_L a' + k_G a' H_A} \right) a_p \quad (32)$$

Atau dapat pula disederhanakan menjadi persamaan dibawah ini :

$$a^* = \left( 1 - \frac{1}{1 + \frac{k_G \cdot a' \cdot H_A}{E.k_L \cdot a'}} \right) a_p \quad (33)$$

Dari persamaan (33) dapat disederhanakan menjadi

$$a^* = (1 - \delta) a_p \quad (34)$$

Dimana  $\delta$  = fraksi tahanan film gas

#### NERACA MASSA OKSIGEN SISTEM FASE GAS

$$G \left[ \frac{P_{AG}^{in}}{P - P_{AG}^{in}} - \frac{P_{AG}}{P - P_{AG}} \right] = E.k_L a' V \cdot (C_A^* - C_A^0) \quad (35)$$

menurut Hukum Dalton, dimana

$$\begin{aligned} P_{AG}^{in} &= Y_{AG}^{in} \cdot P \\ P_{AG} &= Y_{AG} \cdot P \end{aligned} \quad (36)$$

dan karena reaksi yang terjadi disini merupakan reaksi cepat, maka dapat diasumsikan bahwa:

$$C_A^* - C_A^0 = C_A^* \quad (37)$$

sehingga persamaan diatas berubah menjadi:

$$G \left[ \frac{Y_{AG}^{in} \cdot P}{P - (Y_{AG}^{in} \cdot P)} - \frac{Y_{AG} \cdot P}{1 - (Y_{AG} \cdot P)} \right] = E \cdot k_L a' V \frac{C_A^*}{C_B^{in}} \cdot C_B^{in} \quad (38)$$

atau

$$G \left[ \frac{Y_{AG}^{in}}{1 - Y_{AG}^{in}} - \frac{Y_{AG}}{1 - Y_{AG}} \right] = E \cdot k_L a' V \frac{C_A^*}{C_B^{in}} \cdot C_B^{in} \quad (39)$$

Persamaan diatas dibagi dengan G sehingga persamaan (39) menjadi :

$$\frac{Y_{AG}^{in}}{1 - Y_{AG}^{in}} - \frac{Y_{AG}}{1 - Y_{AG}} = E \cdot k_L a' V \frac{C_B^{in}}{G} \cdot a^* \quad (40)$$

Dari persamaan (40) dapat disederhanakan variabelnya dengan mendefinisikan variabel baru seperti di bawah ini :

$$\varphi = k_L a' V \frac{C_B^{in}}{G} \quad (41)$$

kemudian mensubstitusikan pers (34) dan pers (41) kedalam pers (40), sehingga persamaan (40) berubah menjadi :

$$\frac{Y_{AG}^{in}}{1-Y_{AG}^{in}} - \frac{Y_{AG}}{1-Y_{AG}} = E.\varphi.(1-\delta)a_p \quad (42)$$

dari persamaan (42) variabel  $a_p$  berubah menjadi :

$$a_p = \frac{C_{AP}}{C_B^{in}} = \frac{P_{AG}/H_A}{C_B^{in}} = \frac{Y_{AG}.P}{H_A.C_B^{in}} \quad (43)$$

Persamaan (42) berubah menjadi :

$$\frac{Y_{AG}^{in}}{1-Y_{AG}^{in}} - \frac{Y_{AG}}{1-Y_{AG}} = E.\varphi.(1-\delta).\frac{Y_{AG}.P}{H_A.C_B^{in}} \quad (44)$$

$$\left( E.\varphi.(1-\delta).\frac{P}{H_A.C_B^{in}}.Y_{AG}^2 \right) - \left( E.\varphi.(1-\delta).\frac{P}{H_A.C_B^{in}} + 1 + \frac{Y_{AG}^{in}}{1-Y_{AG}^{in}} \right) Y_{AG} + \left( \frac{Y_{AG}^{in}}{1-Y_{AG}^{in}} \right) = 0 \quad (45)$$

Dari persamaan di atas disederhanakan menjadi :

$$a_k = E.\varphi.(1-\delta).\frac{P}{H_A.C_B^{in}} \quad (46)$$

$$b_k = E \cdot \phi \cdot (1 - \delta) \cdot \frac{P}{H_A \cdot C_B^{in}} + 1 + \frac{Y_{AG}^{in}}{1 - Y_{AG}^{in}} \quad (47)$$

$$c_k = \frac{Y_{AG}^{in}}{1 - Y_{AG}^{in}} \quad (48)$$

Persamaan 46 – 48 disubstitusikan ke persamaan (45)

dan menjadi :

$$a_k Y_{AG}^2 - b_k Y_{AG} + c_k = 0 \quad (49)$$

$$Y_{AG \ 1,2} = \frac{b_k \pm \sqrt{(b_k)^2 - 4a_k \cdot c_k}}{2a_k} \quad (50)$$

$Y_{AG}$  diperoleh secara iterasi dari Neraca massa oksigen fase gas dengan menggunakan rumus ABC.

### 4.3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Oksidasi asetaldehid merupakan reaksi-reaksi kompleks dengan berbagai reaksi samping. Pembahasan pada bab ini dititikberatkan pada kinetika reaksi dan mempelajari kinerja reaktor tangki teraduk untuk proses oksidasi asetaldehid.

