

## STUDI EKSPERIMENTAL HIDRODINAMIK DAN PERPINDAHAN MASSA GAS-LIQUID DI DALAM AIRLIFT BIOREACTOR MENGGUNAKAN FLUIDA NEWTONIAN DAN NON-NEWTONIAN

Syaiful<sup>1</sup>, E. Nurisman<sup>1\*</sup>, Chelsi<sup>1</sup>, dan M. Nugroho<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Teknik Kimia, Universitas Sriwijaya, Palembang  
Corresponding author: engalnurisman@ft.unsri.a.id

**ABSTRAK:** Sebagian besar proses fermentasi di industri berlangsung dalam suasana aerobik dan umumnya dilakukan di dalam media kental baik Newtonian maupun non-Newtonian. Masalah utama yang dihadapi pada semua jenis bioreaktor adalah kecilnya laju perpindahan massa oksigen ke dalam media kental. Penelitian ini melakukan percobaan dengan menggunakan reaktor jenis *Internal-Loop Airlift Bioreactor*, dengan menggunakan tiga jenis fluida, dengan empat konsentrasi berbeda, dan lima variasi kecepatan superfisial gas ( $V_{sg}$ ). Hasil penelitian menggambarkan bahwa koefisien perpindahan massa volumetrik ( $k_{LA}$ ) mengalami peningkatan sebanding dengan meningkatnya  $V_{sg}$ , namun berbanding terbalik dengan kenaikan konsentrasi fluida. Gas holdup ( $\epsilon_G$ ) merupakan faktor penting dalam peningkatan nilai  $k_{LA}$ , selain propertis fluida, sifat fisika, dan desain reaktor. Hasil terbaik didapatkan ketika menggunakan variasi  $V_{sg}$   $9,6 \times 10^{-3} \text{ ms}^{-1}$ . Larutan gliserol memberikan hasil terbaik pada konsentrasi 2,5% dengan nilai  $\epsilon_G$  0,108 dan menghasilkan nilai  $k_{LA}$  0,0131, larutan *xanthan gum* pada konsentrasi 0,02% dengan nilai  $\epsilon_G$  0,1165 dan menghasilkan nilai  $k_{LA}$  0,0097, larutan CMC pada konsentrasi 0,025% dengan nilai  $\epsilon_G$  0,1098 dan menghasilkan nilai  $k_{LA}$  0,0106. Hasil utama dari penelitian ini adalah korelasi empiris untuk mengkalkulasi nilai  $k_{LA}$  yang dihubungkan dengan  $V_{sg}$  dan viskositas fluida. Persamaan empiris  $k_{LA}$  dan  $\epsilon_G$  untuk fluida Newtonian adalah  $0,3729 V_{sg}^{0,7044} \mu_L^{-1,9832}$  dan  $2,5006 V_{sg}^{0,6967} \mu_L^{-0,7440}$ . Persamaan empiris  $k_{LA}$  dan  $\epsilon_G$  untuk fluida Non-Newtonian adalah  $0,0411 V_{sg}^{0,3172} \mu_{eff}^{0,0476}$  dan  $1,0159 V_{sg}^{0,5879} \mu_{eff}^{-0,1036}$ .

**Kata Kunci:** Air-lift Bioreaktor; Gas holdup;  $k_{LA}$ ; Transfer massa; Rezim aliran

**ABSTRACT:** Most of the fermentation processes in industry take place in an aerobic atmosphere and are generally carried out in both Newtonian and non-Newtonian fluid. The main problem faced by all types of bioreactors is the small mass transfer rate of oxygen into the viscous medium. This study conducted an experiment using an *Internal-Loop Airlift Bioreactor* type reactor, using three types of fluid, with four different concentrations, and five variations of the superficial velocity of the gas ( $V_{sg}$ ). The results of this study found that the volumetric mass transfer coefficient ( $k_{LA}$ ) has increased in proportion to the increase in the superficial velocity of the gas, but inversely proportional to the increase in fluid concentration. Gas holdup ( $\epsilon_G$ ) is an important factor in increasing the value of  $k_{LA}$ , in addition to fluid properties, physical properties, and reactor design. The best results were obtained when using the  $V_{sg}$  variation  $9.6 \times 10^{-3} \text{ ms}^{-1}$ . The glycerol solution gave the best results at a concentration of 2.5% with an  $\epsilon_G$  value of 0.108 and resulted in a  $k_{LA}$  value of 0.0131, xanthan gum solution at a concentration of 0.02% with an  $\epsilon_G$  value of 0.1165 and a  $k_{LA}$  value of 0.0097, solution CMC at a concentration of 0.025% with an  $\epsilon_G$  value of 0.1098 and a  $k_{LA}$  value of 0.0106. The main outcome of this study is empirical correlation to calculate the  $k_{LA}$  value associated with  $V_{sg}$  and fluid viscosity. The empirical equations  $k_{LA}$  and  $\epsilon_G$  for Newtonian fluids are  $0.3729 V_{sg}^{0.7044} \mu_L^{-1.9832}$  and  $2.5006 V_{sg}^{0.6967} \mu_L^{-0.7440}$ . The empirical equations  $k_{LA}$  and  $\epsilon_G$  for Non-Newtonian fluids are  $0.0411 V_{sg}^{0.3172} \mu_{eff}^{0.0476}$  and  $1.0159 V_{sg}^{0.5879} \mu_{eff}^{-0.1036}$ .

**Keywords:** Air-lift Bioreactor; Gas holdup;  $k_{LA}$ ; Mass transfer; Flow regime

## PENDAHULUAN

Sebagian besar fermentasi terjadi di dalam suasana aerobik. Keberadaan oksigen menjadi aspek penting dalam proses fermentasi aerobik. Konsentrasi oksigen terlarut menjadi *limiting nutrient* dan laju perpindahan massa oksigen menjadi pengendali laju untuk keseluruhan proses (Eickenbusch et al. 1995; García-Ochoa et al. 2000). Laju perpindahan massa oksigen secara ideal dihitung dalam suatu fermentor yang mengandung nutrisi bagi pertumbuhan mikroorganisme selama fermentasi aktual berlangsung. Namun hal ini sulit dilakukan karena sifat dan reologi medium yang cenderung berubah-ubah selama proses pertumbuhan sel. Solusinya adalah dengan menggunakan fluida sintesis yang mendekati kondisi medium yang digunakan selama fermentasi (Dutta, 2008).

*Bubble column reactor* telah digunakan secara luas sebagai kontaktor multifasa pada proses di dalam industri kimia, biokimia, dan petrokimia (Kantarci et al. 2005). Salah satu modifikasi penting dari *bubble column reactor* adalah *airlift bioreactor* (Al-Masry dan Dukkan, 1998). *Airlift reactor* memiliki beberapa kelebihan daripada *bubble column*, dikarenakan konstruksinya yang sederhana, perpindahan massa yang tinggi, perpindahan panas yang baik, laju geser rendah, konsumsi daya rendah, dan mudah untuk di-*scale up* (Wang et al. 2007; de Jesus et al. 2017).

