

# PENGGANDAAN SKALA PRODUKSI BIOETANOL DARI TONGKOL JAGUNG

## *Scaling Up for Bioethanol Production from Corn Cob*

Abdullah Bin Arif, Wahyu Diyono, Agus Budiyanto, Maulida Hayuningtyas, Enrico Syaefullah dan Nur Richana

Balai Besar Penelitian dan Pengembangan Pascapanen Pertanian, Jl Tentara Pelajar 12 Bogor 16114, Jawa Barat - Indonesia

Telp. (0251) 8321762, Fax. (0251) 8350920

E-mail : ab.arif.pascapanen@gmail.com

(Makalah diterima 07 Juni 2017 – Disetujui 06 Desember 2017)

### ABSTRAK

Pencarian bahan energi alternatif yang tidak berkompetisi dengan pangan dan pakan sangat perlu dan mendesak. Biomassa lignoselulosa merupakan salah satu sumber energi terbarukan yang potensial. Metode penggandaan produksi bioenergi dari skala laboratorium ke skala industri perlu dikaji untuk pengembangan. Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan metode penggandaan produksi bioetanol dari tongkol jagung. Percobaan produksi bioetanol dari skala laboratorium ke skala industri dilakukan dengan metode Pg/V tetap (tenaga pengadukan per volume). Perhitungan penggandaan skala berdasarkan data reologi cairan fermentasi dan spesifikasi fermentor yang digunakan. Hasil penelitian menunjukkan penggandaan skala produksi bioetanol dengan kapasitas bioreaktor 200 l, menghasilkan volume kerja 65% atau 130 liter dengan tinggi cairan fermentasi 0,840 m, diameter tangki bioreaktor 0,441 m, diameter pengaduk jenis turbin pipih 0,187 m, dan kecepatan agitasi 66,34 rpm. Berdasarkan perhitungan dasar penggandaan produksi bioetanol dengan kapasitas bioreaktor 10.000 l diperoleh volume kerja 65% atau 6.500 l dengan tinggi cairan fermentasi 2,87 m, diameter tangki bioreaktor 1,49 m, diameter pengaduk jenis turbin pipih 0,63 m, dan kecepatan agitasi 29,52 rpm.

**Kata kunci:** jagung, tongkol, lignoselulosa, bioetanol, penggandaan produksi

### ABSTRACT

*The effort to search for alternative energy materials that do not compete with food and feed is necessary and urgent. Lignocellulosic biomass is one potential source of renewable energy. Scaling up method production of bioenergy production from laboratory scale to industrial scale needs to be studied and developed. The aim of this study is to find get scaling up method of the bioethanol production from corn cobs. An Experiments on scaling up of bioethanol production from laboratory scale to industrial scale was is done by the Pg / V constant method (stirring power per volume). Scale up calculations based on data from fermented liquid rheological characteristics and specifications fermenters are used. The results showed that the calculation of basic scale up bioethanol production capacity bioreactor of 200 l, obtained working volume of 65% or 130 l, high of liquid fermentation 0.840 m, diameter tank bioreactor 0.441 m, diameter of a stirrer of turbine type of flat 0.187 m and the speed of agitation at 66.34 rpm. Based on the calculation of basic scale up bioethanol production capacity bioreactor of 10,000 l, obtained working volume of 65% amounting to 6,500 l, high of liquid fermentation 2.87 m, diameter tank bioreactor 1.49 m, diameter of a stirrer of turbine type of flat 0.63 m and the speed of agitation at 29.52 rpm.*

**Key words:** corn, cob, lignocellulosic, bioethanol, scaling up production

## PENDAHULUAN

Peran teknologi pascapanen sangat penting dalam pengembangan usaha agribisnis karena dapat meningkatkan nilai tambah produk pertanian. Teknologi pemanfaatan limbah pertanian sangat dibutuhkan untuk meningkatkan efisiensi pemanfaatan produk pertanian. Salah satu limbah pertanian yang dapat dimanfaatkan yaitu tongkol jagung karena mengandung selulosa tinggi (Richana et al., 2004; Fachry et al., 2013; Fitriani et al., 2013).

