

KINETIKA REAKSI OKSIDASI KATALITIK FERRO SULFAT DARI LIMBAH BESI DALAM REAKTOR LULUHAN

Hary Sulisty^{1*)}, Muhammad Fadjri¹⁾ dan Nuryoto²⁾

¹Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Gadjah Mada
Jl. Garfika no 2, Yogyakarta 55281

²Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sultan Ageng Tirtayasa
Jl Raya KM 3, Cilegon, Banten

^{*)}Penulis korespondensi: hsulisty@chemeng.ugm.ac.id

Abstrak

Limbah besi yang berupa serbuk direaksikan dengan asam sulfat membentuk larutan fero sulfat. Larutan fero sulfat dapat dioksidasi menjadi feri sulfat. Oksidasi dijalankan dalam reaktor drift pada tekanan dan suhu tetap. Percobaan dilakukan pada kisaran suhu 323K sampai 353K dan konsentrasi katalisator dari 1,7 sampai 6,7 g/L, waktu reaksi 150 menit pada tekanan atmosferis. Nilai konversi tertinggi fero sulfat menjadi feri sulfat yang diperoleh 39,5%. Nilai koefisien perpindahan massa gas ke cairan dan cairan ke permukaan padatan berturut-turut 37,18 cm/s dan 180 cm/s. Hubungan antara konstante kecepatan reaksi permukaan dengan suhu dapat dinyatakan dalam bentuk persamaan Arrhenius, $k = 2,8092 \times 10^7 \exp(-8794/RT)$. Hasil penelitian yang diperoleh sesuai dengan data di pustaka dan kinetika reaksi ditentukan oleh gabungan antara perpindahan massa gas ke cairan dan reaksi pada permukaan katalisator.

Kata kunci: feri sulfat, kinetika, limbah besi, oksidasi, reaktor drift

Abstract

Iron waste powder can be reacted with sulfuric acid to form a concentrated ferrous sulfate-sulfuric acid solution. It can be further oxidized to form a ferric sulfate. The oxidation was undertaken in a drift reactor at isobaric and isothermal conditions. The experiments were investigated at temperatures between 323K and 353K, catalyst concentration in the range of 1.7 to 6.7 g/L, reaction time up to 150 minutes and atmospheric pressure. The maximum conversion of ferrous sulfate to ferric sulfate was 39.5%. The gas liquid mass transfer coefficient and liquid solid mass transfer coefficient were 37.18 cm/s and 180 cm/s respectively. The relation between the intrinsic reaction rate constant and temperature can be expressed in the form of Arrhenius type equation, $k = 2.8092 \times 10^7 \exp(-8794/RT)$. The experiment results confirmed the data in the literature fairly well. It was also concluded that oxidation rate was controlled by both gas to liquid mass transfer and intrinsic reaction rate.

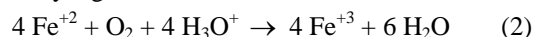
Keywords: ferric sulfate, kinetics, iron waste, oxidation, drift reactor

PENDAHULUAN

Besi merupakan kandungan terbanyak dari limbah besi. Besi bila dilarutkan dalam asam sulfat akan membentuk fero sulfat sesuai dengan reaksi berikut:



Fero sulfat dalam asam sulfat dapat dioksidasi menjadi feri sulfat yang lebih stabil.



Di samping lebih stabil, feri sulfat dapat digunakan sebagai bahan koagulan pada penjernihan air, bahan aditif pada semen portland dan bahan pelapis kaset. Pada penjernihan air, kemampuan feri

sulfat untuk membentuk flok adalah 11 kali lebih cepat dibanding bahan koagulan yang lain (Ronnholm 1999a). Reaksi oksidasi fero sulfat merupakan reaksi tingkat satu terhadap ion fero dan tidak dipengaruhi ion feri (Cher and Davidson, 1955; King and Davidson, 1958). Oksidasi akan meningkat dengan kenaikan suhu dan tekanan (Chmielewski and Charewic, 1984; Ronnholm *et al.*, 1999a, Ronnholm *et al.*, 2002). Oksidasi dapat dipercepat dengan penambahan katalisator yang berupa asam fosfat, kupri sulfat, karbon aktif atau mangan dioksid (King and Davidson, 1958; Ronnholm *et al.*, 1999b; Sulisty, dkk, 2003; Sulisty dan Yuwono, 2003). Penggunaan katalisator mangan dioksid memberikan

konversi yang lebih tinggi bila dibandingkan dengan penggunaan katalisator asam fosfat dan kupri sulfat (Sulistyo, 2003). Pada penggunaan katalisator karbon aktif, Ronnholm *et al.* (2001) menyatakan bahwa kecepatan oksidasi lebih dipengaruhi oleh suhu dibandingkan dengan tekanan. Pada oksidasi fero sulfat dengan katalisator karbon aktif, kecepatan oksidasi ditentukan oleh kecepatan difusi ke permukaan katalisator (Ronnholm *et al.*, 2002)