*Airlift bioreactor* dapat menjadi alternatif ketika sistem sensitif terhadap laju geser yang tinggi karena gesekan di dalam reaktor yang rendah, namun peningkatan viskositas sistem berpengaruh negatif terhadap kinerja reaktor (de Jesus et al. 2017). Laju geser yang rendah di dalam *airlift bioreactor* dikarenakan sirkulasi yang terjadi di dalam *airlift bioreactor* yang terjadi secara pneumatik. Gelembung gas melepaskan diri dari cairan pada bagian atas *vessel*, cairan tanpa gelembung yang lebih berat akan bersirkulasi ulang melalui *downcomer*. Jadi, sirkulasi cairan dalam reaktor *airlift* dihasilkan dari perbedaan kerapatan antara *riser* dan *downcomer* (Doran, 2013).

Terdapat dua jenis *airlift bioreactor* yakni *internal loop* dan *external loop bioreactor*. *Internal-loop airlift bioreactor* terbagi atas dua jenis yaitu sebuah *bioreactor* yang dipisahkan dengan *baffle* secara menyeluruh dan *draft tube internal-loop airlift bioreactor*. Tanpa memperhatikan jenisnya, *internal airlift bioreactor* memiliki karakteristik gas *holdup* yang menyerupai *bubble column reactor* (Kadic dan Heindel, 2014). *Gas holdup* akan berpengaruh langsung terhadap interfasial area dan difusivitas gas ke dalam cairan. Pada kecepatan gas yang sama pelepasan gas di bagian atas *external-loop airlift*

*bioreactor* hampir terjadi secara sempurna, hal ini yang menyebabkan perpindahan massa pada *external-loop airlift bioreactor* tidak lebih baik dari *internal-loop airlift bioreactor* (Chisti, 1989).

### Perpindahan Massa Gas-Liquid

Kelarutan gas tidaklah seperti kelarutan padatan dalam air, akan menurun sebanding dengan naiknya temperatur. Faktor utama yang berpengaruh pada kelarutan gas dalam cairan ialah temperatur cairan, tekanan parsial gas, konsentrasi padatan terlarut, dan juga komposisi kimia gas (Welty et al. 2000).

Dalam fenomena perpindahan massa terdapat dua cara perpindahan yang terjadi, yaitu perpindahan secara konveksi dan difusi. Ketika permukaan air dikontakkan dengan suatu gas namun belum terjadi kesetimbangan, maka secara serentak dan cepat gas pada bidang antar fase akan dipindahkan menuju badan air kemudian akan terjadi kesetimbangan dengan proses terjadi secara difusi molekuler. Persamaan (1) menggambarkan peristiwa ini:

$$\frac{\partial m}{\partial t} = -D \frac{\partial c}{\partial x} \quad (1)$$

Fluks perpindahan massa *gas-liquid* bergantung dengan koefisien perpindahan massa, luas interfasial *gas-liquid*, dan perbedaan konsentrasi. Hubungan matematik dari fluks perpindahan ini dapat ditunjukkan dalam persamaan (2) :

$$\Phi = K_L a (C_L^* - C_L) = K_L a (C_L^i - C_L) = k_G a (C_G - C_G^i) \quad (2)$$

Dengan hubungan antara  $C_G^i$  dan  $C_L^i$  dinyatakan menggunakan hukum Henry pada persamaan (3) :

$$C_L^i = \frac{RT}{He} C_G^i \quad (3)$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{RT}{He.k_G} \quad (4)$$

$$\frac{RT}{He.k_G} \square \frac{1}{K_L} \quad (5)$$

Hubungan antara  $K_L$ ,  $k_G$ , dan  $k_L$  ditunjukkan pada persamaan (4). Karena kelarutan oksigen dalam media fermentasi sangat kecil, maka konstanta Henry (He)  $\gg 1$  sehingga tahanan perpindahan massa pada sisi gas jauh lebih kecil jika dibandingkan dengan tahanan perpindahan massa pada sisi *liquid*, sehingga menjadi persamaan (5) sehingga koefisien perpindahan massa global ( $K_L$ ) akan sebanding

dengan koefisien perpindahan massa ( $k_L$ ). Hasil kali antara koefisien perpindahan massa ( $k_L$ ) dengan luas interfasial area ( $a$ ) yang biasa disebut dengan koefisien perpindahan massa volumetrik ( $k_{LA}$ ) merupakan parameter yang sangat penting dalam proses fermentasi aerobik.

Metode pengukuran yang paling sesuai dengan untuk aerasi di dalam bioreaktor adalah metode absorpsi fisik dimana perubahan konsentrasi oksigen terlarut sebagai fungsi waktu diukur dengan menggunakan oksigen meter. Dengan mengasumsikan bahwa terjadi pengadukan fluida gas dan *liquid* secara sempurna diseluruh bagian bioreaktor maka  $k_{LA}$  dapat dihitung dengan persamaan (6). kemudian diintegrasikan pada kondisi batas:  $t_0=0$ ;  $C_L=C_{L0}$ ; dan  $t=t$ ;  $C_L=C_L$  menjadi persamaan (7). (Tourlousse and Ahmad, 2007):

$$\frac{dC_L(t_0)}{dt} = k_L a (C_L^* - C_L(t)) \quad (6)$$

$$-\ln \left( \frac{C_L^* - C_L}{C_L^* - C_{L0}} \right) = k_L a t \quad (7)$$

#### Rezim Aliran

Menurut Sehabiague (2012), berdasarkan dari data-data penelitian terdahulu terdapat beberapa tipe rezim aliran utama yang terjadi di dalam *bubble column* berdasarkan kondisi operasi dan geometri dari reaktor, yaitu rezim homogen, rezim *slug*, rezim heterogen atau *churn-turbulent*, dan rezim transisi.

Rezim homogen ditandai dengan adanya gelembung yang terdistribusi merata serta memiliki ukuran gelembung dan bentuk yang homogen, waktu tinggal gelembung di dalam reaktor hampir mencapai konstan, interaksi yang terjadi antar gelembung lemah (Schumpe dan Deckwer, 1987).

Rezim *slug* biasanya terjadi pada reaktor dengan diameter kecil pada aliran gas yang tinggi (Hyndman et al. 1997). Hills (1976) dan Miller (1980), mengamati gelembung *slug* terjadi pada kolom dengan diameter internal  $\leq 0,15$  m. Rezim aliran ini merupakan suatu aliran gelembung yang besar akibat peningkatan kecepatan gas *superficial*.

Rezim *churn-turbulent*, atau dapat disebut rezim heterogen terjadi saat kecepatan *superficial* gas yang tinggi (lebih dari 5 cm/s pada kolom batch). Rezim ini ditandai dengan gangguan dari sistem gas-air homogen karena gerakan turbulen dari gelembung gas dan proses sirkulasi cairan, memiliki ukuran

gelembung yang besar dan waktu tinggal gelembung yang singkat (Kantarci et al. 2005).

