KOEFISIEN PERPINDAHAN MASSA VOLUMETRIS KESELURUHAN PADA EKSTRAKSI Cu DARI LARUTAN $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ DENGAN TRIBUTYL PHOSPHATE-KEROSIN DALAM *DOUBLE-STAGE MIXER-SETTLER*

Panut Mulyono, I Made Bendiyasa, Sarto, Tri Mustika, dan Heriyanto

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik

Universitas Gadjah Mada

Jl. Grafika No.2, Yogyakarta 55281, Telp. (0274) 902171, Fax. (0274) 902170

E-mail: pmulyono@chemeng.ugm.ac.id

Naskah diterima 17 Februari 2006, dinilai 25 Februari 2006, dan disetujui 21 Maret 2006

Abstrak

Tembaga (Cu) merupakan logam berat yang bila terbuang ke lingkungan merupakan zat pencemar yang berbahaya. Ekstraksi dapat digunakan dengan efektif untuk memungut Cu dari limbah cair walaupun dalam konsentrasi yang rendah. Penelitian ini mempelajari perpindahan massa antar fasa pada ekstraksi Cu dari larutan $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ dengan menggunakan pelarut tributyl phosphate dalam kerosin yang dilakukan dalam kolom ekstraksi double-stage mixer-settler yang disusun vertikal. Kolom ekstraksi mixer-settler dibuat dari gelas dengan diameter mixer dan diameter settler 13 cm. Tinggi mixer 8 cm. Diameter drop coalescer 8 cm, tebal 1 cm, dan diameter lubangnya 1 mm. Pengaduk yang digunakan berbentuk flat blade dengan diameter 6 cm dan lebar blade 8 mm. Koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan (K_a) naik dengan naiknya kecepatan alir fasa kontinyu (L_c) pada kecepatan putaran pengaduk (N) dan kecepatan alir fasa dispersi (L_d) tetap. Kenaikan nilai L_c dari $4,1634 \text{ cm}^3/\text{detik}$ menjadi $17,9436 \text{ cm}^3/\text{detik}$ meningkatkan nilai K_a dari $6,6387 \times 10^{-5}/\text{detik}$ menjadi $23,1561 \times 10^{-5}/\text{detik}$ atau 248,8%. K_a juga naik dengan naiknya N pada L_c dan L_d yang tetap. Kenaikan nilai N dari 3,3333 rps menjadi 8,3333 rps meningkatkan nilai K_a dari $6,0288 \times 10^{-5}/\text{detik}$ menjadi $6,6387 \times 10^{-5}/\text{detik}$ atau 10,1%.

Kata Kunci: Koefisien Perpindahan Massa, Ekstraksi, Tembaga, Double-stage Mixer-settler

Abstract

Copper is one of the hazardous materials and is found in some industrial waste waters. Extraction is thought to be an effective removal technique for copper from dilute solution. In this study, copper has been extracted by tributyl phosphate-kerosene from a dilute aqueous solution with a double-stage mixer-settler extraction column. The extraction column used in this experiment was made of glass. The mixer diameter was equal to the diameter of settler was 13 cm. Both the mixer and settler heights were 8 cm. Drop coalescer was mounted in the middle of mixer and settler separator. The diameter of drop coalescer was 6 cm with the thickness of 1 cm. The hole diameter of drop coalescer was 1 mm. The stirrer used in this experiment was cross flat blade with the diameter and width of the impeller was 6 cm and 8 mm, respectively. The overall volumetric coefficient of mass transfer (K_a) increased by increasing the flowrate of the continuous phase (L_c) at the constants stirring speed (N) and flowrate of the dispersed phase (L_d). The increase of L_c from $4.1634 \text{ cm}^3/\text{second}$ to $17.9436 \text{ cm}^3/\text{second}$ increased the K_a value from $6.6387 \times 10^{-5}/\text{second}$ to $23.1561 \times 10^{-5}/\text{second}$ or 248.8%. The value of K_a was also increase by increasing N at the constant values of L_c and L_d . The increase of N from 3.3333 rps to 8.3333 rps increased the K_a value from $6.0288 \times 10^{-5}/\text{second}$ to $6.6387 \times 10^{-5}/\text{second}$ or 10.1%.