Penggunaan bahan berlignoselulosa untuk produksi bioetanol mendapatkan perhatian khusus, karena selain untuk mendorong pengembangan energi baru dan terbarukan (EBT) juga tidak bersaing dengan keperluan pangan dan pakan (Knauf dan Moniruzzaman, 2004; Ragauskas et al., 2006; Schubert, 2006; Wang et al., 2012). Konversi bahan lignoselulosa menjadi bioetanol berperan penting untuk mensubstitusi kebutuhan bahan bakar minyak (BBM) yang terus meningkat (Tamburini et al., 2011; Lin et al., 2016). Bioetanol diketahui dapat menjadi campuran bensin untuk bahan bakar kendaraan bermotor dengan kandungan oktan yang lebih baik dan tidak panas menguap (Chen dan Qiu, 2010). Akan tetapi, pengembangan bahan lignoselulosa masih terkendala oleh kelayakan ekonomi dan teknologi. Hal ini disebabkan karena struktur dan karakteristik alami lignoselulosa sangat rapat dan membutuhkan *pretreatment* untuk menguraikan komponen gulanya (Li et al., 2010; Alvira et al., 2010).

Uji coba teknologi bioetanol diperlukan untuk melihat stabilitas dan efisiensi sistem produksi. Penelitian di lapangan dalam bentuk model/pilot percontohan selain bertujuan untuk menguji kelayakan teknis dan ekonomis teknologi, juga mempercepat alih teknologi ke pengguna. Pengembangan teknologi produksi bioetanol dari skala laboratorium ke skala industri memerlukan metode penggandaan skala (Oncel dan Sabankay, 2012; Stoica et al., 2015).

Pengembangan dalam skala industri umumnya menggunakan tahapan skala laboratorium, skala *pilot plant*, dan skala industri (Rahayuningsih et al., 2007; Lee et al., 2011). Skala industri merupakan tahapan yang prosesnya mempertimbangkan aspek teknoekonomi (Rahayuningsih et al., 2007). Peningkatan proses produksi dari skala laboratorium ke *pilot-plant* dan selanjutnya ke skala industri umumnya bersifat empirik, dapat dibantu dengan model yang sesuai (Imamoglu dan Sukan, 2013). Berdasarkan hasil penelitian di laboratorium dapat diprediksi strategi optimal operasional bioreaktor pada skala industri berdasarkan model yang berkaitan dengan fisiologi sel makhluk hidup, pengaliran, atau perpindahan massa (Dodic et al., 2012; Aghbashlo et al., 2016). Pengembangan proses

produksi menggunakan pendekatan empiris pragmatis memerlukan kajian ekonomi (Moraes et al., 2013; Mayer et al., 2016). Tondi et al. (2016) menyatakan kajian skala pilot plant bertujuan untuk memperoleh hasil yang secara ekonomis menentukan mutu produk. Parameter yang digunakan biasanya konsumsi tenaga (P/V) serta kemampuan perpindahan massa dan panas (Stoica et al., 2015). Pada waktu yang sama dipilih parameter yang secara pragmatis dapat digunakan untuk meningkatkan unit produksi skala industri. Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan metode penggandaan produksi bioetanol dari tongkol jagung.

## BAHAN DAN METODE

Penelitian dilakukan di Laboratorium Pengembangan Balai Besar Litbang Pascapanen Pertanian pada Januari - Nopember 2015. Bahan baku yang digunakan adalah tongkol jagung dan bahan kimia meliputi aquadest, NaOH, xilanase dan selulase, dan kultur *Saccharomyces cereviceae*. Peralatan yang digunakan untuk produksi bioetanol adalah bioreaktor, tanki reaktor, destilator, dan kompor pemanas, serta neraca analisis, pipet volume, gelas ukur, pH meter, *hammer mill*, *oven*, *autoclave*, dan destilator, Peralatan pembantu meliputi kontainer plastik, ember plastik, tissue gulung, botol sampel, dan lain lain.