Rezim transisi berlangsung dari rezim homogen sampai rezim *churn-turbulent*. Pada saat transisi berlangsung terjadi gerakan aliran dari bawah ke atas pada bagian tengah kolom dan terjadi aliran sebaliknya pada bagian dinding kolom (Kantarci et al. 2005). Transisi bergantung pada diameter kolom, desain sparger, dan sifat fisika dari sistem. Menurut Krishna et al. (1994) kecepatan transisi rezim meningkat berbanding lurus dengan peningkatan densitas gas.

#### Gas Holdup

Menurut Jasim (2009), *gas holdup* merupakan salah satu parameter tidak berdimensi yang penting untuk menentukan karakter hidrodinamik pada *bubble column*. Gas holdup didefinisikan sebagai fraksi dari volume di dalam kolom berupa campuran yang terdiri dari dua ataupun tiga fasa. Dutta (2008) mendefinisikan gas holdup yang terjadi di dalam reaktor dengan Persamaan (8) dengan mengasumsikan bahwa terjadi pencampuran dua fasa dengan volume *liquid* dan ketinggian reaktor yang selalu tetap.

$$\varepsilon_g = \frac{v_g}{v_g + v_l} = \frac{H_f - H_L}{H_f} \quad (8)$$

#### Fluida Non-Newtonian

Chhabra dan Richardson (1999), mendefinisikan fluida non-Newtonian adalah fluida yang kurva alirannya (*shear stress* versus *shear rate*) adalah non-linear atau tidak melewati titik asal, viskositas yang terlihat, tegangan geser dibagi dengan laju geser tidak konstan pada suhu dan tekanan tertentu tetapi bergantung pada kondisi aliran, seperti geometri aliran, laju geser, dan sebagainya, dan terkadang riwayat kinematika fluida merupakan elemen yang turut diperhitungkan. Banyak ekspresi matematis dari berbagai kompleksitas dan bentuk diusulkan dalam literatur untuk memodelkan karakteristik *shear thinning*; beberapa diantaranya upaya langsung pada kurva, memberikan hubungan empiris untuk tegangan geser versus kurva laju geser. Sementara penelitian lain memiliki dasar teori dalam mekanika statistika sebagai penerapan teori kinetik ke keadaan cair atau teori laju proses (Chhabra dan Richardson, 1999).

Model yang paling banyak digunakan untuk fluida *shear thinning* adalah *Model Power-Law* atau Ostwald de-Waele Model. Hubungan antara tegangan geser dan laju geser diplot pada koordinat

logaritmik ganda. Permodelan kurva aliran ini dapat diterapkan pada Persamaan (9). (Hartanto, 2015).

$$\mu = \frac{\tau_{yx}}{\dot{\gamma}_{yx}} = m(\dot{\gamma}_{yx})^{n-1} \quad (9)$$

Untuk fluida *shear thinning*, indeks mungkin memiliki nilai diantara 0 hingga 1. Semakin kecil nilai n, maka akan semakin besar derajat *shear thinning*. Ketika nilai indeks konsistensi (n) sama dengan 1 maka persamaan diatas akan tidak lagi memenuhi permodelan fluida Non-Newtonian, dan justru akan menjelaskan karakteristik cairan Newtonian.

Model persamaan Ostwald de-Waele telah luas banyak digunakan karena model tersebut dapat dipakai pada batasan *shear rate* antara 101-104 s<sup>-1</sup>. Telah banyak ahli yang berusaha mendeterminasi nilai *shear rate* (γ). Schumpe dan Deckwer (1987) mengatakan bahwa γ = 2800V<sub>sg</sub> (V<sub>sg</sub> ≤ 0,08 ms<sup>-1</sup>); Nishikawa et al. (1977) mengatakan γ = 5000V<sub>sg</sub> (0,04 ≤ V<sub>sg</sub> ≤ 0,1 ms<sup>-1</sup>) dan γ = 1000V<sub>sg</sub> (0,007 ≤ V<sub>sg</sub> ≤ 0,04 ms<sup>-1</sup>); Henzler (1980) γ = 1500V<sub>sg</sub>. Namun kelemahan permodelan ini adalah tidak dapat menjelaskan Batasan *shear rate* yang rendah dan tinggi dari data fluida *shear thinning* (Hartanto, 2015).

Seperti yang telah dijelaskan diatas bahwa *bioreactor* sering digunakan sebagai media untuk melakukan fermentasi. Umumnya proses fermentasi sering digunakan media kental newtonian dan non-Newtonian terutama untuk produksi antibiotika, polisakarida, protein dan sebagainya. Viskositas tinggi dapat disebabkan konsentrasi substrat, sel, atau produk yang tinggi (Schumpe dan Deckwer, 1987), adanya kepadatan sel yang tinggi atau dengan produksi polimer ekstraseluler, viskositas yang tinggi menyebabkan penggabungan gelembung gas dan perpindahan massa yang buruk (Eickenbusch et al. 1995). Hidrodinamika dan mekanisme perpindahan

massa gas cair pada media viscous ini sangat kompleks dan berbeda dengan media non-viscous.

*Xanthan Gum* dan *Carboxymethyl Cellulose* (CMC) memiliki karakteristik fluida viskos non newtonian. Sedangkan gliserol adalah fluida newtonian yang sangat tinggi dan tidak elastis (de Jesus et al. 2017). *Xanthan*, CMC, dan gliserol dapat digunakan sebagai permodelan fluida volumetrik sebagai representasi medium yang akan digunakan dalam proses fermentasi di dalam bioreaktor. Masalah yang dihadapi pada semua jenis reaktor (fermentor) adalah kecilnya laju perpindahan massa ke dalam media kental tersebut. Atas dasar inilah perlu dilakukan penelitian lebih lanjut mengenai hidrodinamika liquid dan karakteristik perpindaham massa oksigen dan guna mengetahui nilai koefisien perpindahan massa dari fasa gas ke cair di dalam fluida kental.

## EKSPERIMENTAL

### Karakteristik Fluida

*Xanthan* dan *Carbon Methyl Cellulose* (CMC) digunakan sebagai permodelan fluida non-Newtonian. Empat konsentrasi larutan *xanthan* 0,02-0,08% b/v dan empat konsentrasi larutan CMC 0,025-0,10% b/v. Konsentrasi gliserol 2,5-10% v/v digunakan sebagai permodelan fluida Newtonian. Karakteristik reologi dari fluida non-Newtonian dihitung menggunakan model persamaan Ostwald de-Waele.

Larutan *Xanthan* dan CMC dibuat dengan melarutkan sejumlah bubuk ke dalam air kemudian dihomogenkan. Sedangkan gliserol dibuat dengan mengencerkan gliserol konsentrasi tertentu ke dalam air hingga homogen. Karakteristik fluida di tunjukan oleh Tabel 1.

Tabel 1 Karakteristik fluida.