LANDASAN TEORI

Reaksi antara fero sulfat dengan oksigen terjadi di permukaan aktif katalisator padat. Sistem reaksi yang terjadi adalah sistem luluhan (*slurry*). Pada penyusunan model matematika reaksi luluhan, cairan dan padatan dianggap tercampur sempurna (*mixed flow*) sehingga padatan terdistribusi merata. Aliran gas dianggap merupakan aliran sumbat (*plug flow*). Oleh karena itu, kinetika reaksi ditentukan oleh langkah-langkah berikut (Smith, 1981; Fogler, 2006):

a. Perpindahan massa dari fase gas ke batas fase gas-cair.

$$r_v = k_g a_g (C_g - C_{ig}) \tag{3}$$

b. Perpindahan massa dari batas fase gas-cair ke fase cairan.

$$r_v = k_L a_g (C_{iL} - C_L) \tag{4}$$

c. Perpindahan massa dari fase cair ke permukaan katalisator.

$$r_v = k_c a_c (C_L - C_S) \tag{5}$$

d. Keseimbangan antar batas fase gas dan batas fase cair sesuai dengan hukum

$$\text{Henry.} \tag{6}$$

$$C_{ig} = H C_{iL} \tag{6}$$

e. Reaksi permukaan yang merupakan reaksi tingkat satu.

$$r_v = k_r a_c C_S \tag{7}$$

Persamaan (3) sampai dengan (7) digabungkan untuk mengeliminasi nilai C_{ig} , C_{iL} , C_L dan C_S . Secara keseluruhan persamaan kinetika reaksi dapat disajikan sebagai berikut.

$$r_v = k_o a_c C_g \tag{8}$$

dengan

$$\frac{1}{k_o} = \frac{a_c}{a_g} \frac{1}{k_g} + \frac{a_c}{a_g} \frac{H}{k_L} + H \left(\frac{1}{k_c} + \frac{1}{k_r} \right) \tag{9}$$

dengan

$$a_c = \frac{6m_S}{d_p \rho_p} \tag{10a}$$

$$a_g = \frac{6V_B}{d_b} \tag{10b}$$

d_b ialah diameter gelembung dihitung dengan persamaan empiris (Smith, 1981).

Kecepatan reaksi oksigen dapat dihitung berdasarkan persamaan reaksi (2) maka,

$$(r_v)_{O_2} = \frac{1}{4} (r_v)_{Fe^{+2}} \tag{11}$$

Smith (1981) menyatakan bahwa tidak semua tahanan pada persamaan (9) mempengaruhi kinetika reaksi. Untuk gas yang kelarutannya cukup kecil,

tahanan perpindahan massa di fase gas bisa diabaikan sehingga $C_g = C_{ig}$ dan persamaan (9) dapat disederhanakan menjadi,

$$\frac{1}{k_o H} = \frac{a_c}{a_g} \frac{1}{k_L} + \left(\frac{1}{k_c} + \frac{1}{k_r} \right) \tag{12}$$

Bila persamaan (12) dimasukkan ke persamaan (8), maka terbentuk persamaan berikut

$$\left(\frac{C_g}{(r_v)_{O_2}} \right) = \left\{ \left(\frac{H d_p \rho_p}{6} \right) \left(\frac{1}{k_c} + \frac{1}{k_r} \right) \right\} \left(\frac{1}{m_S} \right) + \frac{H}{a_g k_L} \tag{13}$$

Kecepatan reaksi keseluruhan dapat pula dinyatakan dalam konsentrasi di fase cair yang seimbang dengan konsentrasi di fase gas. Bila $C_g = C_{ig} = H C_{Leq}$, maka persamaan kecepatan reaksi keseluruhan (8) dapat dinyatakan dengan persamaan berikut:

$$r_v = k_o H a_c C_{Leq} \tag{14}$$

Selanjutnya, nilai besaran parameter dalam persamaan (13) dapat dicari dengan data percobaan pada berbagai suhu dan konsentrasi katalisator.