Keywords : Mass Transfer Coefficient, Extraction, Copper, Double-stage Mixer-settler

1. Pendahuluan

Tembaga (Cu) merupakan logam berat yang bila terbuang ke lingkungan merupakan zat pencemar yang berbahaya. Karena Cu tersebut berbahaya bagi lingkungan, maka limbah cair dari industri yang mengandung Cu tidak boleh dibuang langsung ke lingkungan. Cu dalam larutan yang encer sulit untuk dipungut/dibersihkan. Oleh karena itu diperlukan suatu teknik pemisahan dengan efisiensi yang tinggi.

Pemisahan atau pemungutan Cu dari limbah cair industri dapat dilakukan dengan cara ekstraksi menggunakan solven. Ekstraksi dapat dilakukan baik secara *batch* maupun sinambung, satu tingkat maupun multi tingkat. Ekstraksi multi tingkat dengan aliran berlawanan arah dapat digunakan secara efektif untuk memungut Cu dari limbah industri walaupun dalam konsentrasi yang rendah. Nii dkk. (1997) mengusulkan suatu jenis *mixer-settler* multi tingkat dengan kapasitas yang cukup besar, dan Takahashi dkk. (1993) menunjukkan bahwa *mixer-settler* multi tingkat mempunyai efisiensi yang tinggi bila dilakukan pengadukan yang cukup kuat. Secara umum, *mixer-settler* merupakan suatu alat ekstraksi yang mempunyai kelebihan dibanding alat lain, yaitu sirkulasi aliran massa kedua fase (fase berat dan fase ringan) dapat diatur dengan baik dan tidak terjadi arus pintas dan *backmixing*.

Treybal (1964) mengusulkan menara segi empat dimana tiap-tiap tingkat terdiri atas sebuah *mixer* dan sebuah *settler* yang disusun secara horisontal, dan menunjukkan bahwa *throughput* naik dengan naiknya kecepatan pengadukan. Takahashi dkk. (1993) mengusulkan sebuah kolom ekstraksi *mixer-settler* dengan *mixer* dan *settler* disusun secara vertikal pada tiap-tiap tingkat. Takahashi membuktikan bahwa baik *throughput* maupun efisiensi tingkat naik dengan naiknya kecepatan pengadukan. Sementara itu, hasil penelitian Nii dkk. (1997) membuktikan bahwa *throughput* maksimum dapat direalisasikan dengan kolom *mixer-settler* dan *throughput* dapat ditentukan dari *pressure balance* antara penurunan tekanan pada aliran cairan, tekanan yang diberikan oleh pengaduk, dan gaya boyansi dari fase terdispersi.

Karakteristik perpindahan massa harus diketahui untuk merancang kolom ekstraksi. Pada kolom ekstraksi biasa, diameter butir fasa terdispersi dan kecepatan aliran fasa terdispersi tergantung pada posisi vertikal kolom (Kumar dkk., 1986 dan Kirou dkk., 1988), dan untuk memperkirakan secara akurat variabel-variabel itu cukup sulit. Hal tersebut membuat sulit penentuan koefisien perpindahan massa pada kolom

ekstraksi. Akan tetapi pada *mixer-settler*, pembagian antar tingkat lebih jelas dari pada kolom ekstraksi, dan sifat-sifat hidrodinamika pada suatu tingkat tidak dipengaruhi oleh tingkat lainnya. Kondisi tidak saling tergantung antar tingkat ini membuat analisis perpindahan massa tidak terlalu sulit untuk dilakukan.

Tulisan ini menjelaskan peristiwa perpindahan massa antar fasa pada ekstraksi Cu dari larutan $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ dengan menggunakan TBP dalam kerosin yang dilakukan dalam kolom *mixer-settler* dua tingkat (*double stage*) yang disusun vertikal. Nilai koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan diformulasikan sebagai fungsi dari peubah-peubah yang mempengaruhinya dalam bentuk bilangan tidak berdimensi. Peubah tersebut adalah kecepatan volumetris fasa kontinyu dan kecepatan putaran pengaduk.