### Karakterisasi Bahan Baku

Pada tahapan ini serbuk tongkol jagung dianalisis untuk beberapa parameter yang meliputi kadar air, kadar lemak, kadar protein, kadar abu, dan kadar serat (lignin, hemiselulosa dan selulosa).

### Penggandaan Skala Produksi Bioetanol dari Tongkol Jagung

Pada tahapan ini dilakukan proses produksi bioetanol skala 2 l menggunakan bioreaktor. Bahan baku yang digunakan adalah serbuk tongkol jagung 400 g dalam sekali proses produksi. Proses *pretreatment* menggunakan bahan baku serbuk tongkol jagung, ditambahkan larutan NaOH 10%, dan dipanaskan menggunakan autoclave pada suhu 121°C selama 20-30 menit. Proses *pretreatment* bertujuan untuk mengkondisikan bahan-bahan lignoselulosa, baik dari segi struktur maupun ukuran. Proses perlakuan awal dilakukan karena beberapa faktor seperti kandungan lignin, ukuran partikel, kemampuan hidrolisis dari selulosa, dan hemiselulosa (Hendriks dan Zeeman, 2009).

Proses hidrolisis dan sakarifikasi merupakan proses setelah *pretreatment*. Bahan baku hasil proses *pretreatment* ditambah dengan enzim selulase dan xilanase dengan

perbandingan 1:1% dan diproses dalam bioreaktor selama 3 hari pada suhu 40-50°C dengan kecepatan pengadukan 100, 150, 200, dan 250 rpm. Setiap perlakuan kecepatan pengadukan menggunakan aerasi 1 vvm dan diulang tiga kali. Setelah itu dilakukan proses fermentasi selama 3 hari dengan penambahan *Sacharomyces* sp 1 g/l larutan dan dilanjutkan dengan destilasi. Pada tahapan ini dilakukan pengamatan terhadap glukosa dan alkohol yang dihasilkan. Kombinasi kecepatan agitasi dan laju aerasi digunakan dalam perhitungan parameter kinetika. Pada tahap ini dikembangkan model matematika untuk menjelaskan dinamika sistem. Model matematika tersebut mengikuti persamaan Monod (Esfahanian *et al.*, 2016) yaitu:

$$\mu = \frac{\mu_{maks} \cdot S}{K_s + S}$$

di mana  $\mu$  = laju pertumbuhan spesifik (1/jam),  $\mu_{maks}$  = laju pertumbuhan spesifik maksimum (1/jam),  $K_s$  = konstanta (g/l)  $S$  = konsentrasi substrat.

Penggandaan skala produksi berdasarkan rancangan skala industri dengan bioreaktor Biostat-B dan mempertahankan kesamaan geometri. Perhitungan penggandaan skala produksi memerlukan data ciri reologi cairan fermentasi dan spesifikasi fermentor yang digunakan.

#### Data Penentuan Reologi Cairan Kultivasi

- Data hubungan antara waktu proses dengan viskositas
  - Data hubungan antara viskositas dan laju geser
  - Data hubungan antara laju geser dan tegangan geser
- Metode analisis yang digunakan pada tahapan ini yaitu analisis regresi (linear dan nonlinear)

#### Spesifikasi Bioreaktor yang Digunakan

Tipe pengaduk : *Six bladed disc turbin*  
Tinggi bioreaktor (Ht) : 25 cm  
Diameter impeller (Di) : 5,5 cm  
Diameter dalam tangki (Dt) : 13 cm  
Diameter luar tangki (D): 16 cm  
Volume tangki : 4 l

#### Peubah Fisik

Volume kerja bioreaktor (v) , tinggi media (Hi):  
 $V = (\pi/4) (Dt)^2 (Hi)$

#### Perhitungan Kebutuhan Tenaga

Penentuan kebutuhan tenaga untuk pengadukan cairan fermentasi dalam bioreaktor tanki teraduk dapat diketahui terlebih dahulu menghitung bilangan reynolds dan tenaga (Np). Nilai Np dapat diketahui dari hubungan

antara bilangan Reynolds pada berbagai jenis pengaduk dengan Np. Bilangan Reynolds ditentukan menggunakan persamaan untuk non-Newtonian (Wang *et al.*, 1979; Yang *et al.*, 2016). Bilangan Reynolds (NRe) ditentukan dengan persamaan berikut:

$$NRe = (N_1 D_1^2 \rho) / \mu_a$$

$N_1$  = kecepatan stirer,  $D_1$  = diameter impeller,  $\rho$  = densitas, dan  $\mu_a$  = viskositas.