Penelitian ini bertujuan untuk mempelajari kinetika reaksi oksidasi katalitik fero sulfat dengan katalisator MnO_2 dalam reaktor luluhan yang berwujud reaktor pipa *drift*. Penelitian serupa pernah dijalankan dalam reaktor berpengaduk (Sulistyo dan Yuwono, 2003), sedang reaktor *drift* merupakan reaktor pipa tanpa pengaduk mekanis. Di dalam reaktor dipasang pipa sebagai pengatur sirkulasi cairan dan padatan.

METODE PENELITIAN

Bahan

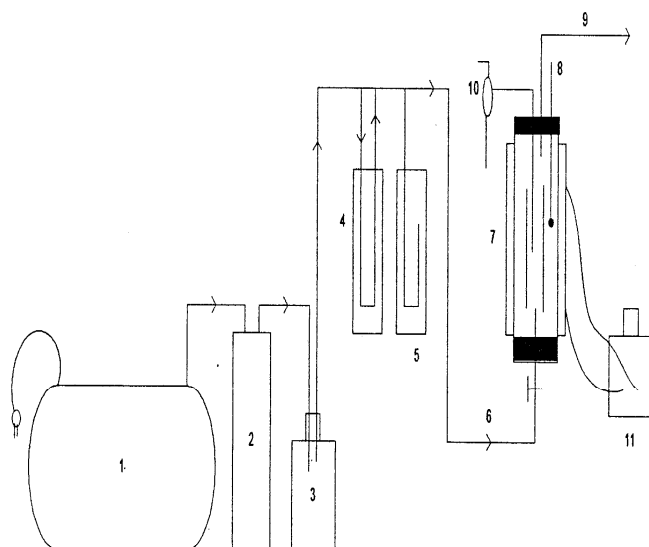
Serbuk besi diperoleh dari limbah bengkel pembubutan. Hasil analisis menunjukkan kadar Fe = 65,95%. Serbuk besi ini direaksikan dengan asam sulfat sampai terbentuk fero sulfat yang berupa larutan berwarna hijau. Asam sulfat pekat (95%) diencerkan sampai dengan konsentrasi sekitar 2 N. Mangan oksid sebagai katalisator dibuat dengan mereaksikan $MnSO_4$ dengan NH_4OH . Endapan $Mn(OH)_2$ yang terbentuk dipisahkan lalu dipanaskan dalam *muffle* sampai 600°C selama 1 jam supaya terbentuk MnO_2 . Hasil analisis terhadap MnO_2 menunjukkan bahwa diameter, $d_p = 0,0038$ cm, dan rapat massa, $\rho_p = 4,1999$ g/cm³.

Alat

Rangkaian alat yang digunakan tersaji pada Gambar 1.

Cara Penelitian

Larutan fero sulfat 0,7 N sebanyak 300 mL dimasukkan ke dalam reaktor. Pendingin dialirkan dan pemanas dihidupkan sampai suhu yang diinginkan tercapai. Kemudian serbuk MnO_2 dengan berat tertentu dimasukkan dan udara dialirkan ke dalam reaktor dengan laju alir 22 cm³/s, suhu dicatat, Setiap selang 30 menit, sejumlah diambil contoh untuk dianalisis kadar fero sulfat sisa. Percobaan diulang dengan mempelajari pengaruh suhu dan konsentrasi katalisator.



Keterangan

1. Kompresor
2. Tangki udara
3. Botol pengaman
4. Flowmeter
5. Manometer
6. Saluran udara
7. Reaktor *drift*
8. Termometer
9. Selang saluran uap ke pendingin
10. Pengambil cuplikan
11. Regulator

Gambar 1. Rangkaian alat percobaan

Analisis Hasil

Contoh hasil dianalisis secara volumetris dengan larutan $KMnO_4$ standar (Vogel, 1951). Konversi dihitung berdasarkan bagian fero sulfat yang teroksidasi menjadi feri sulfat sesuai dengan persamaan berikut.