2. Fundamental

Double stage mixer-settler terdiri atas bagian *mixer* dan bagian *settler* yang dipisahkan dengan sekat yang dilengkapi dengan *drop coalescer*. Pada analisis perpindahan massa, diambil anggapan-anggapan sebagai berikut: (1) ekstraksi Cu hanya terjadi di bagian *mixer*, sehingga konsentrasi fasa kontinyu dan fasa dispersi keluar *mixer* sama dengan konsentrasi masing-masing di bagian *settler* (terjadi pencampuran sempurna) dan (2) fasa kontinyu dan fasa dispersi tidak saling melarutkan. Dengan anggapan-anggapan tersebut di atas, maka *double stage mixer-settler* dapat dilukiskan seperti pada Gambar 1.

Gambar 1. Skema Arus-Arus pada *Double-Stage Mixer-Settler*.

Pada keadaan tunak, neraca massa Cu pada fasa kontinyu di *stage* 1 dapat dituliskan dengan Persamaan (1).

$$L_{c,0} C_{c,0} - K_c a_1 V_1 (C_{c,1}^* - C_{c,1}) - L_{c,1} C_{c,1} = 0 \quad (1)$$

Suku ke dua pada Persamaan (1) menunjukkan kecepatan perpindahan massa Cu dari fasa kontinyu ke fasa dispersi, dengan menganggap lapisan film gabungan terjadi di fasa kontinyu. Dengan menganggap $L_{c,0}$ sama dengan $L_{c,1}$, maka Persamaan (1) dapat diubah menjadi:

$$K_c a_1 = \frac{L_{c,0} (C_{c,0} - C_{c,1})}{V_1 (C_{c,1}^* - C_{c,1})} \quad (2)$$

$C_{c,1}^*$ adalah konsentrasi Cu pada fasa kontinyu dalam kesetimbangan dengan konsentrasi Cu pada fasa dispersi ($C_{d,1}$). Dari hasil penelitian kesetimbangan logam Cu dalam air dengan TBP dalam kerosin dengan perbandingan volume 1:9, diperoleh hubungan sebagai berikut (Rachmawati, 2002):

$$C_{c,1}^* = 1,2247 C_{d,1} + 23,456 \quad (3)$$

Persamaan (3) berlaku untuk nilai $C_{d,1}$ dari 2,89 ppm sampai dengan 12,60 ppm. Analog dengan Persamaan (2), dari neraca massa Cu di *stage* 2 diperoleh Persamaan (4).

$$K_c a_2 = \frac{L_{c,1} (C_{c,1} - C_{c,2})}{V_2 (C_{c,2}^* - C_{c,2})} \quad (4)$$

Persamaan kesetimbangan antara $C_{c,2}^*$ dengan $C_{d,2}$ untuk Cu mengikuti Persamaan (3). Selanjutnya, $C_{d,1}$ pada Persamaan (3) dapat ditentukan dari neraca massa Cu total sebagai berikut:

$$L_{c,0} C_{c,0} + L_{d,3} C_{d,3} - L_{c,2} C_{c,2} - L_{d,1} C_{d,1} = 0 \quad (5)$$

Karena $C_{d,0} = 0$, maka Persamaan (5) menjadi:

$$C_{d,1} = \left(\frac{L_{c,0}}{L_{d,1}} \right) C_{c,0} - \left(\frac{L_{c,2}}{L_{d,1}} \right) C_{c,2} \quad (6)$$

Neraca massa Cu pada *stage* 1 dan *stage* 2 masing-masing adalah:

$$L_{c,0} C_{c,0} + L_{d,2} C_{d,2} - L_{c,1} C_{c,1} - L_{d,1} C_{d,1} = 0 \quad (7)$$

$$L_{c,1} C_{c,1} + L_{d,3} C_{d,3} - L_{c,2} C_{c,2} - L_{d,2} C_{d,2} = 0 \quad (8)$$

Dengan persamaan-persamaan (2), (3), (4), (5), (6), (7), dan (8) serta data percobaan, maka koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan untuk masing-masing *stage* dapat ditentukan. Selanjutnya, dicari hubungan antara koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan dengan peubah-peubah yang

mempengaruhinya dalam bentuk kelompok bilangan tidak berdimensi seperti yang ditunjukkan pada Persamaan (9).

$$\left(\frac{K_c a \cdot d_d^2}{D_{AB}} \right) = K \left(\frac{\rho_c \cdot v_t \cdot d_d}{\mu_c} \right)^{C1} \left(\frac{\rho_d \cdot N \cdot d_p^2}{\mu_d} \right)^{C2} \quad (9)$$