Menurut Chhabra *et al.* (2001) jika hasil perhitungan bilangan Reynolds:

- Nilai  $NRe > 10^3$  menunjukkan aliran turbulen.
- Nilai  $10^2 < NRe < 10^3$  menunjukkan aliran transition.
- Nilai  $> 102$  menunjukkan aliran laminar.

Bilangan power (Np) ditentukan dengan cara memplotkan NRe pada kurva fungsi power versus Nre untuk *six bladed turbin impeller*. Konsumsi tenaga yang dibutuhkan ditentukan dengan persamaan:

$$P = (\rho N^3 D_1^5 N P) / gc$$

di mana: P = tenaga yang dibutuhkan

$N_p$  = Bilangan power

$gc$  = grafitasi = 981 g cm/g det<sup>2</sup>

Menggunakan *six bladed disc turbin impeller* menurut Wang *et al.* (1979) diperoleh persamaan:

$$(Di/Dt)^* = 3 \text{ dan } (Hi/Di)^* = 3$$

$$\text{Faktor koreksi} = [ \{ (Di/Dt) \times (Hi/Di) \} / \{ (Di/Dt)^* \times (Hi/Di)^* \} ]^{0,5}$$

Dengan demikian tenaga terkoreksi = P x FK

Koreksi terhadap penurunan tenaga pengadukan karena adanya aerasi menggunakan bilangan aerasi (Na), yaitu kecepatan aliran udara (F) pada tanki bioreaktor kemudian dibagi dengan kecepatan ujung pengaduk.

$$Na = (F/Di) / (N Di) = F/NDi^3$$

Dari hubungan antara perbandingan tenaga pengadukan pada sistem beraerasi dan tanpa aerasi (Pg/P dengan bilangan Aerasi (Na) pada berbagai impeller diperoleh nilai Pg/P\*. Tenaga untuk sistem beraerasi adalah Pg, sehingga diperoleh nilai Pg/V, yaitu tenaga per unit volume.

#### Penggandaan Skala Produksi Berdasarkan Pg/V Tetap

Bioreaktor skala industri awalnya dirancang berkapasitas 200 l, sehingga penggandaan skala volumetrik = 100 kali. Kemudian dilakukan verifikasi menggunakan bioreaktor 200 l. Jika verifikasi dengan kemungkinan ketepatan 70-90% maka dirancang proses produksi skala > 1.000 liter berdasarkan Pg/V.

Dari bioreaktor 2 l ke 200 dan 10.000 l dengan nisbah diameter impeller dan tinggi media dipertahankan maka

diperoleh tinggi dan diameter reaktor serta tinggi media optimum dan diameter impeller.

Penentuan agitasi menurut Wang *et al.* (1979) adalah:

$$(N_1)^3 (D_{i1})^2 = (N_2)^3 (D_{i2})^2$$

maka akan diperoleh kecepatan agitasi  $N_2$

### Penentuan Tenaga Eksternal Agitator (P) Bioreaktor

$$P = (\rho N^3 D_i^5 N P) / gc$$

Tenaga terkoreksi dengan standar impeler ( $P^*$ )

$$(P^*) = P \times FK$$

$$Pg/P^* = \{(Pg/V) \times V\} / P$$

Dari kurva hubungan antara perbandingan tenaga pengadukan pada sistem beraerasi dan tanpa aerasi ( $Pg/P$ ) dengan bilangan aerasi ( $Na$ ) pada berbagai tipe pengaduk akan diperoleh nilai  $Na$ .