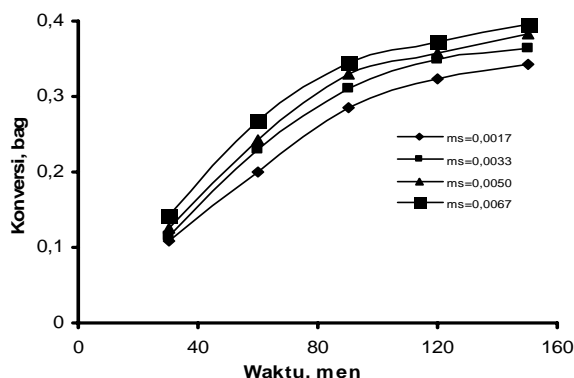
$$x = \frac{\text{molFe}^{+2}_{\text{awal}} - \text{molFe}^{+2}_{\text{sisa}}}{\text{molFe}^{+2}_{\text{awal}}} \quad (15)$$

HASIL DAN PEMBAHASAN
Pengaruh Konsentrasi Katalisator

Tabel 1 dan Gambar 2 menyajikan pengaruh konsentrasi katalisator pada konversi fero sulfat menjadi feri sulfat. Terlihat bahwa pengaruh waktu reaksi lebih kentara dibandingkan dengan pengaruh konsentrasi katalisator. Pada waktu reaksi 30 menit dan konsentrasi katalisator $0,0017 \text{ g/cm}^3$ dicapai konversi 10,87%; sedangkan pada waktu 90 menit dicapai konversi 28,49%. Untuk konsentrasi katalisator $0,005 \text{ g/cm}^3$, konversi yang dicapai pada waktu 30 dan 90 menit adalah berturut-turut 12,50% dan 33,00%.

Tabel 1. Konversi fero sulfat pada berbagai konsentrasi katalisator

Waktu, men	Konversi fero sulfat, x pada berbagai m_s , g/cm^3			
	$m_s=0,0017$	$m_s=0,0033$	$m_s=0,0050$	$m_s=0,0067$
30	0,1087	0,1155	0,1250	0,1420
60	0,2003	0,2296	0,2417	0,2679
90	0,2849	0,3098	0,3300	0,3441
120	0,3233	0,3481	0,3583	0,3714
150	0,3419	0,3638	0,3833	0,3954



Gambar 2. Hubungan konversi dengan waktu reaksi pada berbagai konsentrasi katalisator

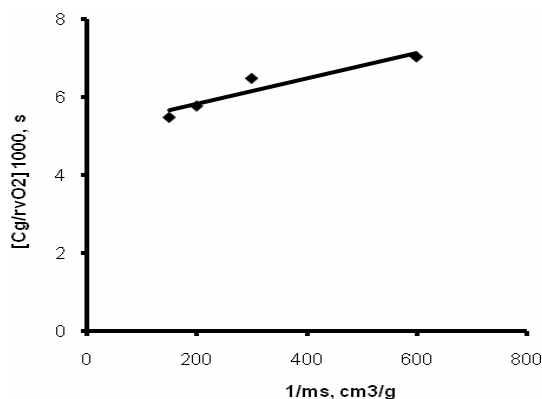
Kecepatan reaksi pembentukan $FeSO_4$ dari limbah besi dan asam sulfat dapat dihitung dari data konversi pada berbagai waktu dan berbagai konsentrasi katalisator.

Nilai kecepatan reaksi O_2 , $(r_v)_{O_2}$ dapat dihitung dengan persamaan (11), hasil perhitungan tersaji pada Tabel 2.

Tabel 2. Kecepatan reaksi pada berbagai konsentrasi katalisator

m_s , g/cm^3	$(r_v)_{O_2} 10^9$, $\text{mol/cm}^3\text{s}$	$\frac{C_g}{(r_v)_{O_2}} 10^3$, s	$\frac{1}{m_s}$, m^3/g
0,0017	4,21	7,0381	600
0,0033	4,57	6,4883	300
0,0050	5,13	5,7834	200
0,0067	5,40	5,4927	150

Dari Tabel 2 di atas dapat dibuat hubungan linier sesuai dengan persamaan (13) dan terlukis pada Gambar 3. Nilai titik potong dengan sumbu tegak, $\frac{H}{a_g k_L}$ yaitu 5177,2 s⁻¹. Nilai H (konstanta Henry) pada 80°C, $H = 77161,25 \text{ (mol/cm}^3\text{)}_{\text{gas}}/\text{(mol/cm}^3\text{)}_{\text{cair}}$ (Ronnholm *et al.*, 1999b) dan a_g diperoleh dari persamaan (10b), yaitu 0,4008 cm⁻¹. Nilai koefisien perpindahan massa volumetris dari batas gas-cair ke fase cair (k_L) sebesar 37,185 cm/s.