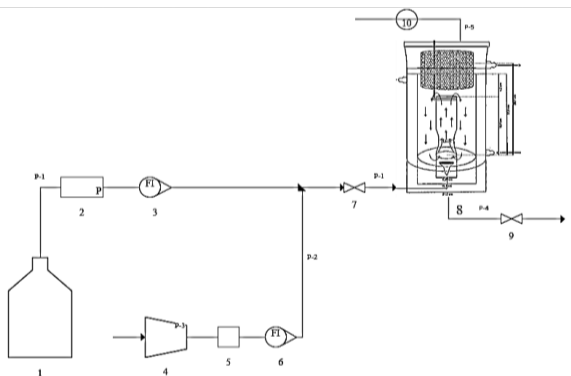
Jenis Fluida	Konsentrasi (%)	Viskositas (μ cP)	Densitas (g/ml)	Indeks Konsistensi (k)	Indeks Perilaku (n)
Gliserol	2,5	0,9696	1,0507		
Gliserol	5	1,0364	1,0528		
Gliserol	7,5	1,1032	1,0718		
Gliserol	10	1,1700	1,0747		
Xanthan	0,02		1,0354	0,048	0,75
Xanthan	0,04		1,0372	0,062	0,62
Xanthan	0,06		1,0357	0,071	0,54
Xanthan	0,08		1,0328	0,073	0,51
CMC	0,025		1,0299	0,0093	1,0302
CMC	0,05		1,0371	0,0196	1
CMC	0,075		1,0304	0,0357	0,9745
CMC	0,1		1,0386	0,0467	0,9508

(Sumber: Segur dan Obestar, 1951., Dokic et al., 2009; Radi dan Amiri, 2013)

## Peralatan dan Operasi

Susunan *Internal-loop airlift bioreactor* yang digunakan dalam penelitian ini ditampilkan dalam Gambar 1. *Internal Airlift Bioreactor* terbuat dari *pyrex glass* dengan tinggi 26,4 cm, diameter dalam of 15,7 cm, and volume kerja 3 L. *Draft cube* diletakkan ditengah kolom dengan ketinggian 16,9 cm dan diameter 5,2 cm. *Sparger* diletakkan diatas dasar kolom. *Gas flow rate* dihitung dengan rotameter dengan besaran 3-9 L/min yang setara dengan kecepatan superfisial gas  $(3,2-9,6) \times 10^{-3}$  m/s di dalam kolom. Konsentrasi oksigen terlarut diamati secara kontiniu dengan *Dissolved Oxygen Meter* (Lutron DO Meter 5510). *Probe* diletakan di dalam kolom dengan kemungkinan adanya gangguan gelembung minimal.

Koefisien perpindahan massa oksigen dihitung dengan metode dinamik. Pertama udara diinjeksikan ke dalam cairan hingga jenuh (DO Meter menunjukkan angka konstan). Kemudian diinjeksikan oksigen murni dengan dengan fraksi oksigen 0,5 pada campuran gas. Setelah proses aerasi dimulai, jumlah oksigen terlarut di dalam sistem dicatat setiap 20 detik secara terus menerus selama 5 menit. Dilakukan pengukuran perubahan ketinggian cairan di dalam bioreaktor selama proses penginjeksian gas, dan dilakukan dokumentasi dengan menggunakan kamera dengan kecepatan penangkapan foto yang tinggi yang berguna untuk menentukan rezim aliran yang terbentuk.



Gambar 1 Diagram skematik *Internal-Loop Airlift Bioreactor* yang digunakan.

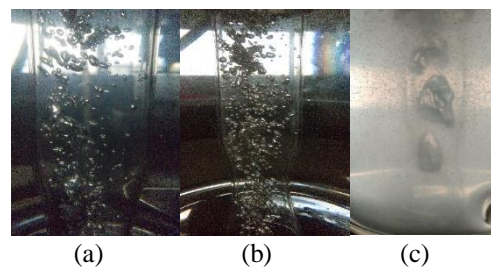
### Keterangan:

- |                            |                              |
|----------------------------|------------------------------|
| 1. Tabung oksigen murni    | 6. Rotameter Udara           |
| 2. <i>Pressure meter</i>   | 7. <i>Gate valve gas</i>     |
| 3. Rotameter oksigen murni | 8. <i>Airlift Bioreactor</i> |
| 4. Kompresor               | 9. <i>Gate valve liquid</i>  |
| 5. Filter udara            | 10. DO meter                 |

## HASIL DAN PEMBAHASAN

### Rezim Aliran

Berdasarkan hasil observasi, sebagian besar rezim aliran yang terbentuk adalah aliran heterogen dan *slug*. Rezim aliran heterogen terbentuk ketika kecepatan superfisial gas antara  $3,2-4,8 \times 10^{-3}$  m/s untuk semua jenis fluida yang digunakan. Rezim aliran berubah menjadi *slug* ketika kecepatan superfisial gas dan konsentrasi fluida meningkat. Di dalam fluida non-Newtonian ketika konsentrasi dan kecepatan superfisial gas rendah maka rezim aliran yang terbentuk adalah *slug*. Hasil observasi rezim aliran ditampilkan oleh Gambar 2.



Gambar 2. (a) Rezim heterogen di dalam larutan gliserol (5%,  $3,2 \times 10^{-3}$  m/s); (b) Rezim heterogen di dalam larutan CMC (0,025%,  $3,2 \times 10^{-3}$  m/s) (c) Rezim heterogen di dalam larutan *Xanthan* (0,06%,  $9,6 \times 10^{-3}$  m/s)

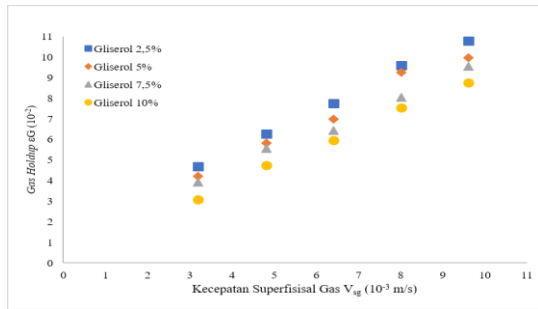
### *Gas Holdup*

Pengamatan *gas holdup* dilakukan dengan cara visual terhadap kenaikan level volume dari sistem di dalam *airlift bioreactor* akibat aerasi. *Gas holdup* akan menimbulkan sirkulasi cairan yang sangat penting dalam pengadukan dan perpindahan massa dan panas di dalam bioreaktor sehingga akan berdampak pada *scale up* bioreaktor. Faktor utama yang mempengaruhi *gas holdup* adalah kecepatan superfisial gas ( $V_{sg}$ ), karakteristik fluida, geometri reaktor, kondisi operasi, dan desain sparger (Kantarci et al. 2005).