Penentuan laju aerasi ( $F$ ):

$$Na = F / N (D)^3$$

$$F = (Na) (N) (D)^3$$

Dari perhitungan tersebut maka diperoleh desain bioreaktor untuk 200 dan 10.000 l dengan diameter, tinggi, volume media, dan diameter impeller yang optimum dengan kondisi proses optimum, kecepatan pengadukan  $N_2$ , dan laju aerasi  $F$  dengan tenaga yang diperlukan adalah  $Pg/P$ .

## HASIL DAN PEMBAHASAN

### Karakterisasi Bahan Baku

Berdasarkan hasil pengamatan dan analisis, tongkol jagung memiliki kandungan serat yang tinggi (Tabel 1). Komponen serat terdiri atas selulosa, lignin, dan hemiselulosa. Kandungan serat yang tinggi diharapkan dapat meningkatkan rendemen selulosa dan xilan yang

dihasilkan. Pada pengamatan terhadap karakteristik bahan baku serbuk tongkol jagung menunjukkan kandungan lignin cukup tinggi, yaitu 19,03%. Hal ini menandakan perlunya proses pengurangan kandungan lignin pada bahan baku agar rendemen bioetanol yang dihasilkan diharapkan menjadi optimum.

### Penggandaan Skala Produksi Bioetanol

#### Kinetika Kultivasi

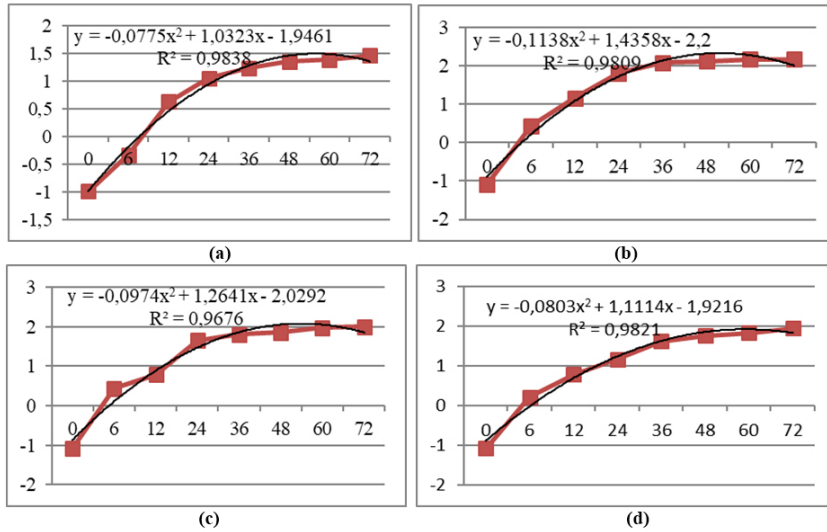
Sebagai dasar penggandaan skala produksi bioetanol perlu dipelajari model kinetika kultivasi. Hasil perhitungan kemudian divalidasi kesesuaiannya. Kinetika kultivasi pada penelitian ini berdasarkan laju pertumbuhan spesifik/peningkatan kadar glukosa, laju pembentukan biomassa/glukosa ( $dX/dt$ ), laju penggunaan substrat berdasarkan gula sisa pada saat fermentasi ( $dS/dt$ ), dan laju pembentukan produk/pembentukan alkohol ( $dP/dt$ ).

Laju pertumbuhan spesifik ( $\mu$ ) tidak konstan, bergantung pada lingkungan fisik dan kimia. Nilai maksimum dicapai pada fase eksponensial. Nilai ( $\mu$ ) merupakan kemiringan garis lurus hubungan antara waktu (jam) dengan  $\ln$  glukosa yang terbentuk pada proses sakarifikasi. Regresi pertumbuhan spesifik disajikan pada Gambar 1. Nilai slope ( $\mu$ ) tertinggi terdapat pada perlakuan pengadukan 150 rpm, yaitu 1,435.