#### Penentuan kinetika reaksi

Dalam menentukan kinetika reaksi oksidasi asetaldehid, dilakukan percobaan dengan mengubah-ubah suhu yaitu 35°C, 45°C dan 55°C. Sedangkan kecepatan putar pengaduk dan laju alir gas ditetapkan berturut-turut 900 rpm dan  $8 \times 10^{-5}$  m<sup>3</sup>/detik, percobaan dilakukan pada tekanan 1 atm. Pada setiap variabel suhu dicari harga  $k_1, k_2$  dan  $k_3$ . Dari percobaan diperoleh data konsentrasi asetaldehid, asam asetat dan methanol pada berbagai waktu. Data percobaan dapat dilihat pada Appendix. Harga  $k_1, k_2$  dan  $k_3$  dipilih sedemikian agar data hasil simulasi yang diperoleh dengan

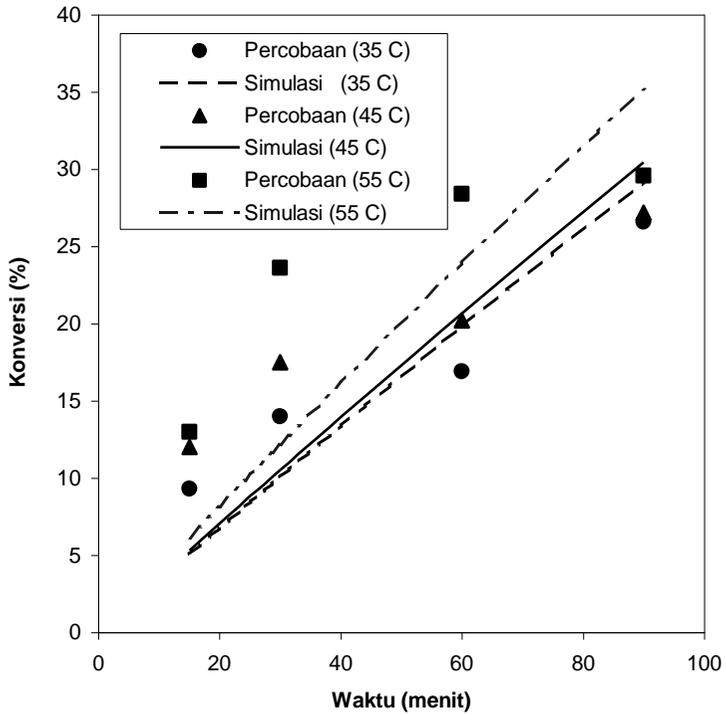
menyelesaikan persamaan differensial (pers. 28 – 32) dengan metode runge kutta mendekati data percobaan. Adapun kriteria penyimpangannya adalah:

$$Error = \sum \left( C_{bi} - \hat{C}_{bi} \right)^2 + \sum \left( C_{ci} - \hat{C}_{ci} \right)^2 + \sum \left( C_{di} - \hat{C}_{di} \right)^2$$

Jadi harga  $k_1$ ,  $k_2$  dan  $k_3$  dipilih sedemikian agar error yang terjadi minimum, untuk hasil yang minimum ditunjukkan dalam appendiks Tabel A-5 pada suhu yang berbeda-beda. Metode minimasi yang digunakan adalah metode Hooke Jeeve. Dari hasil perhitungan tersebut diperoleh  $k_1$ ,  $k_2$  dan  $k_3$  yang dapat dilihat pada Tabel 4-1.

Tabel 4.1. Hasil perhitungan kecepatan reaksi dari simulasi.

suhu (°C)	suhu (°K)	$k_1$	$k_2$	$k_3$
35	308	70	175	0.007
45	318	100	200	0.01
55	328	250	412.5	0.025



Gambar 4-1. Perbandingan Simulasi dengan data percobaan pada  $N= 900$  rpm,  $Q_g= 8 \times 10^{-5}$  m<sup>3</sup>/detik.

Tabel 4.1. Hasil perhitungan kecepatan reaksi dari simulasi.

suhu (°C)	suhu (°K)	k <sub>1</sub>	k <sub>2</sub>	k <sub>3</sub>
35	308	70	175	0.007
45	318	100	200	0.01
55	328	250	412.5	0.025

Digunakan persamaan Arrhenius untuk menyatakan konstanta kecepatan reaksi sebagai fungsi

suhu yaitu  $k_i = A_i e^{-E_{ai}/RT}$ ,  $i = 1,2,3$

Harga  $A_i$  dan  $E_{ai}$  diperoleh dari data pada Tabel 4-1 dengan menggunakan cara least square yang detail perhitungannya pada Appendix A-6. Dari perhitungan ini diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi  $k_1 = 6.6431 \times 10^{-10} \exp(-12709.4 / RT)$   $m^3/kgmol.s$ , sedangkan dari peneliti pendahulu (Venugopal) harga konstanta kecepatan reaksinya  $k_1 = 5.033 \times 10^{-8} \exp(-1.7599 / RT)$   $m^3/kgmol.s$ .

Dari sini terlihat bahwa untuk  $A_i$  (factor frekwensi) dan  $E_{ai}$  (energi aktivasi) berbeda jauh, namun bila dilihat dari persamaan konstanta kecepatan reaksinya diperoleh pada suhu yang sama 35°C harga konstanta reaksinya 63.575 dibandingkan harga 75.418 yang diperoleh Venugopal. Hal ini menunjukkan harga konstanta kecepatan reaksi utama yang diperoleh penelitian ini tidak jauh berbeda dengan yang diperoleh Venugopal. Sedangkan untuk reaksi samping persamaan konstanta reaksinya  $k_2 = 244,176 \exp(-1.7599 / RT)$  m<sup>3</sup>/kgmol.s dan  $k_3 = 3.1152 \times 10^7 \exp(-13639 / RT)$  m<sup>3</sup>/kgmol.s. Dari data percobaan dengan menggunakan simulasi juga di dapatkan harga Enhancement faktor (E) lebih besar dari 3, demikian juga bilangan Hatta ( $\sqrt{M}$ ).

Untuk harga Enhancement faktor (E) mendekati bilangan Hatta ( $\sqrt{M}$ ), dengan  $\sqrt{M} > 2.5$  dan  $\sqrt{M} < 0.5 E_i$  (dimana Harga  $E_i$  lebih besar dari 1000) maka

reaksi orde dua bisa dianggap sebagai reaksi cepat irreversibel orde satu semu.

Jadi untuk bilangan Hatta yang besar kecepatan reaksi akan lebih cepat dibandingkan dengan kecepatan difusi sehingga perpindahan massa yang mengontrol.