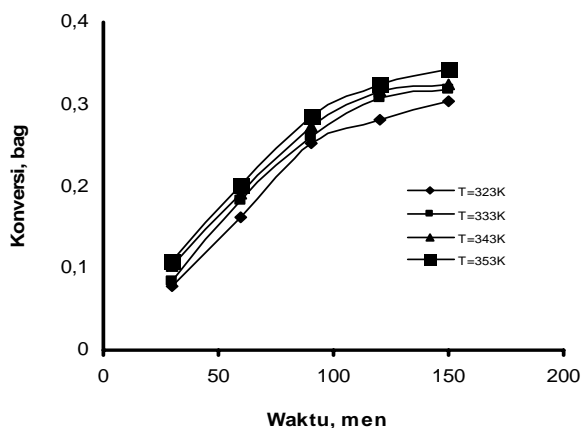
Gambar 3. Hubungan kecepatan reaksi dengan konsentrasi katalisator

Pengaruh Suhu

Pengaruh suhu reaksi disajikan pada Tabel 3 dan Gambar 4.

Tabel 3. Konversi fero sulfat pada berbagai suhu

Waktu, men	Konversi fero sulfat, x pada berbagai suhu, T K			
	323K	333K	343K	353K
30	0,0787	0,0845	0,1035	0,1087
60	0,1613	0,1830	0,1904	0,2003
90	0,2516	0,2611	0,2737	0,2849
120	0,2809	0,3087	0,3149	0,3233
150	0,3032	0,3183	0,3246	0,3419



Gambar 4. Hubungan konversi dengan waktu reaksi pada berbagai suhu

Terlihat bahwa semakin tinggi suhu reaksi semakin besar pula konversi fero sulfat. Hal ini

disebabkan kenaikan suhu reaksi akan meningkatkan kecepatan reaksi sehingga fero sulfat yang teroksidasi menjadi feri sulfat semakin banyak. Selanjutnya dari data pada Tabel 3 dicari kecepatan reaksi FeSO₄, kemudian dengan persamaan (11) kecepatan reaksi O₂, (r_v)_{O₂} dapat dihitung.

Selanjutnya, ko yang merupakan gabungan koefisien perpindahan massa cair-padat dan konstante kecepatan reaksi yang dinyatakan dengan,

$$\frac{1}{k_o'} = \left(\frac{1}{k_c} + \frac{1}{k_r} \right) \tag{16}$$

ko' dapat dicari dengan persamaan (13) dalam bentuk berikut.

$$\frac{1}{k_o'} = \left[\frac{C_g}{(r_v)_{O_2}} - \frac{H}{a_g k_L} \right] \left[\frac{6m_s}{Hd_p \rho_p} \right]$$

Hasil perhitungan nilai ko' pada berbagai suhu tersaji pada Tabel 4.

Tabel 4. Hubungan tahanan perpindahan massa cair padat dan reaksi kimia dengan suhu

T, K	$\frac{1}{k_o'}$
323	0,03742
333	0,02616
343	0,02039
353	0,01530

Smith (1981) menyatakan bahwa untuk reaksi heterogen nilai konstante kecepatan reaksi keseluruhan ko' pada suhu rendah sama dengan nilai konstante kecepatan reaksi. Sedangkan pada suhu tinggi, nilainya akan mendekati nilai koefisien perpindahan massa. Untuk mencari nilai k_c dan k_r dilakukan dengan cara mengambil nilai k_c tertentu yang dianggap tetap terhadap perubahan suhu. Selanjutnya nilai k_r pada berbagai suhu reaksi dapat dihitung dengan persamaan (16). Pengambilan nilai k_c dianggap benar bila hubungan konstante kecepatan reaksi, k_r dengan suhu sesuai dengan persamaan Arrhenius dan memberikan ralat minimum. Hasil perhitungan tersaji pada Tabel 5 dengan nilai k_c = 180 cm/s.