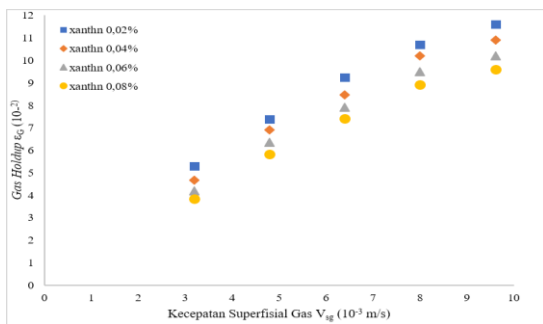
Kecepatan superfisial gas adalah kecepatan rata-rata gas yang dialirkan ke dalam reaktor. Kecepatan superfisial gas adalah laju volumetrik gas terhadap luas penampang reaktor. Seperti ditunjukkan pada Gambar 3, Gambar 4, dan Gambar 5 pada semua jenis fluida yang digunakan peningkatan konsentrasi fluida menyebabkan penurunan nilai *gas holdup*. Sebaliknya peningkatan superfisial gas akan berbanding lurus terhadap kenaikan nilai *gas holdup*.

Peningkatan viskositas atau dalam penelitian ini adalah konsentrasi larutan menyebabkan peningkatan ukuran gelembung gas di dalam sistem, efek ini disebabkan oleh adanya *drag force* pada zona *sparger*

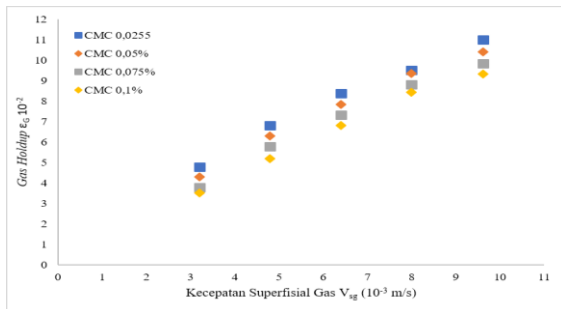
gas yang menyebabkan penggabungan gelembung gas (*gas coalescence*) (de Jesus et al. 2017). Gelembung ini memiliki waktu tinggal yang pendek di dalam reaktor sehingga *gas holdup* akan menurun (Deng, 2010).



Gambar 3 Kecepatan superfisial gas ( $V_{sg}$ ) versus *gas holdup* pada larutan Gliserol.



Gambar 4 Kecepatan superfisial gas versus *gas holdup* pada larutan Xanthan.



Gambar 5 Kecepatan superfisial gas versus *gas holdup* pada larutan CMC

Umumnya *drag force* di dalam fluida viskositas rendah tidak cukup untuk meningkatkan laju penggabungan gelembung, gelembung yang terbentuk umumnya berukuran lebih kecil sehingga kecepatan kenaikan gelembung rendah dan meningkatkan *gas holdup* (de Jesus et al. 2017). Dengan adanya peningkatan viskositas fluida maka turbulensi dan energi pusaran (*eddies*) untuk memecah gelembung berkurang dan terjadi penggabungan gelembung menjadi lebih

besar dan bergerak lebih cepat sehingga *gas holdup* menurun.

Secara keseluruhan, setiap terjadi peningkatan kecepatan superfisial gas maka peningkatan *gas holdup* lebih besar pada saat rezim aliran yang terbentuk heterogen dari pada saat rezim aliran slug. Hal ini terjadi karena semakin banyak dan kecil gelembung yang dihasilkan, membuat luas permukaan perpindahan massa dan nilai  $k_{LA}$  akan semakin besar sehingga perpindahan massa yang terjadi akan lebih baik.

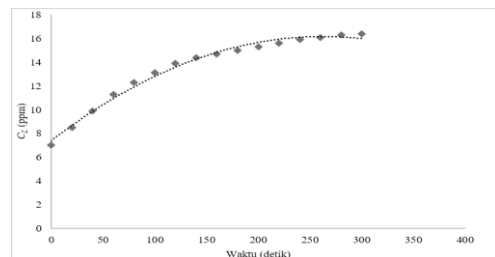
Peningkatan viskositas dan elastisitas memberikan efek yang berbeda terhadap *gas holdup* dan penggabungan gelembung (*coalescence*). Di dalam fluida elastis seperti *xanthan*, peningkatan laju aliran gas akan menurunkan viskositas dan meningkatkan elastisitas, sehingga akan mencegah penggabungan gelembung dan membentuk gelembung yang lebih kecil. Sementara itu gliserol adalah fluida non newtonian yang sangat kental dan inelastis (de Jesus et al. 2017).

Saat eksperimen menggunakan larutan *xanthan*, sistem yang terbentuk berwarna putih keruh sehingga kesulitan dalam melihat sirkulasi di dalam reaktor dan lama kelamaan terutama saat kecepatan superfisial gas yang tinggi akan terbentuk busa yang terakumulasi di bagian permukaan sistem dan menyulitkan pengamatan *gas holdup*.

#### Koefisien Perpindahan Massa Volumetrik ( $k_{LA}$ )

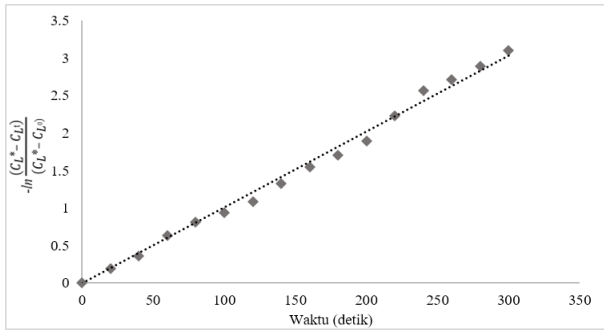
Gambar 6. menunjukkan kenaikan konsentrasi oksigen terlarut per waktu yang digunakan untuk menentukan konsentrasi oksigen jenuh ( $C^*$ ) di dalam sistem. Pada gambar tersebut juga menunjukkan bahwa kenaikan signifikan terjadi pada 2 menit awal proses aerasi dan semakin lama cenderung semakin menuju konstan.

Gambar 7. menunjukkan tren kenaikan konsentrasi oksigen terlarut yang diperoleh dengan persamaan 7. terhadap waktu. Kemiringan (*slope*) dari fungsi linear diperoleh dengan menjadikan intersep sumbu x menjadi nol. Sehingga nilai *slope* merupakan nilai koefisien perindahan massa volumetrik ( $k_{LA}$ ) di dalam sistem.



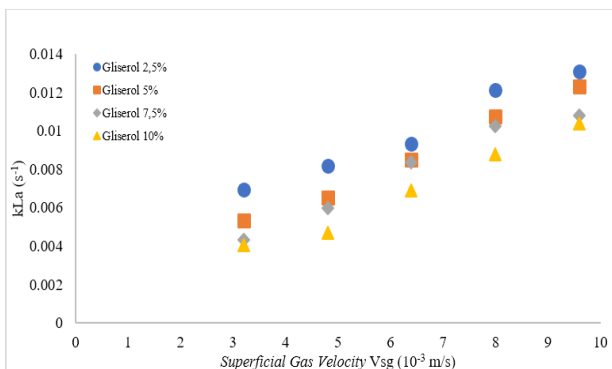
Gambar 6 Kenaikan konsentrasi oksigen terlarut (ppm) terhadap waktu (s).