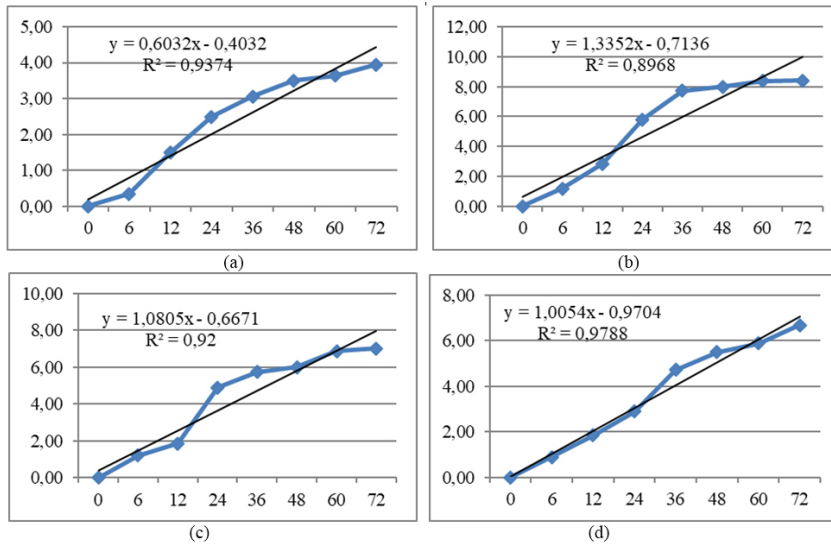
Laju pembentukan biomassa/glukosa ( $dX/dt$ ), laju penggunaan substrat berdasarkan gula sisa pada saat fermentasi ( $dS/dt$ ), dan laju pembentukan produk/pembentukan alkohol ( $dP/dt$ ) disajikan pada Gambar 2, 3, dan 4. Tabel 2 menunjukkan rekapitulasi slope beberapa parameter pada beberapa perlakuan agitasi. Dari hasil penentuan kinetika kultivasi maka kondisi optimum dipilih berdasarkan nilai slope yang tertinggi. Secara umum nilai slope tertinggi terjadi pada perlakuan agitasi (pengadukan) 150 rpm.

Tabel 1. Karakteristik serbuk tongkol jagung. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015

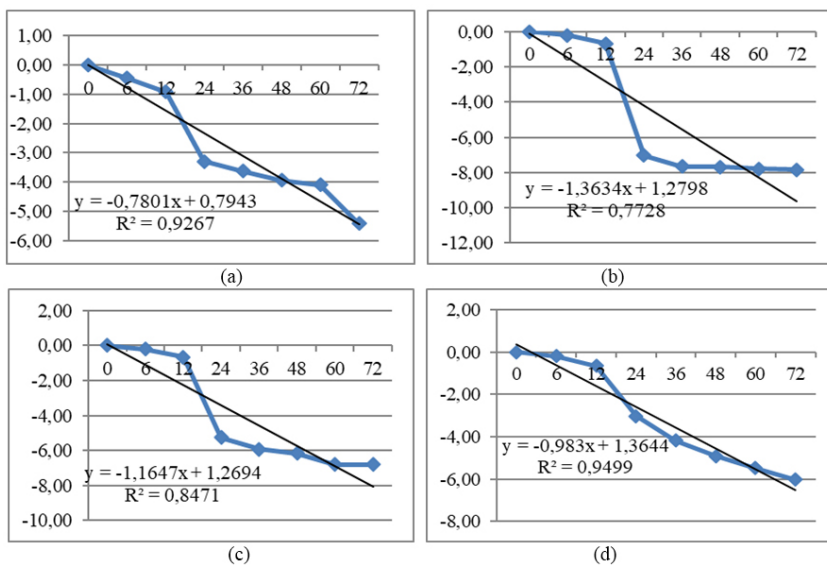
Komponen	Kadar (%)
Air	7,36
Lemak	2,37
Protein	4,31
Abu	2,72
Kadar serat:	39,80
a. Selulosa	31,82
b. Hemiselulosa	21,78
c. Lignin	19,03