Sehingga dengan merekayasa hambatan perpindahan massa, kinerja reaktor dapat ditingkatkan. Hambatan perpindahan massa dapat direkayasa dengan mengubah-ubah kecepatan pengaduk.

Agar supaya hambatan perpindahan massa kecil maka koefisien perpindahan massa fasa cair ( $k_{La}$ ) harus besar dengan putaran pengaduk yang cepat. Sehingga dengan hambatan perpindahan yang kecil akan memperbesar konversi namun memperkecil selektivitas.

Sebagai contoh :

Untuk aliran gas yang sama yaitu pada  $8 \times 10^{-5}$  m<sup>3</sup>/detik, pada putaran pengaduk 900 rpm, didapatkan harga koefisien perpindahan massa fasa cair ( $k_{La}$ ) =

0.1676047, sedangkan hambatan perpindahan massa ( $1/k_{La}$ ) = 5.9664 dan didapatkan konversi = 9.31%, sedangkan selektivitas = 30.33 %. Untuk putaran pengaduk 500 rpm, didapatkan harga koefisien perpindahan massa fase cair ( $k_{La}$ ) = 0.0942148, sedangkan hambatan perpindahan massa ( $1/k_{La}$ ) = 10.6140 dan didapatkan konversi sebesar 4.1% serta selektivitas = 49.6%.

### **Kinerja reaktor**

Pada kinerja reaktor secara eksperimental dipelajari pengaruh variabel perancangan yaitu kecepatan putar pengaduk, suhu dan laju alir gas terhadap konversi reaksi asetaldehid dan selektifitas asam asetat. Percobaan dilaksanakan pada tekanan 1 atmosfer. Reaksi oksidasi asetaldehid merupakan reaksi kompleks dan menurut Suprpto dkk (1998) hasil percobaan awal menunjukkan sebagian besar reaksi

membentuk reaksi utama sedang reaksi samping memberikan hasil dibawah 1%.

Didalam penelitian ini hasil yang didapatkan adalah asam asetat sebagai hasil utama, dan hasil lainnya adalah methanol dan metil asetat. Untuk kinerja reaktor yang dicari adalah konversi dan selektifitas.

Pengaruh perubahan kecepatan putar pengaduk (rpm) terhadap konversi dan selektivitas reaksi.

Pengaruh perubahan kecepatan putar pengaduk terhadap konversi dan selektivitas reaksi tidak banyak berpengaruh terhadap konversi reaksi dan selektivitas. Hal ini disebabkan karena kecepatan pengadukan dapat mengurangi tebal film cairan dan akan meningkatkan kecepatan diffusi melalui film cairan atau akan meningkatkan harga  $k_L$ . Sehingga akan mempercepat proses absorpsi (untuk proses perpindahan massa yang dikontrol oleh diffusi film cairan) dan meningkatkan harga konversi reaksi dan akan menurunkan

selektivitas reaksi. Tetapi karena perpindahan massa tidak hanya dikontrol oleh laju difusi tetapi juga dikontrol oleh laju reaksi kimia maka pada laju difusi tidak banyak berpengaruh pada operasi ini (pengaruhnya kecil).

Harga konversi reaksi akan naik dan harga selektivitas reaksi akan turun untuk perubahan kecepatan putar pengaduk dari 500 sampai 900 rpm Hal ini telah sesuai dengan penelitian *Soeprapto dkk, 1998* yang menyatakan bahwa kenaikan kecepatan putar pengaduk tidak begitu banyak mempengaruhi konversi dan selektivitas reaksi.

Pengaruh perubahan suhu (T) terhadap konversi dan selektivitas reaksi.

Pengaruh perubahan suhu terhadap konversi ditunjukkan pada gambar 4-2 sampai dengan gambar 4-7. Dari gambar ini terlihat bahwa pada perubahan suhu yang dipelajari akan meningkatkan konversi

reaksi. Hal ini disebabkan karena dengan naiknya suhu operasi dapat mengakibatkan turunnya kelarutan gas, sehingga cenderung untuk menurunkan kecepatan perpindahan massa. Kenaikan suhu dapat meningkatkan difusivitas dan menurunkan viskositas yang mengakibatkan turunnya tebal film cairan dan  $k_L$  akan meningkat sehingga akan memperbesar konversi reaksi. Hal ini telah sesuai dengan penelitian *Soeprapto dkk, 1998* yang menyatakan bahwa kenaikan suhu mempengaruhi konversi. Dari gambar 4-2 sampai dengan gambar 4-7, terlihat bahwa pada suhu 35°C dan 45°C cenderung naik karena dekat dengan daerah kinetik, sedangkan pada suhu 55°C cenderung konstan karena dekat daerah kesetimbangan atau termodinamik. Sedangkan pengaruh perubahan suhu akan meningkatkan selektivitas reaksi yang ditunjukkan pada gambar 4-8 dan 4-9.

Pengaruh perubahan laju alir gas (Qg) terhadap konversi dan selektivitas reaksi.

Pengaruh perubahan laju alir gas terhadap konversi reaksi ditunjukkan pada gambar 4-2 sampai gambar 4-7. Dari gambar ini dapat dilihat bahwa pada perubahan laju alir gas yang dipelajari akan meningkatkan konversi reaksi. Hal ini disebabkan karena dengan naiknya laju alir gas dapat mengakibatkan turunnya tebal film gas, sehingga dapat mempercepat proses difusi melalui film gas dan dapat mempercepat laju perpindahan massa dan memperbesar konversi reaksi. Hal ini telah sesuai dengan penelitian *Soeprapto dkk, 1998* yang menyatakan bahwa dengan kenaikan laju alir gas akan menaikkan konversi reaksi. Sedangkan pengaruh perubahan laju alir gas akan meningkatkan selektivitas reaksi yang ditunjukkan pada gambar 4-8 dan gambar 4-9.