Kaitan antara konstante kecepatan reaksi permukaan, k_r dengan suhu, T disajikan dalam Gambar 5 dan sesuai dengan persamaan Arrhenius berikut.

$$k_r = 2,8092 \cdot 10^7 \exp(-8794/RT) \tag{17}$$

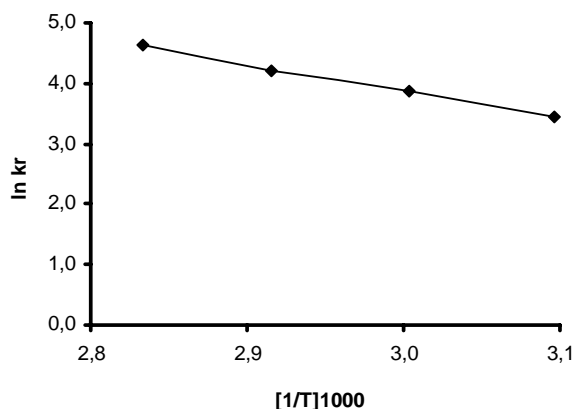
dengan ralat rerata 1,98 %.

Nilai konstante kecepatan reaksi berkisar antara 31 sampai 102 cm/s pada kisaran suhu 323 sampai 353 K. Tampak bahwa pengaruh kenaikan suhu terhadap kenaikan konstante kecepatan reaksi tidak besar. Kenaikkan suhu setiap 10°C menyebabkan kenaikan konstante kecepatan reaksi kurang dari dua kali. Di samping itu tenaga pengaktif yang diperoleh, E = 8794 cal/mol juga lebih rendah dari 10.000

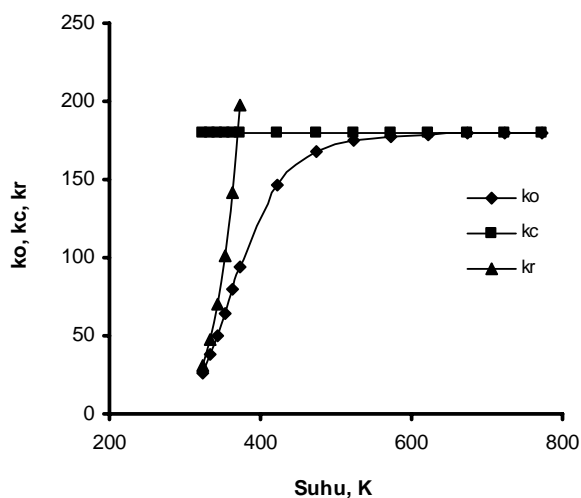
cal/mol. Dengan demikian, langkah yang menentukan bukan reaksi kimia saja (Westertep *et al.*, 1984). Apabila dilihat dari nilai tahanan perpindahan massa, maka pada suhu 323 K kecepatan oksidasi ditentukan oleh reaksi kimia tetapi pada suhu 333 sampai 353K tahanan perpindahan massa di fase cair lebih besar nilainya. Oleh sebab itu, dapat disimpulkan bahwa langkah yang menentukan kinetika reaksi adalah gabungan perpindahan massa dan reaksi kimia. Sulisty, dkk (2009) menetapkan reaksi kimia merupakan langkah yang menentukan. Hal ini disebabkan pengadukan menggunakan pengaduk mekanis sehingga tahanan perpindahan massa dapat diabaikan.

Tabel 5. Hasil perhitungan nilai k_r pada berbagai suhu

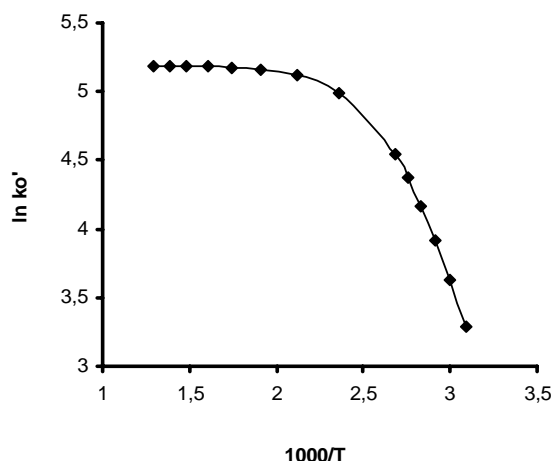
Suhu, T, K	k_r data	k_r persamaan	Ralat, %
323	31,3845	31,4539	0,22
333	48,5275	47,4658	2,18
343	67,4111	69,9305	3,73
353	102,6152	100,7901	1,78