K , $C1$, dan $C2$ pada Persamaan (9) melambangkan tetapan-tetapan yang nilainya dicari dengan data percobaan. D_{AB} melambangkan difusivitas Cu dalam air, dan dicari dengan persamaan Wilke-Chang sebagai berikut (Brodkey dan Hershey, 1988).

$$D_{AB} = \frac{1,17 \times 10^{-16} (T)(\phi M_B)^{1/2}}{\mu_B V_A^{0,6}} \quad (10)$$

Diameter butir fasa dispersi (d_d) pada Persamaan (9) dihitung dengan Persamaan (11) (Tani dkk., 1998).

$$\frac{d_d}{d_p} = 0,86 We^{-0,72} \theta_d^{-0,36} \quad (11)$$

We dan θ_d masing-masing dirumuskan dengan Persamaan (12) dan Persamaan (13).

$$We = \frac{N^2 d_p^3 \rho_c}{\gamma} \quad (12)$$

$$\theta_d = \frac{\phi^L V^L}{L_c} \quad (13)$$

Kecepatan *settling* terminal (v_t) pada Persamaan (9) untuk $Re < 1$ dihitung dengan Persamaan (14) dan untuk $Re < 10^4$ dihitung dengan Persamaan (15).

$$v_t = \frac{d_d^2 \Delta \rho g}{18 \mu_c} \quad (14)$$

$$v_t = \left[\left\{ (A_1^2 + A_2)^{0,5} - A_1 \right\} / 1,1 \right]^2 \quad (15)$$

dengan A_1 dan A_2 masing-masing adalah (Nii dkk., 1997):

$$A_1 = 4,8 \left(\frac{\mu_c}{\rho_c d_d} \right)^{0,5} \quad (16)$$

$$A_2 = 2,54 \left(\frac{\Delta \rho g d_d}{\rho_c} \right)^{0,5} \quad (17)$$

Re dihitung dengan persamaan berikut:

$$Re = \frac{\rho_c v_t d_d}{\mu_c} \quad (18)$$

Dari Persamaan-persamaan (11), (12), dan (13) dapat dilihat bahwa d_c pada Persamaan (9) merupakan fungsi dari N dan L_c , yang keduanya merupakan variabel yang diubah dalam percobaan. Variabel L_c atau yang mewakilinya tidak dimasukkan pada Persamaan (9) karena pada percobaan ini, L_c bukan merupakan variabel yang diubah.

3. Metodologi

Bahan-bahan yang digunakan pada percobaan skala laboratorium adalah akuades dengan berat jenis 0,9962 g/cm³ dan viskositas 0,0088 g/cm/detik, larutan CuSO₄·5H₂O dengan berat jenis 0,9965 g/cm³ dan viskositas 0,0091 g/cm/detik, dan larutan TBP/kerosin dengan perbandingan 1/9. Larutan TBP/kerosin ini mempunyai berat jenis 0,8172 g/cm³ dan viskositas 0,0146 g/cm/detik.

Rangkaian alat penelitian yang digunakan ditunjukkan pada Gambar 2 dan detail *double-stage mixer-settler*nya ditunjukkan pada Gambar 3. Kolom *mixer-settler* termasuk penampang dan tutup kolom serta *drop coalescer* dibuat dari gelas. Diameter *mixer* sama dengan diameter *settler* yaitu 13 cm. Tinggi masing-masing *mixer* sama dengan tinggi masing-masing *settler* yaitu 8 cm. *Drop coalescer* dipasang di tengah kolom pada pembatas bagian *mixer* dengan *settler*. Diameter *drop coalescer* 6 cm, tebal 1 cm, dan diameter lubangnya kurang lebih 1 mm. Pengaduk yang digunakan berbentuk *cross flat blade* dengan panjang dan lebar sudu masing-masing 5 cm dan 1 cm. Tinggi ruang di bawah *mixer stage* ke 2 juga 8 cm sedangkan tinggi ruang di bawah kasa (bagian pengambilan rafinat) adalah 5 cm.