Untuk gambar 4-12 sampai dengan gambar 4-17, menunjukkan hubungan antara konversi dan selektivitas pada putaran 500 dan 900 rpm, dimana selektivitas asam asetat akan turun dengan naiknya konversi asetaldehid, sehingga terjadi hubungan berbanding terbalik antara konversi dan selektivitas. Hal ini sesuai dengan penelitian Suprpto dkk (1997) pada oksidasi fase cair cyclohexane bahwa kenaikan konversi diikuti dengan penurunan selektivitas.

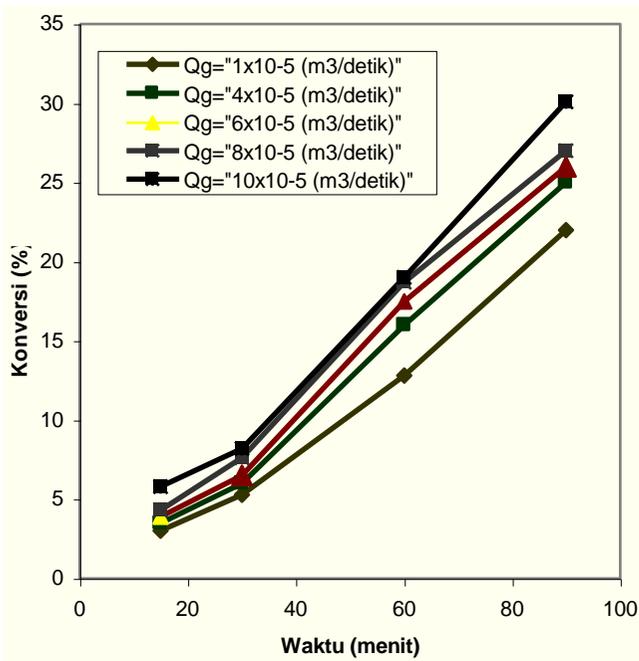
Pengaruh waktu ( $t$ ) terhadap konversi merupakan variabel tak langsung dimana semakin besar waktunya maka konversi akan meningkat, seperti terlihat pada suhu 35°C dan 45°C ( gambar 4-2, 4-3, 4-5 dan 4-6) karena reaksinya merupakan reaksi irversibel. Sedangkan pada suhu 55°C cenderung konstan karena mendekati suhu 70°C, dimana konversi akan turun pada suhu 70°C karena pada suhu tersebut asetaldehid akan menguap seperti yang terjadi pada industri.

Tabel.4-3

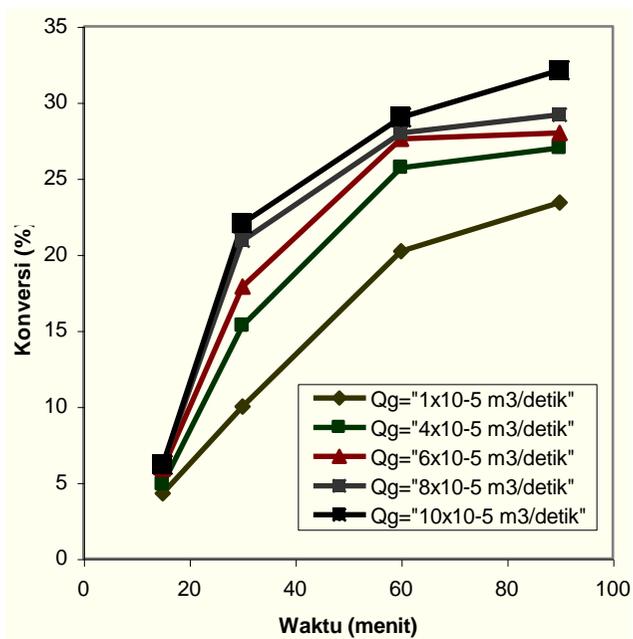
Harga Konversi Reaksi Untuk Berbagai Laju Alir Gas, suhu dan Kecepatan Putar Pengaduk.

		Konversi (%) Untuk Laju Alir Gas				
		(m <sup>3</sup> /detik)				
T						
Catatan (menit)		1x10 <sup>-5</sup>	4x10 <sup>-5</sup>	6x10 <sup>-5</sup>	8x10 <sup>-5</sup>	10x10 <sup>-5</sup>
N = 500 rpm T = 35°C	15	2.8	3.1	3.6	4.1	5.5
	30	2.9	3.5	4	5.8	6
	60	4.15	5.2	6.7	7.57	8.7
	90	17.3	24	25	26	28
N = 500 rpm T = 45°C	15	3	3.5	3.9	4.3	5.8
	30	5.3	6	6.5	7.63	8.2
	60	12.8	16	17.5	18.7	19
	90	22	25	26	27	30.1
N = 500 rpm T = 55°C	15	4.3	4.9	5.9	6.15	6.17
	30	10	15.3	17.89	20.9	22.05
	60	20.2	25.7	27.59	28	29
	90	23.4	27	28	29.2	32.1
N = 900 rpm T = 35°C	15	4.9	7.3	8.76	9.31	11
	30	10	12.5	13.5	14	16.5
	60	12.3	14	15.3	16.9	18.3
	90	21.2	24.4	25.8	26.6	29
N = 900 rpm	15	6	9	11	12	14.2
	30	11.2	14.8	16.8	17.5	19.4