Gambar 5. Hubungan $\ln k_r$ dengan suhu



Gambar 6. Hubungan k_o , k_c , k_r dengan suhu



Gambar 7. Hubungan $\ln k_o'$ dengan suhu

Perbandingan Hasil dengan Data Pustaka

Penelitian ini mencapai konversi fero sulfat tertinggi 39,54% yang dicapai pada suhu 353 K, konsentrasi katalisator 0,0067 g/cm³ dan waktu reaksi 150 menit. Hasil ini lebih tinggi di banding dengan hasil yang diperoleh Sulisty dan Yuwono (2003) yang hanya mencapai 35,24% pada suhu, tekanan dan waktu reaksi yang sama. Perbedaan ini disebabkan pada penelitian ini katalisator yang digunakan 0,0067 g/cm³ sedangkan Sulisty dan Yuwono (2003) memakai 0,0042 g/cm³. Sementara itu, jika hasil penelitian ini dibandingkan dengan Ronnholm, *et al.* (1999b) yang menggunakan karbon aktif sebagai katalisator dan memperoleh konversi sekitar 80%, konversi yang diperoleh pada penelitian ini jauh lebih kecil. Hal ini disebabkan Ronnholm dan kawan-kawannya (1999b) menggunakan oksigen murni sebagai oksidator dan tekanan operasi 10 bar sehingga suhu reaksi dapat mencapai 423 K. Sementara itu Sulisty, *et al.* (2009) memperoleh konversi tertinggi 97,20% dengan menggunakan katalisator MnO₂ murni buatan E-Merck sehingga aktivitasnya lebih baik. Di samping itu mereka juga menggunakan pengaduk mekanis yang dapat meningkatkan pencampuran.

Analisis kinetika reaksi menghasilkan bahwa langkah yang menentukan kinetika reaksi ialah gabungan antara perpindahan massa dan reaksi kimia. Nilai koefisien perpindahan massa fase cair, $k_L = 37,80$ cm/s dan koefisien perpindahan massa cair-padat, $k_C = 180$ cm/s. Hasil ini lebih rendah bila dibandingkan dengan hasil Sulisty dan Yuwono (2003) yang memperoleh nilai $k_L = 85,18$ cm/s dan $k_C = 196,67$ cm/s. Perbedaan dapat dijelaskan bahwa pada penelitian ini pengadukan dilakukan oleh gerakan gelembung gas ke atas sedang Sulisty dan Yuwono (2003) menggunakan pengaduk mekanis sehingga pencampuran antara gelembung dan cairan lebih sempurna dan daya dorong gas masuk ke fase cair maupun dari cairan ke padatan lebih besar. Dengan demikian tahanan perpindahan massa antar fasenya menjadi lebih kecil.

KESIMPULAN

Dari penelitian ini dapat disimpulkan bahwa penggunaan reaktor *drift* memberikan tahanan perpindahan massa yang lebih besar dibanding dengan hasil yang menggunakan reaktor batch yang dilengkapi pengaduk mekanis. Pengaruh waktu reaksi terhadap konversi lebih besar dibanding pengaruh konsentrasi katalisator dan suhu. Konversi tertinggi 39,54% yang dicapai pada suhu 353 K, konsentrasi katalisator 0,0067 g/cm³ dan waktu reaksi 150 menit. Kinetika reaksi ditentukan oleh kecepatan perpindahan massa dan reaksi kimia.