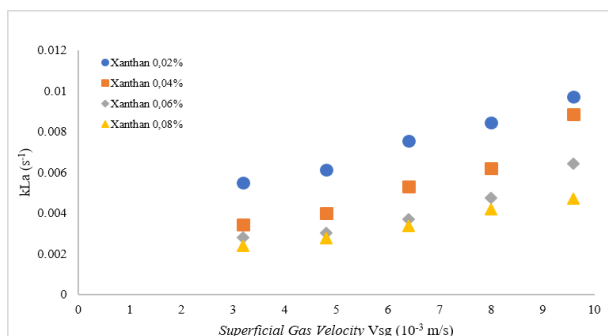


Gambar 7 Kalibrasi data untuk nilai  $k_{LA}$  dengan persamaan 7.

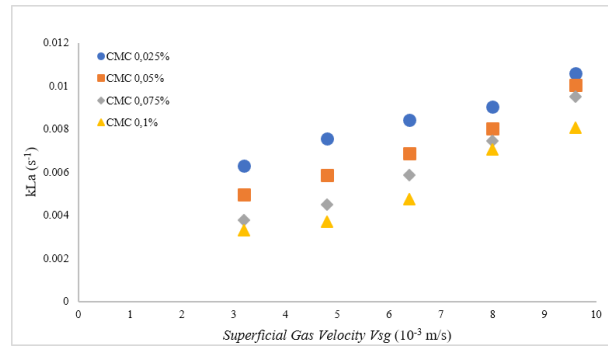
Gambar 8, 9, dan 10 menunjukkan nilai  $k_{LA}$  pada larutan gliserol, xanthan, dan CMC. Gambar tersebut menunjukkan bahwa pada konsentrasi cairan yang sama kenaikan kecepatan superfisial gas akan berbanding lurus dengan peningkatan nilai  $k_{LA}$ . Hal ini sesuai dengan pernyataan Yang et al. (1999), bahwa interfasial area dan koefisien transfer massa akan meningkat dengan meningkatnya kecepatan superfisial gas. Selain itu pada saat yang sama diperkirakan karena proses pertukaran dan perpindahan sisi antar muka antara gas dan cairan akan semakin cepat berganti, hal ini akan turut meningkatkan proses pencampuran yang akan memperbesar luas permukaan kontak antara gas dan cairan.



Gambar 8 Nilai  $k_{LA}$  pada larutan Gliserol.



Gambar 9 Nilai  $k_{LA}$  pada larutan Xanthan.



Gambar 10 Nilai  $k_{LA}$  pada larutan CMC.

Koefisien perpindahan massa erat kaitannya dengan *gas holdup* dan perilaku gelembung yang terjadi selama proses aerasi. Vandu et al. (2004), menyatakan bahwa gelembung-gelembung besar yang terdapat di dalam kolom ketika dialirkan gas dengan kecepatan tinggi akan sering mengalami proses penggabungan dan pemisahan, proses ini akan menyebabkan terjadinya pembaruan interfasial area, sehingga kemungkinan akan terjadi pembaruan interfasial area efektif dan kemungkinan untuk terjadinya proses perpindahan akan meningkat.

Proses penggabungan dan pemisahan gelembung juga turut berpengaruh dalam peningkatan koefisien perpindahan massa, hal ini sesuai dengan pernyataan Lee et al. (2015), pada kecepatan gas tinggi gelembung mengalami pemisahan maka gelembung-gelembung kecil akan turut menempati banyak sisi pada bagian-bagian kolom sehingga dengan begitu akan meningkatkan *driving force* dan interfasial area untuk transfer massa.

Eksperimental menunjukkan pada kecepatan gas yang sama dan pada setiap jenis cairan yang berbeda akan terjadi penurunan koefisien perpindahan massa volumetrik ( $k_{LA}$ ) ketika terjadi kenaikan konsentrasi larutan. Karakteristik yang berbeda antara fluida Newtonian dan fluida non-Newtonian turut mempengaruhi dalam proses transfer massa gas cair yang terjadi, salah satunya adalah viskositas. Menurut Kilonzo dan Margaritis (2004), viskositas akan mempengaruhi kemampuan difusivitas gas ke dalam cairan. Ketika difusivitas menurun dengan meningkatnya viskositas, maka  $k_{LA}$  akan turut menurun seiring dengan meningkatnya viskositas.

Terjadi penurunan secara substansial pada interfasial area efektif ketika terjadi peningkatan viskositas cairan (Bhavaraju et al. 1978). Hal ini karena terbentuk gelembung besar akibat penggabungan banyaknya gelembung berukuran kecil yang bertabrakan sehingga interfasial area akan menurun. Koefisien perpindahan massa volumetrik ( $k_{LA}$ ) erat kaitannya dengan interfasial area, ketika terjadi penurunan interfasial area

spesifik dengan meningkatnya viskositas maka nilai dari  $k_{La}$  juga akan turut menurun.

Korelasi Empiris

Faktor-faktor yang mempengaruhi *gas holdup* dan koefisien perpindahan massa yang diselidiki pada penelitian ini adalah viskositas fluida dan kecepatan superfisial gas. Korelasi empiris hidrodinamika dan koefisien perpindahan massa volumetrik pada fluida Non-Newtonian menggunakan viskositas efektif sebagai parameter korelasi. Persamaan 9 digunakan untuk menghitung nilai viskositas efektif. Menurut Nishikawa et al. (1997) besar nilai laju geser efektif adalah pada persamaan (10):

$$\gamma_{eff} = 1000.V_{sg}^{0.5}; (V_{sg} \leq 0,04 \text{ ms}^{-1}) \tag{10}$$

Korelasi Gas Holdup ( $\epsilon_G$ )

Berdasarkan analisa dimensional dari faktor-faktor yang disebutkan diatas, didapatkan :

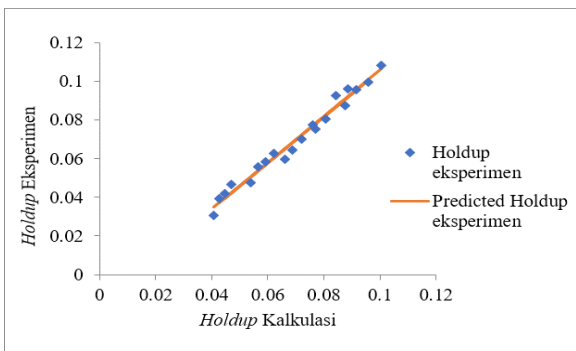
$$\epsilon_{GFN} = f(V_{sg}, \mu_L) \tag{11}$$

$$\epsilon_{GFNN} = f(V_{sg}, \mu_{eff}) \tag{12}$$

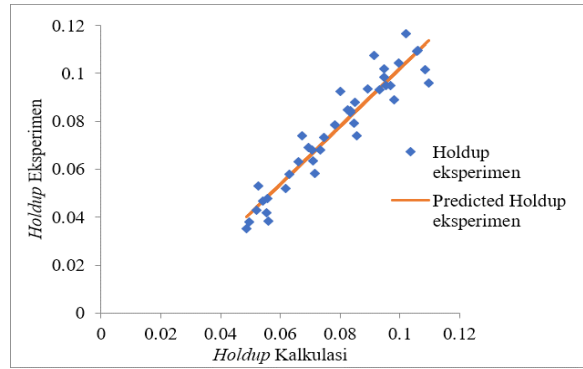
Nilai  $\epsilon_G$  estimasi dikalkulasi dengan menggunakan persamaan (11) dan (12) yang dideskripsikan oleh Gambar 11 dan 12 dan persamaan (13) dan (14) :

$$\epsilon_{GFN} = 2,5006 V_{sg}^{0,6967} \mu_L^{-0,7440} \tag{13}$$

$$\epsilon_{GFNN} = 1,0159 V_{sg}^{0,5876} \mu_{eff}^{-0,1035} \tag{14}$$



Gambar 11 Grafik paritas  $\epsilon_G$  untuk fluida Newtonian.