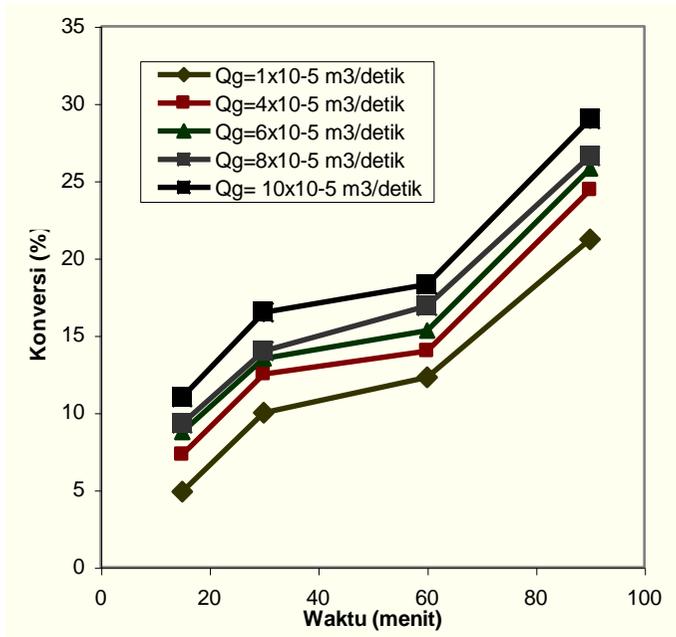
T =						
45°C	60	13.5	18	19.8	20.2	23.5
	90	22.5	25.3	26.8	27.2	31
	15	8	11	12.3	13	18.2
N = 900						
rpm	30	16.8	21.2	23	23.6	25.3
T =						
55°C	60	20.3	26.9	28.1	28.4	29.8
	90	23.5	27	29	29.6	32.5



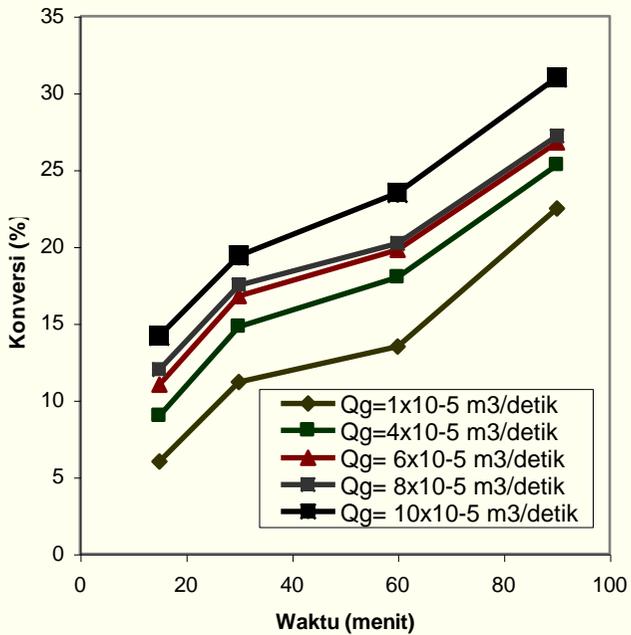
Gambar 4-3. Pengaruh laju alir gas terhadap konversi reaksi (N= 500 rpm, T= 45°C)



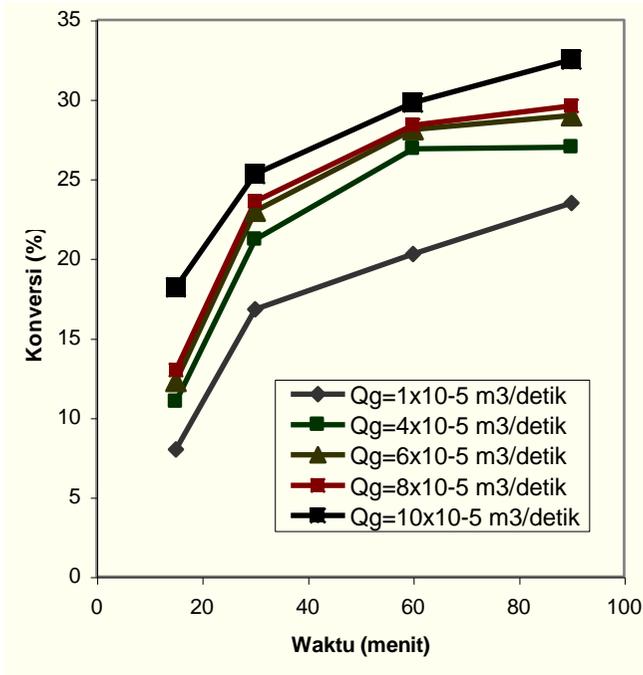
Gambar 4-4 Pengaruh laju alir gas terhadap konversi reaksi (N= 500 rpm, T= 55°C)



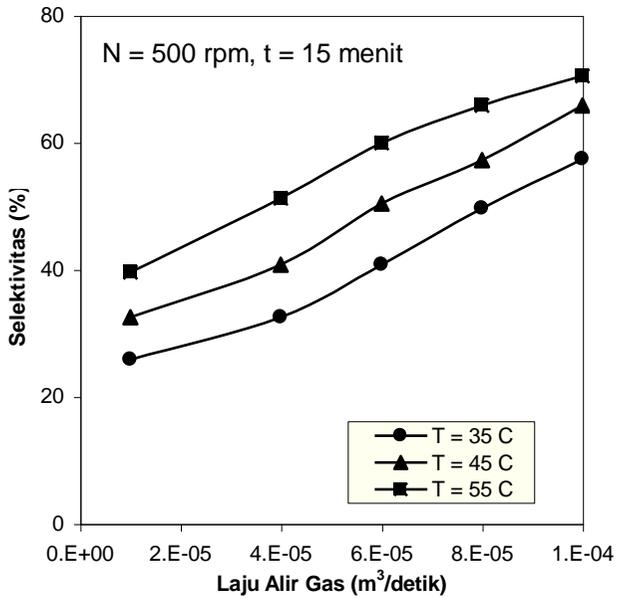
Gambar 4-5. Pengaruh laju alir gas terhadap konversi reaksi (N= 900 rpm, T= 35°C)