Alat ukur yang digunakan adalah rotameter, yang masing-masing digunakan untuk mengukur kecepatan fasa air dan kecepatan fasa organik. Sebelum digunakan, rotameter ini dikalibrasi terlebih dahulu. Alat lain yang digunakan adalah *atomic absorption spectrophotometer* (AAS). Alat ini digunakan untuk mengukur kadar Cu dalam fasa air. Teknik analisis yang digunakan untuk mengukur kadar Cu dalam air dengan AAS adalah *flame atomization*.

Jalannya percobaan adalah sebagai berikut. Pertama-tama disiapkan larutan CuSO₄·5H₂O dengan konsentrasi tertentu dalam tangki umpan fasa air/fasa kontinyu (9) sebanyak 10 L dan diukur pHnya. Disiapkan juga larutan TBP-kerosin dengan perbandingan volume TBP : volume kerosin sama dengan 1 : 9 dalam tangki umpan fasa organik (10) sebanyak 2,5 L. Larutan CuSO₄·5H₂O dialirkan ke dalam *mixer* sampai penuh, kemudian baru dialirkan larutan TBP-kerosin disertai

dengan pengadukan. Kecepatan alir kedua fasa diatur dengan rotameter (7) yang telah dikalibrasi. Fasa kontinyu dan fasa dispersi berkontak di dalam *mixer* lalu terpisah di bagian *settler*. Fasa dispersi/ekstrak lalu ditampung dari bagian atas alat sedangkan fasa kontinyu/rafinat diambil dari bagian bawah alat. Fasa rafinat diambil sampelnya tiap 1 menit untuk ditentukan kadar Cu akhir dengan AAS. Penelitian dihentikan setelah proses berjalan selama 10 menit atau bila salah satu atau kedua umpan telah habis. Dalam penelitian ini, variabel yang dipelajari adalah kecepatan alir fasa kontinyu (L_c) dan kecepatan putaran pengaduk (N).

1) mixer-settler, 2) drop coalescer, 3) pengaduk, 4) motor pengaduk, 5) kran, 6) leveler, 7) rotameter, 8) pompa, 9) tangki umpan, 10) tangki ekstraktan, 11) tangki rafinat, 12) tangki ekstrak.

Gambar 2. Rangkaian Double-Stage Mixer-Settler.

Nilai koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan (K_a) untuk masing-masing *stage* ditentukan dengan Persamaan-persamaan (2), (3), (4), (5), (6), (7), dan (8) serta data percobaan. Caranya adalah dengan menebak nilai $C_{e,1}$ lalu dimasukkan ke Persamaan (8) untuk menghitung $C_{d,2}$. Dengan nilai $C_{d,2}$ ini lalu nilai $C_{e,2}$ dapat dihitung dengan Persamaan (3) yang dikenakan untuk *stage* 2. Dengan diketahuinya nilai $C_{e,2}$ ini, maka nilai $K_{a,2}$ dapat dihitung dengan Persamaan (4). Kemudian nilai $C_{d,1}$ dihitung dari Persamaan (5) dan hasilnya digunakan untuk menghitung nilai $C_{e,1}$ dari Persamaan (3). Kemudian dengan nilai tebakan $C_{e,1}$ maka nilai $K_{a,1}$ dapat dihitung dari Persamaan (2). Tebakan $C_{e,1}$ sudah betul jika nilai hitung $K_{a,1}$ sama dengan $K_{a,2}$ dan selanjutnya disebut K_a .

Gambar 3. Detil Bagian-Bagian Mixer-Settler

4. Hasil dan Pembahasan

Variasi kecepatan alir fasa kontinyu (L_c) dilakukan dengan cara mengubah-ubah tinggi float rotameter pada arus fasa kontinyu. Kecepatan alir fasa dispersi (L_d) dan kecepatan putaran pengaduk (N) dijaga tetap. Pada penelitian ini, kondisi operasinya adalah $L_d = 4,1962 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $N = 8,3333 \text{ detik}^{-1}$, $C_{e,0} = 20,5 \text{ ppm}$, dan $C_{d,3} = 0$. Hasil percobaan ditunjukkan pada Tabel 1. Data K_a dan L_c pada Tabel 1 lalu dibuat grafiknya seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.