DAFTAR NOTASI

A = factor frekuensi persamaan Arrhenius, s⁻¹
 a_c = luas permukaan luar katalisator per satuan volume, cm²/cm³
 a_g = luas permukaan antar muka gelembung – cairan per satuan volume, cm²/cm³
 C_g = konsentrasi gas, mol/cm³
 C_{ig} = konsentrasi pada antar permukaan gas-cair di fase gas, mol/cm³
 C_L = konsentrasi pada fase cair, mol/cm³
 C_{il} = konsentrasi antar permukaan di fase gas cair-gas, mol/cm³
 C_{Leq} = konsentrasi keseimbangan fase cair, mol/cm³
 C_S = konsentrasi pada permukaan luar katalisator, mol/cm³
 d_b = diameter gelembung, cm
 H = konstante Henry, (mol/cm³)/(mol/cm³)
 k_C = koefisien perpindahan massa cairan ke permukaan padatan, cm/s
 k_g = koefisien perpindahan massa gas ke permukaan gas-cair, cm/s
 k_L = koefisien perpindahan massa permukaan gas-cair ke cairan, cm/s
 k_o = konstante kecepatan reaksi global, cm/s
 k_r = konstante kecepatan reaksi di permukaan katalisator, cm/s
 m_S = konsentrasi katalisator, g/cm³
 r_v = kecepatan reaksi, mol/cm³men
 R = konstante gas umum, 1,987 cal/mol K
 T = suhu, K
 V_b = fraksi volum ga dalam reaktor, cm³/cm³
 x = konversi fero sulfat, bag
 ρ_p = rapat massa padatan, g/cm³

DAFTAR PUSTAKA

Cher, M. and Davidson, N., (1955), The Kinetics of the Oxygenation of Ferrous Iron in Phosphoric Acid Solution, *J. Am. Chem. Soc.*, 77, 793-798.

Chmielewski, T. and Charewic, W.A., (1984), The Oxidation of Fe(II) in Aqueous Sulphuric Acid Under Oxygen Pressure, *Hydrometallurgy*, 12, 21-30.

Fogler, H.S., (2006), *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 4th, Prentice Hall International, Upper Sadle River, New Jersey.

King, J. and Davidson, N., (1958), Kinetics of the Ferrous Iron-Oxygen Reaction in Acidic Phosphate-Pyrophosphate Solutions, *J. Am. Chem. Soc.*, 80, 1542-1545.

Ronnholm, M.R., Warna, J., and Salmi, T., (2002), Two and Three-phase Oxidation of Ferrous Sulfate to Ferric Sulfate from Intrinsic Kinetics to Diffusion Affected Industrial Kinetics, *Chem. Eng. Process.*, 41, 753-760

Ronnholm, M.R., Warna, J., Salmi, T., Turunen, I., and Luoma, M., (1999a), Kinetics of Oxidation of Ferrous Sulfate with Molecular Oxygen, *Chem. Eng. Sci.*, 54, 4223-4232.

Ronnholm, M.R., Warna, J., Salmi, T., Turunen, I., and Luoma, M., (1999b), Oxidation Kinetics of Ferrous Sulfate over Active Carbon, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 38, 2607-2614.

Ronnholm, M.R., Warna, J., Valtakari, D., Salmi, T., and Laine, E., (2001), Kinetics and Mass Transfer Effects in the Oxidation of Ferrous Sulfate over Doped Active Carbon Catalyst, *Cat. Today*, 66, 447-452.

Smith, J. M., (1981), *Chemical Engineering Kinetics*, 3rded, pp. 415 – 442 Mc Graw Hill Book Co, NewYork.

Sulistyo, H., (2003), Pengolahan Limbah Besi dengan Asam Sulfat Menjadi Ferri Sulfat, *Laporan Penelitian, Penelitian Dasar, DP4M Direktorat Pendidikan Tinggi*.

Sulistyo, H., Rahayu, S.S., Sediawan, W.B., Sarto, and Syarif, T., (2009), Kinetics of Ferrous Sulfate Catalytic Oxidation form Dissolved Iron Waste in Sulfuric Acid, *Asean J. Chem Eng, Vol 2, No 6*, 49-56.

Sulistyo, H., Wahyudi, R., and Astuti D., (2003), Catalyzed Oxidation of Dissolved Iron Waste Ion to Ferric Sulfate, *Proceeding Regional Symposium on Chemical Engineering (RSCE2003), Module B9, Manila December 1-3, 2003*

Sulistyo, H. and Yuwono, A., (2003), Heterogeneous Catalytic Oxidation of Dissolved Iron Waste over Manganese Oxide, *Proceeding Regional Symposium on Chemical Engineering (RSCE2003), Module B9, Manila December 1-3, 2003*

Vogel, A.I., (1951), *A Text Book of Quantitative Inorganic Analysis*, 2nded, pp 268-276, Longmans, Greem and Co, London.

Westertep, K.R., van Swaaij, and Beenakers, A.A.C.M., (1984), *Chemical Reactor Design and Operation*, John Wiley and Sons, New York.