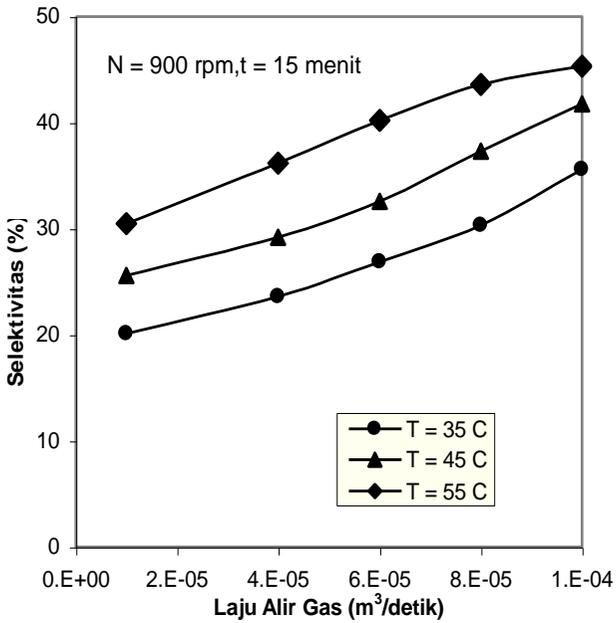
Gambar 4-6. Pengaruh laju alir gas terhadap konversi reaksi (N= 900 rpm, T= 45°C)



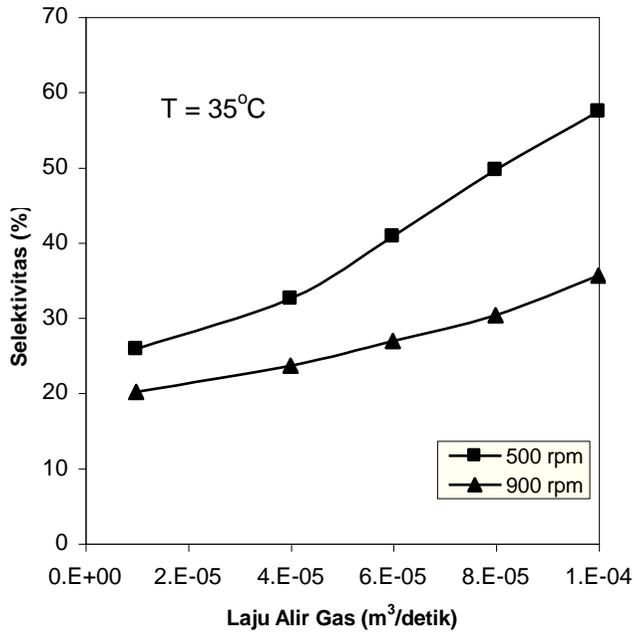
Gambar 4-7. Pengaruh laju alir gas terhadap konversi reaksi (N= 900 rpm, T= 55°C)



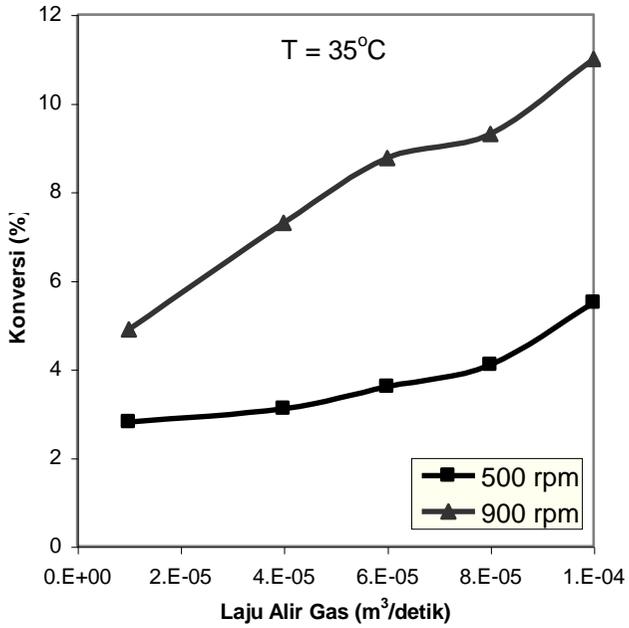
Gambar 4-8. Pengaruh laju alir gas dan suhu terhadap selektivitas.



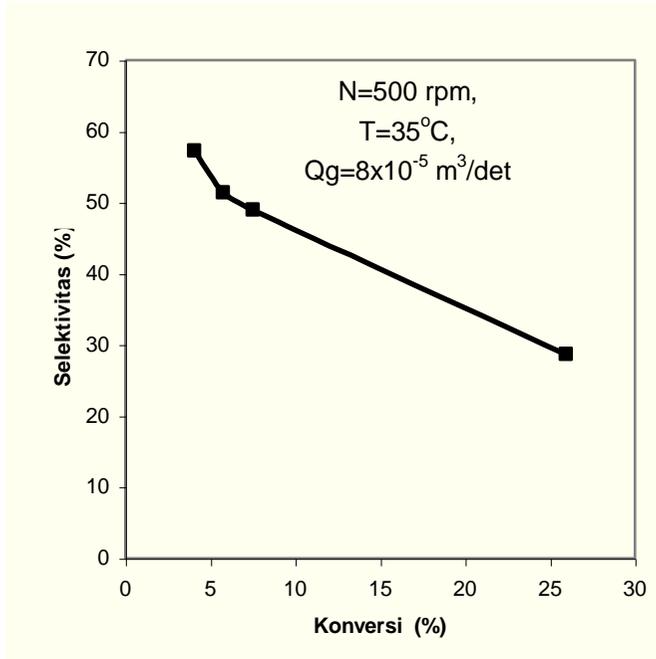
Gambar.4-9. Pengaruh laju alir gas dan suhu terhadap selektifitas.