Tabel 1. Hubungan antara L_c dengan K_a . $N = 8,3333 \text{ detik}^{-1}$, $L_d = 4,1962 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $C_{e,0} = 20,5 \text{ ppm}$, $C_{d,3} = 0$

L_c (cm^3/det)	$C_{e,1}$ (ppm)	$C_{d,1}$ (ppm)	$C_{e,2}$ (ppm)	$C_{d,2}$ (ppm)	$K_a \times 10^5$ (detik^{-1})
4,16	14,21	11,06	9,35	4,82	6,64
8,76	15,05	9,67	10,75	4,26	13,03
13,35	15,86	8,31	12,12	3,71	18,28
17,94	16,34	7,51	12,93	3,38	23,16

Gambar 4. Hubungan antara Kecepatan Alir Fasa Kontinyu (L_c) dengan Koefisien Perpindahan Massa Volumetris Keseluruhan (K_a). $N = 8,3333 \text{ detik}^{-1}$, $L_d = 4,1962 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $C_{e,0} = 20,5 \text{ ppm}$, $C_{d,3} = 0$

Tabel 1 dan Gambar 4 memperlihatkan bahwa pada kecepatan putaran pengaduk (N) dan kecepatan alir fasa dispersi (L_d) tetap, nilai koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan (K_a) makin besar dengan naiknya kecepatan alir fasa kontinyu (L_c). Hal ini karena bila kecepatan alir fasa kontinyu (L_c) makin besar, maka beda konsentrasi antar fase semakin besar sehingga perpindahan massa Cu dari fasa kontinyu ke fasa dispersi juga makin besar. Seperti diketahui bahwa *driving force* pada peristiwa perpindahan massa antar fasa adalah beda konsentrasi antar fasa. Jadi, naiknya kecepatan alir fasa kontinyu menyebabkan naiknya beda konsentrasi Cu antara fasa kontinyu dan fasa dispersi sehingga menyebabkan naiknya koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan (K_a).

Variasi kecepatan putaran pengaduk dilakukan dengan mengubah-ubah kecepatan putaran pengaduk pada kecepatan aliran fasa kontinyu dan kecepatan aliran fasa dispersi tetap. Kondisi operasi pada variasi kecepatan putaran pengaduk adalah $L_c = 4,1634 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $L_d = 4,1962 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $C_{e,0} = 20,50 \text{ ppm}$, dan $C_{d,3} = 0$. Hasil penelitian ditunjukkan pada Tabel 2 dan Gambar 5. Tabel 2 dan Gambar 5 memperlihatkan bahwa pada kecepatan alir fasa kontinyu (L_c) dan fasa dispersi (L_d) yang tetap, nilai koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhannya (K_a) meningkat dengan naiknya kecepatan putaran pengaduk (N). Hal ini karena bila kecepatan putaran pengadukan (N) makin besar, maka turbulensi di dalam kolom *mixer* semakin

besar sehingga luas permukaan perpindahan massanya menjadi semakin besar. Meningkatkan luas permukaan perpindahan massa per satuan volume dengan meningkatnya kecepatan putaran pengaduk pada kecepatan alir fasa kontinyu (L_c) dan fasa dispersi (L_d) yang tetap adalah karena ukuran butir fasa dispersi semakin kecil.

Tabel 2. Hubungan antara N dengan K_{ca} . $L_c = 4,1634 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $L_d = 4,1962 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $C_{c,0} = 20,5 \text{ ppm}$, $C_{d,3} = 0$

N (detik^{-1})	$C_{c,1}$ (ppm)	$C_{d,1}$ (ppm)	$C_{c,2}$ (ppm)	$C_{d,2}$ (ppm)	$K_{ca} \times 10^5$ (detik^{-1})
3,33	15,33	9,20	11,23	4,07	6,03
5,00	14,94	9,86	10,56	4,34	6,26
6,67	14,56	10,49	9,93	4,59	6,46
8,33	14,21	11,06	9,352	4,82	6,64

Gambar 5. Hubungan antara Kecepatan Putaran Pengaduk (N) dengan Koefisien Perpindahan Massa Volumetris Keseluruhan (K_{ca}). $L_c = 4,1634 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $L_d = 4,1962 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $C_{c,0} = 20,5 \text{ ppm}$, $C_{d,3} = 0$

Efisiensi *mixer-settler* dinyatakan dengan Persamaan (19).