Gambar 12 Grafik paritas  $\epsilon_G$  untuk fluida Non-Newtonian

Koefisien Perpindahan Massa Volumetrik ( $k_{La}$ )

Berdasarkan analisa dimensional dari faktor-faktor yang disebutkan diatas, didapatkan persamaan (15) dan (16) :

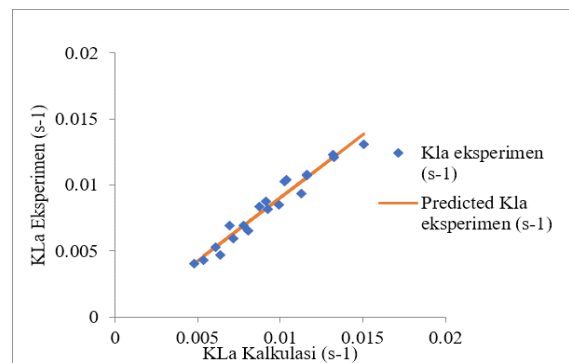
$$k_{LaFN} = f(V_{sg}, \mu_L) \tag{15}$$

$$k_{LaFNN} = f(V_{sg}, \mu_{eff}) \tag{16}$$

Nilai  $k_{La}$  estimasi dikalkulasi dengan menggunakan persamaan (17) dan (18) yang dideskripsikan oleh Gambar 13 dan 14.

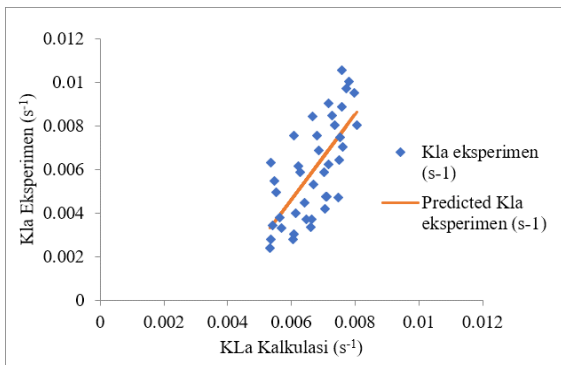
$$k_{LaFN} = 0,3729 V_{sg}^{0,7044} \mu_L^{-1,9832} \tag{17}$$

$$k_{LaFNN} = 0,0411 V_{sg}^{0,3172} \mu_{eff}^{0,0476} \tag{18}$$



Gambar 13 Grafik paritas  $k_{La}$  untuk Fluida Newtonian.





Gambar 14 Grafik paritas  $k_{LA}$  untuk Fluida Non-Newtonian.

## KESIMPULAN

- 1) Peningkatan *Gas Holdup* ( $\varepsilon_g$ ) untuk setiap jenis *liquid* berbanding lurus dengan peningkatan Kecepatan Superfisial Gas ( $V_{sg}$ ), dikarenakan semakin banyak gelembung yang terbentuk yang waktu tinggalnya relatif lama sehingga meningkatkan *gas holdup*.
- 2) Penurunan *Gas Holdup* ( $\varepsilon_g$ ) untuk setiap kecepatan gas berbanding lurus dengan penurunan viskositas *liquid* ( $\mu_L$ ), dikarenakan meningkatnya laju penggabungan gelembung menyebabkan diameter dan kecepatan kenaikan gelembung meningkat sehingga menurunkan *gas holdup*.
- 3) Peningkatan Koefisien Perpindahan Massa Volumetrik ( $k_{LA}$ ) untuk setiap jenis *liquid* berbanding lurus dengan kenaikan Kecepatan Superfisial Gas ( $V_{sg}$ ), dikarenakan terjadi peningkatan sirkulasi dan interfasial area, dan perpindahan sisi antar muka semakin cepat berganti.
- 4) Penurunan Koefisien Perpindahan Massa Volumetrik ( $k_{LA}$ ) untuk setiap kecepatan gas berbanding terbalik dengan peningkatan viskositas cairan ( $\mu_L$ ), dikarenakan cairan dengan viskositas yang tinggi akan menurunkan jumlah area permukaan spesifik sehingga menurunkan laju difusivitas
- 5) *Gas holdup* di dalam *internal loop airlift bioreactor* dapat diprediksi dengan persamaan 13 untuk fluida Newtonian dan persamaan 14 untuk fluida non Newtonian atau menggunakan gambar 11 dan 12. Koefisien perpindahan massa volumetrik dapat diprediksi dengan persamaan 17 untuk fluida Newtonian dan persamaan 18 untuk fluida non Newtonian atau menggunakan gambar 13 dan 14. Korelasi empiris ini bisa diaplikasikan untuk viskositas fluida  $0,90285 \leq \mu_L \leq 1,17$  cP dan

kecepatan superfisial gas  $3,2 \cdot 10^{-3} \leq V_{SG} \leq 9,6 \cdot 10^{-3}$  m/s.

## Daftar Notasi

FN	: Fluida Newtonian
FNN	: Fluida Non Newtonian
$k_{LA}$	: Koefisien perpindahan massa volumetrik ( $s^{-1}$ )
$V_{SG}$	: Kecepatan Superfisial gas (m/s)
$\mu_L$	: Viskositas cairan (cP)
$\mu_{eff}$	: Viskositas efektif (cP)
$C_L^*$	: Konsentrasi oksigen jenuh (ppm)
$C_L$	: Konsentrasi oksigen (ppm)
$C_{L0}$	: Konsentrasi oksigen awal (ppm)
$\varepsilon_G$	: <i>Gas holdup</i>
$t$	: waktu (s)
$\gamma$	: <i>Shear rate</i>
$n$	: Indeks karakteristik
$k$	: Indeks konsistensi