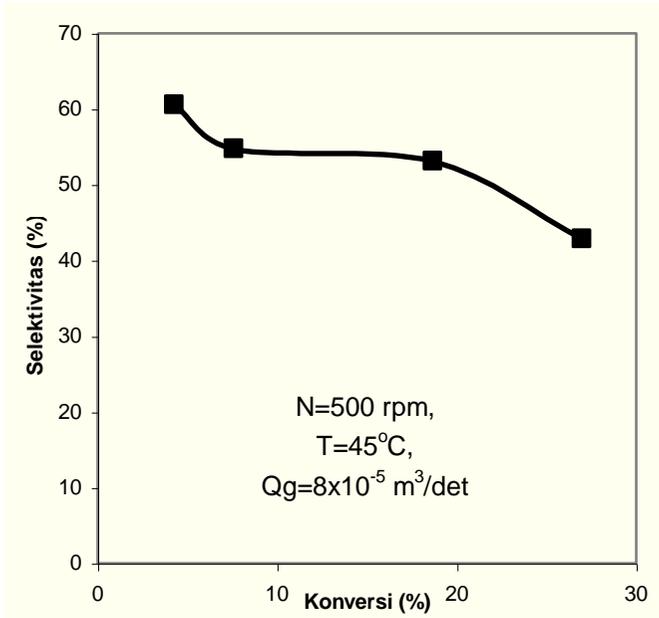
Gambar 4-10. Pengaruh laju alir gas dan putaran pengaduk terhadap selektifitas.



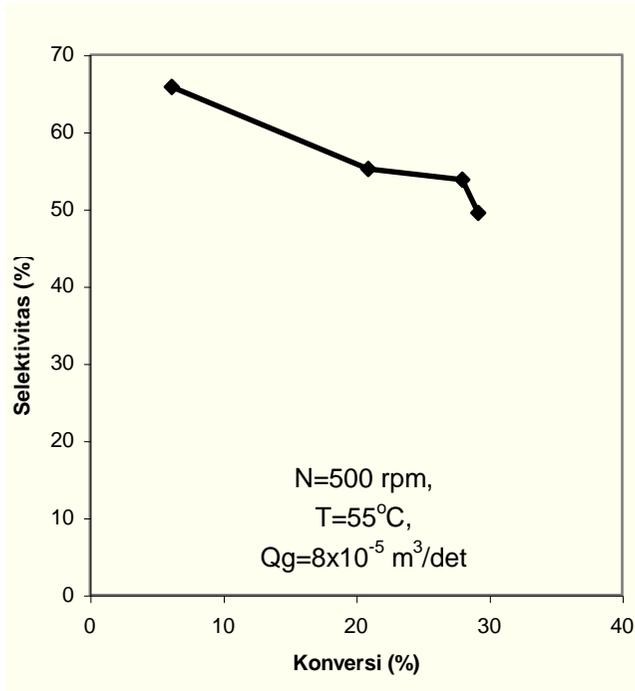
Gambar 4-11. Pengaruh laju alir gas dan putaran pengaduk terhadap konversi.



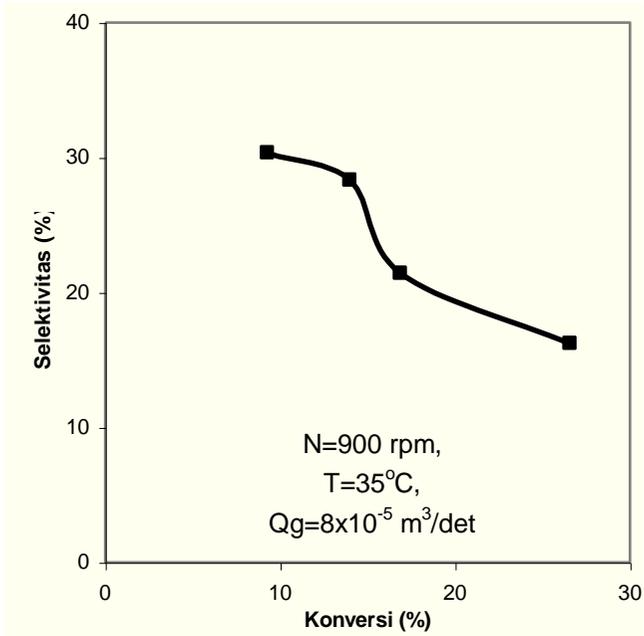
Gambar 4-12 Hubungan antara konversi dan selektivitas.



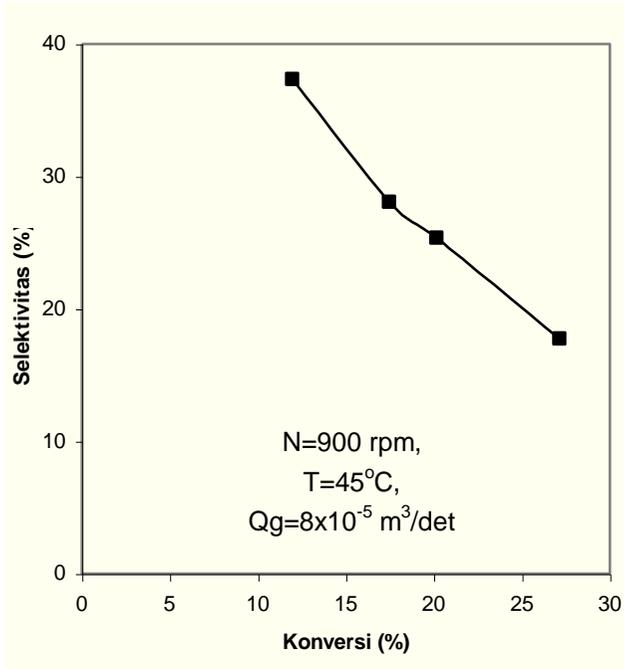
Gambar 4-13. Hubungan antara konversi dan selektivitas.