$$E = \left(\frac{C_{c,in} - C_{c,out}}{C_{c,in}} \right) (100 \%) \quad (19)$$

Gambar 6 menunjukkan perbandingan efisiensi antara *single-stage mixer-settler* dengan *double-stage mixer-settler*. Gambar 6 memperlihatkan bahwa efisiensi *double-stage mixer-settler* lebih tinggi dibandingkan dengan efisiensi *single-stage mixer-settler*. Hal ini karena waktu kontak antara

fasa kontinyu dengan fasa dispersi pada *double-stage mixer-settler* lebih lama dibanding waktu kontak pada *single-stage mixer-settler*. Gambar 6 juga menunjukkan bahwa makin tinggi kecepatan putaran pengaduk maka makin tinggi pula efisiensinya baik untuk *single-stage mixer-settler* maupun untuk *double-stage mixer-settler*. Hal ini karena dengan makin tingginya kecepatan putaran pengaduk, maka tingkat pencampuran antara fasa kontinyu dan fasa dispersi semakin baik yang ditunjukkan dengan naiknya nilai K_{ca} seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2 dan Gambar 5.

Hubungan antara nilai koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan (K_{ca}) dengan peubah-peubah yang mempengaruhinya dinyatakan dengan persamaan kelompok bilangan tidak berdimensi sebagai berikut

$$\left(\frac{K_{ca} \cdot d_d^2}{D_{AB}} \right) = 3,32 \times 10^{-33} \left(\frac{\rho_c \cdot v_i \cdot d_d}{\mu_c} \right)^{2,04} \left(\frac{\rho_d \cdot N \cdot d_p^2}{\mu_d} \right)^{6,93} \quad (20)$$

dengan kesalahan relatif rerata 5,11%. Korelasi ini berlaku untuk kisaran nilai $(v_i \cdot d_d)$ 0,19-0,54 dan $(N \cdot d_p^2/\mu_d)$ 6.716-16.792.

Gambar 6. Perbandingan Efisiensi antara *Single-stage Mixer-settler* dengan *Double-stage Mixer-settler*. $L_c = 4,1634 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $L_d = 4,1962 \text{ cm}^3/\text{detik}$, $C_{c,in} = 20,5 \text{ ppm}$, $C_{d,in} = 0$

5. Kesimpulan

Dari hasil penelitian ini dapat ditarik kesimpulan bahwa koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan (K_{ca}) naik dengan naiknya kecepatan alir fasa kontinyu (L_c). Kenaikan nilai L_c dari $4,1634 \text{ cm}^3/\text{detik}$ menjadi $17,9436 \text{ cm}^3/\text{detik}$ meningkatkan nilai K_{ca} dari $6,6387 \times 10^5/\text{detik}$ menjadi $23,1561 \times 10^5/\text{detik}$ atau 248,8%.

Koefisien perpindahan massa keseluruhan volumetris (K_{ca}) naik dengan naiknya kecepatan putaran pengaduk (N). Kenaikan nilai N dari 3,3333 rps menjadi 8,3333 rps meningkatkan nilai K_{ca} dari $6,0288 \times 10^{-5}$ /detik menjadi $6,6387 \times 10^{-5}$ /detik atau 10,1%.

Hubungan antara nilai koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan (K_{ca}) dengan peubah-peubah yang mempengaruhinya dinyatakan dengan persamaan berikut

$$\left(\frac{K_{ca} \cdot d_d^2}{D_{AB}} \right) = 3,32 \times 10^{-33} \left(\frac{\rho_c \cdot v_t \cdot d_d}{\mu_c} \right)^{2,04} \left(\frac{\rho_d \cdot N \cdot d_p^2}{\mu_d} \right)^{6,93}$$

dengan kesalahan relatif rerata 5,11%. Korelasi ini berlaku untuk kisaran nilai $(\rho_c \cdot v_t \cdot d_d / \mu_c)$ 0,19-0,54 dan $(\rho_d \cdot N \cdot d_p^2 / \mu_d)$ 6.716-16.792.

Ucapan Terima Kasih

Penulis mengucapkan terima kasih kepada Direktorat Jenderal Pendidikan Tinggi, Depdiknas atas biaya yang diberikan melalui Hibah Bersaing X/2 tahun 2003.