## DAFTAR PUSTAKA

- Al-Masry, W. A. and Dukkan, A. R. (1998). Hydrodynamics and Mass-Transfer Studies in a Pilot-Plant Airlift Reactor: Non-Newtonian Systems. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 37(1): 41–48.
- Bhavaraju, S. M., Russell, T. W. F., and Blanch, H. W. (1978). The Design of Gas Sparged Devices for Viscous Liquid Systems. *AIChE Journal* 24(3):454–66.
- Chhabra, R. P. and Richardson, J. F. (1999). *Non-Newtonian Flow in the Process Industries, Fundamental and Engineering Applications*. Butterworth-Heinemann: Great Britain.
- Chisti, M. Y. (1989). *Airlift Bioreactors*. London, England: Elsevier Applied Science.
- Deng, Zhonghuo, Tiefeng Wang, Nian Zhang, and Zhanwen Wang. (2010). “Gas Holdup, Bubble Behavior and Mass Transfer in a 5m High Internal-Loop Airlift Reactor with Non-Newtonian Fluid.” *Chemical Engineering Journal* 160(2):729–37.
- de Jesus, S. S., Neto, J. M. and Filho, R. M. (2017). Hydrodynamics and Mass Transfer in Bubble Column, Conventional Airlift, Stirred Airlift and Stirred Tank Bioreactors, Using Viscous Fluid: A Comparative Study. *Biochemical Engineering Journal*. 118:70–81.
- Dokic, Ljubica, Petar Dokic, Tamara Dapc, and Veljko Krstonos. (2009). “Food Hydrocolloids Effects of Xanthan Gum on Physicochemical Properties and Stability of Corn Oil- in-Water Emulsions Stabilized by Polyoxyethylene ( 20 ) Sorbitan

- Monooleate  $\gamma$  Ic.” 23:2212–18.
- Doran, P. M. (2013). *Bioprocess Engineering Principles*, 2<sup>nd</sup> Edition. Sydney: Elsevier Science & Technology Books.
- Dutta, R. (2008). *Fundamentals of Biochemical Engineering*. India: Ane Books India.
- Eickenbusch, H., Brunn, P. O., and Schumpe, A. (1995). Mass Transfer into Viscous Pseudoplastic Liquid in Large-Diameter Bubble Columns. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 34(5):479–85.
- García-Ochoa, F., Castro, E. G., and Santos, V. E. (2000). Oxygen Transfer and Uptake Rates during Xanthan Gum Production. *Enzyme and Microbial Technology*. 27(9):680–690.
- Hartanto, Y. (2015). *Karakteristik Rheologi Petis Berbasis Kepala dan Kulit Udang*. LPPM, Universitas Katolik Parahyangan.
- Henzler, H.-J. (1980). Model Describing the Suction Behaviour of Jet Apparatus for The Liquid/Gaseous Substance System. *Chem.-Ing.-Techn.*. 52(8): 643-652.
- Hills, J. H. (1976). The Operation of a Bubble Column at High Throughputs: Gas Holdup Measurements. *Chemical Engineering Journal*. 12(2): 89-99.
- Hyndman, C. L., Larachi, F., and Guy, C. (1997). Understanding Gas-Phase Hydrodynamics in Bubble Columns: A Convective Model Based on Kinetic Theory. *Chemical Engineering Science*. 52(1): 63-77.
- Jasim, A. A. R. N. (2009). Studies on Gas Hold-Up, Mass Transfer Coefficient, Mixing Time and Circulation Time in Bubble Columns with Draught Tube for Pseudoplastic (Carboxymethyl) Cellulose and Glycerol Solutions. *Engineering & Technology Journal*. 27(12): 2245-2256.
- Kadic, E., and Heindel, T.J., (2014). *An Introduction to Bioreactor Hydrodynamics and GasLiquid Mass Transfer*. John Wiley and Sons
- Kantarci, N., Borak, F., and Ulgen, K. O. (2005). Bubble Column Reactors. *Process Biochemistry*. 40(7):2263–2283.
- Kilonzo, Peter M. and Argyrios Margaritis. (2004). “The Effects of Non-Newtonian Fermentation Broth Viscosity and Small Bubble Segregation on Oxygen Mass Transfer in Gas-Lift Bioreactors: A Critical Review.” *Biochemical Engineering Journal* 17(1):27–40.
- Krishna, R., De Swart, J. W. A., Hennephof, D. E., Ellenberger, J., dan Hoefsloot, H. C. J. (1994). Influence of Increased Gas Density on Hydrodynamics of Bubble Column Reactors. *AIChE Journal*. 40(1): 112-119.
- Lee, J., Yasin, M., Park, S., Chang, I. S., Ha, K. S., Lee, E. Y., Lee, J., and Kim, C. (2015). Gas-Liquid Mass Transfer Coefficient of Methane in Bubble Column Reactor. *Korean Journal of Chemical Engineering*. 32(6): 1060–63.
- Miller, D. N. (1980). Gas Holdup and Pressure Drop in Bubble Column Reactors. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*. 19(3): 371-377.
- Nishikawa, K., Toker, A., Johannes, FJ, Songyang, Z, dan Cantley, LC. (1997). Determination of the specific substrate sequence motifs of protein kinase C isozymes. *Journal Biologies Chemical*. Vol. 272(2): 952-960.
- Radi, M. and Amiri, S. (2013). “Comparison of the Rheological Behavior of Solutions and Formulated Oil-in-Water Emulsions Containing Carboxymethylcellulose (CMC).” *Journal of Dispersion Science and Technology* 34(4):582–89.
- Schumpe, A. and Deckwer, W. D. (1987). Viscous Media in Tower Bioreactors: Hydrodynamic Characteristics and Mass Transfer Properties. *Bioprocess Engineering*. 2(2): 79-84.
- Segur, J. B. and Helen E. Oderstar. (1951). “Viscosity of Glycerol and Its Aqueous Solutions.” *Industrial and Engineering Chemistry* 43(9):2117–20.
- Sehabiague, L. (2012). *Modeling, Scaleup and Optimization of Slurry Bubble Column Reactors for Fischer-Tropsch Synthesis*. Disertasi Program Doktor, University of Pittsburgh.
- Tourlousse, D. and Ahmad, F. (2007). Design of an Experimental Unit for the Determination of Oxygen Gas-Liquid Volumetric Mass Transfer Coefficients using the Dynamic Re-oxygenation Method. A126 Research Complex Engineering Michigan State University East Lansing, MI 48824, 1–27.
- Vandu, C. O. dan Krishna, R. (2004). Volumetric Mass Transfer Coefficients in Slurry Bubble Columns Operating in the Churn-Turbulent Flow Regime. *Che Eng and Processing: Process Intensification*. 43(8): 987-995.
- Wang, T., Wang, J., dan Jin, Y. (2007). Slurry Reactors for Gas-to-Liquid Processes: A Review. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. 46(18): 5824–5847.
- Welty, J. R., Wicks, C. E., Wilson, R. E, dan Rorrer, G. L. (2000). *Fundamental of Momentum, Heat, and Mass Transfer*, 5<sup>th</sup> Ed. John Wiley & Sons, Inc., Oregon.
- Yang, W., Jinfu Wang, Liming Zhou, dan Jin Yong. (1999). “Gas-Liquid Mass Transfer Behavior in Three-Phase CFB Reactors.” *Chemical Engineering Science* 54(22):5523–28.