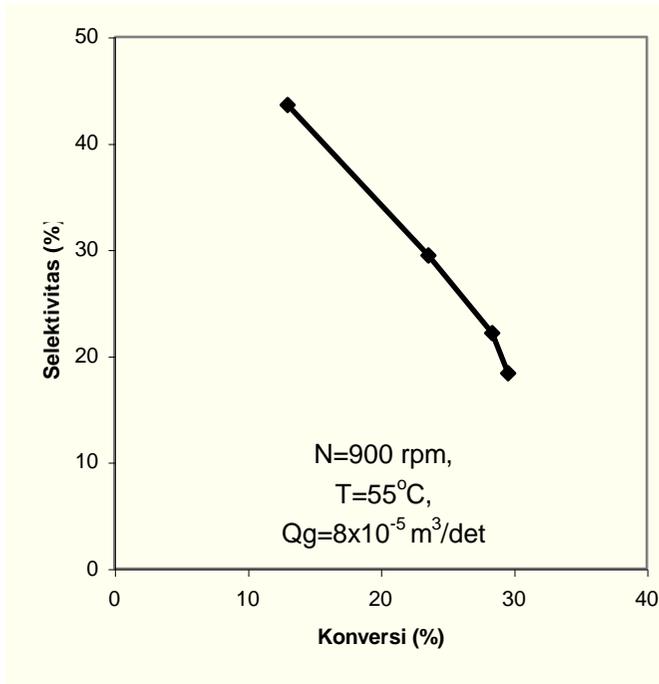
Gambar 4-14. Hubungan antara konversi dan selektivitas.



Gambar 4-15. Hubungan antara konversi dan selektivitas.



Gambar 4-16. Hubungan antara konversi dan selektivitas.



Gambar 4-17. Hubungan antara konversi dan selektivitas.

#### 4.4. KESIMPULAN

1. Orde reaksi adalah orde dua dan bisa dianggap sebagai reaksi cepat irreversibel orde satu semu.
2. Harga konstanta kecepatan reaksi telah ditaksir untuk reaksi utama dan reaksi-reaksi samping sebagai berikut:

$$k_1 = 6.6431 \times 10^{10} \exp \{-12709.4 / R(T+273)\}$$

m<sup>3</sup>/kgmol.detik.

$$k_2 = 244.176 \exp \{-1.7599 / R(T+273)\}$$

m<sup>3</sup>/kgmol.detik.

$$k_3 = 3.1152 \times 10^7 \exp \{-13639 / R(T+273)\}$$

m<sup>3</sup>/kgmol.detik.

3. Konversi reaksi dapat diperbesar dengan memperbesar laju alir gas dan suhu, yaitu mencapai 32.5 % pada putaran pengaduk 900 rpm dengan laju alir gas  $10 \times 10^{-5}$  m<sup>3</sup>/detik dan suhu 55°C sedangkan putaran pengaduk sedikit mempengaruhi kenaikan konversi reaksi.

4. Selektifitas asam asetat dipengaruhi oleh putaran pengaduk, laju alir gas dan suhu, dimana selektivitas mencapai 70.5 % pada putaran pengaduk 500 rpm dengan laju alir gas  $10 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{detik}$ .
5. Selektifitas asam asetat akan turun dengan naiknya putaran pengaduk.
6. Ada hubungan keterbalikan antar konversi dan selektivitas.
7. Dengan memperkecil hambatan perpindahan massa dapat memperbesar konversi namun akan memperkecil selektivitas.

## DAFTAR PUSTAKA

- Ali Altway, Suprpto, Helen D, Prima.A., "Kinerja Reaktor Teraduk dengan Recycle Gas untuk Oksidasi Fase Cair Cyclohexane", *Prosiding Seminar Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia, ITS.*, D11-1., 1997
- Danckwerts.P.V., *Gas - Liquid Reactions*, McGraw Hill Book Co., New York, 1970, p. 42.
- Gessner G. Hawley, *The Condensed Chemical Dictionary*, 10th Edition Van Nostrand Company Inc, 1981, p.6.
- Geankoplis, C.J., "*Transport Process and Unit Operation*", 2nd ed., Allyn and Bacon, Inc. Boston., 1983.
- H.M. McNair dan E.J. Bonelli., *Dasar Khromatografi Gas*, Bandung, 1998, p.113.

- Kirk Othmer “ *Encyclopedia of Chemical Tecnology* “ 3th ed. Vol. 1 John Wiley and Sons, Inc. New York, 1980, p. 124.
- Kent. J.A. Riegel’s *Handbook of Industrial Chemistry*, 8th ed, Van Nostrand Reihold Co., New York, 1983.
- Morrison , Boyd., *Organic Chemistry*, 4th Ed., Allyn and Bacon,Inc.,New York, 1983, p. 734.
- Robert Reid.,*The Properties of Gases and Liquids*, 4th ed., McGraw Hill, New York, 1987, p. 657.
- Robin Smith., *Chemical Proses Design*, McGraw Hill, Inc., New York, 1995, p. 22.
- Stegeman,D.,dkk, “Interfacial Area and Gas Hold upin Agitated Gas-Liquid Reactor Under Pressure”, *Ind.Eng.Chem., Res*, 1995, 34(1), 59.
- Suprpto, Ali Altway, Djoko.H, Dyah Suci”Analisi Reaksi Dua Fase Gas Cair Kajian Oksidasi Acetaldehyde dalam Reaktor Semi Kontinyu

Berpengaduk Mekanis” *Prosiding Seminar Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia,ITS*, 1998, A24-1.

- Suprpto, ”Pengaruh Dinamika Oxygen Probe dalam penentuan Koefisien Transfer Massa Gas-Cair sisi Cair ( $k_{L,a}$ ) ” *Majalah IPTEK ITS*,1995 ,6 (2),121.
- Tatiek S.H.,Suprpto, dan Akhmad Baktir ”Penentuan Koefisien Perpindahan Massa Gas Cair sisi Cair dalam Reaktor Berpengaduk ” *Prosiding Seminar Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia,ITS*, 1998, D08-1.
- Venugopal. B., Kumar. R. and Kuloor. N.R. “ Oxidation of Acetaldehid toAcetic Acid in A Sparger Reaktor “ , *Ind.Eng.Chem.Process Dev.*, 1967, 6(1), 139.



ISBN 978-623-6859-05-6



9 786236 859056