Daftar Notasi

a	= luas bidang kontak per satuan volum, cm^2/cm^3
C_c	= konsentrasi Cu pada fasa air/ fasa kontinyu, ppm
C_c^*	= konsentrasi Cu pada fasa kontinyu pada kesetimbangan, ppm
C_d	= konsentrasi Cu pada fasa dispersi, ppm
$C1, C2$	= tetapan pada Persamaan (9)
D_{AB}	= koefisien difusi Cu dalam air, cm^2/detik
d_d	= diameter butiran fasa dispersi, cm
d_p	= diameter pengaduk/impeller, cm
E	= efisiensi mixer-settler, %
g	= percepatan gravitasi, cm/detik^2
K	= tetapan pada Persamaan (9)
K_{ca}	= koefisien perpindahan massa volumetris keseluruhan, $1/\text{detik}$
L_c	= kecepatan alir fasa kontinyu, $\text{cm}^3/\text{det.}$
L_d	= kecepatan alir fasa dispersi, $\text{cm}^3/\text{det.}$
M_B	= berat molekul air, g/gmol
N	= kecepatan putaran pengaduk, detik^{-1}
Re	= bilangan Reynolds, tidak berdimensi
T	= suhu, K
We	= bilangan Weber, tidak berdimensi
V	= volum kolom mixer-settler, cm^3
V^L	= volum di bawah impeller, cm^3

V_A	= volum molal Cu pada titik didih normalnya, cm^3/gmol
v_t	= kecepatan terminal, cm/detik
ρ_c	= berat jenis fasa kontinyu, g/cm^3
ρ_d	= berat jenis fasa dispersi, g/cm^3
$\Delta\rho$	= beda antara berat jenis fasa kontinyu dan fasa dispersi
μ_B	= viskositas air, $\text{g}/\text{cm}/\text{detik}$
μ_c	= viskositas fasa kontinyu, $\text{g}/\text{cm}/\text{detik}$
μ_d	= viskositas fasa dispersi, $\text{g}/\text{cm}/\text{detik}$
ϕ	= Wilke-Chang "association parameter", untuk air =2,6
ϕ^L	= holdup dari fasa dispersi di bawah impeller, tidak berdimensi
θ_d	= waktu tinggal rerata butiran fasa dispersi, detik
γ	= tegangan muka larutan, dyne/cm

Indeks

0	= arus dari stage 0/arus umpan
1	= arus dari stage 1
2	= arus dari stage 2
3	= arus dari stage 3/ekstraktan masuk
in	= arus masuk mixer-settler
out	= arus keluar mixer-settler

Daftar Pustaka

- [1] Brodkey, R.S. and Hershey, H.C., (1988), "Transport Phenomena A Unified Approach," McGraw-Hill Book Company, New York
- [2] Kirou, V.I., Tavlarides, L.L., Bonnet, J.C., and Tsouris, C., (1988), "Flooding Holdup and Drops Size Measurements in a Multistage Column Extractor," *AIChE J.*, 34, 283-292
- [3] Kumar, A., Steiner, L., and Hartland, S., (1986), "Capacity and Hydrodynamics of an Agitated Extraction Column," *IEC Proc. Des. Dev.*, 25, 728-733
- [4] Nii, S., Suzuki, J., and Takahashi, (1997), "Effect of Internal Structure on Throughput of Mixer-Settler Extraction Column," *J. Chem. Eng. Japan*, 30, 253-259
- [5] Rachmawati, Y., (2002), "Studi Kesetimbangan Ekstraksi Cu dalam Air dengan Tri Buthyl Phosphate (TBP) dalam Kerosin", Laporan Penelitian, Jurusan Teknik Kimia, FTUGM, Yogyakarta
- [6] Takahashi, K.S., Nakashima, H., Nii, S., and Takeuchi, H., (1993), "Maximum Throughput in Multistage Mixer-Settler Extraction Column," *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 19, 440-445

- [7] Tani, K., Ohta, T., Nii, S., and Takahashi, K., (1998), "Copper Removal from Dilute Aqueous Solution by Extraction with Counter-Current Multi-Stage Column", *J. Chem. Eng. Japan*, 31, 398-406
- [8] Treybal, R.E., (1964), "A Versatile, New Liquid Extractor," *Chem. Eng. Progr.*, 60, 77-82