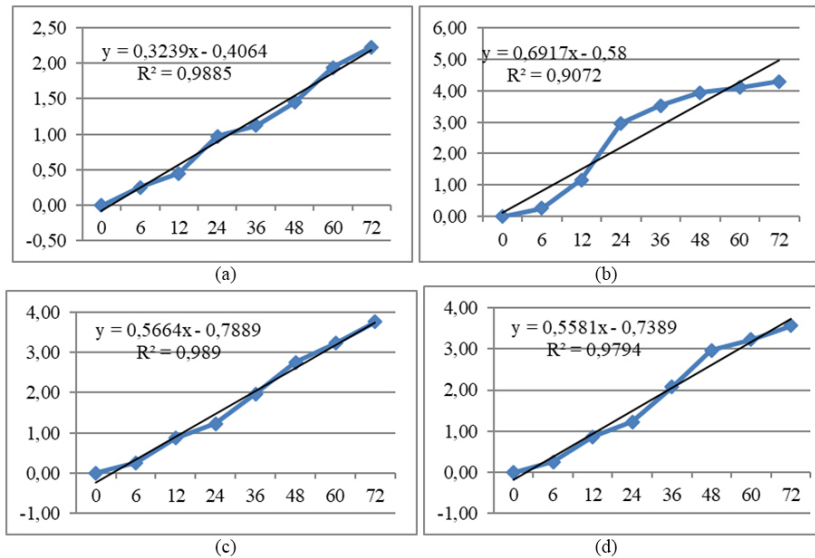
Gambar 1. Regresi pertumbuhan spesifik pembentukan glukosa pada beberapa perlakuan pengadukan: (a) 100 rpm, (b) 150 rpm, (c) 200 rpm, (d) 250 rpm. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015



Gambar 2. Laju pembentukan glukosa pada beberapa perlakuan pengadukan: (a) 100 rpm, (b) 150 rpm, (c) 200 rpm, (d) 250 rpm. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015



Gambar 3. Laju penurunan gula sisa pada beberapa perlakuan pengadukan: (a) 100 rpm, (b) 150 rpm, (c) 200 rpm, (d) 250 rpm. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015



Gambar 4. Laju pembentukan alkohol pada beberapa perlakuan pengadukan: (a) 100 rpm, (b) 150 rpm, (c) 200 rpm, (d) 250 rpm. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015

Tabel 2. Rekapitulasi slope beberapa parameter dari perlakuan agitasi. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015

Agitasi (rpm)	Laju pertumbuhan spesifik ( $\mu$ )	Pembentukan biomassa/glukosa	Penggunaan substrat	Pembentukan produk (alkohol)
100	1,032	0,603	-0,780	0,323
<b>150</b>	<b>1,436</b>	<b>1,335</b>	<b>-1,363</b>	<b>0,691</b>
200	1,246	1,080	-1,164	0,556
250	1,111	1,005	-0,983	0,558

**Sifat Reologi Cairan Kultivasi**

Reologi atau sifat aliran media kultivasi bermanfaat bagi perancangan dasar bioreaktor untuk kultivasi. Sifat aliran fluida dalam media kultivasi berpengaruh terhadap tingkat homogenitas komponennya. Hasil penelitian menunjukkan terjadi penurunan viskositas selama kultivasi. Perubahan viskositas media mempengaruhi pola aliran dalam bioreaktor. Jika pola aliran berubah maka cenderung terjadi perubahan transfer masa dan panas. Implikasinya, pergerakan atau transfer oksigen kurang sesuai. Cairan kultivasi merupakan cairan non-Newtonian karena kekentalannya akan berubah dengan berubahnya laju geser. Cairan mengikuti pola non-Newtonian sehingga perlu diperhatikan indeks konsistensi (k) dan indeks perilaku cairan (n), untuk mengetahui sifat cairan. Plot linier antara log laju geser dan log kekentalan akan memberikan kemiringan kurva sebagai n-1 dan intersep sebagai antilog k. Hubungan antara viskositas dan laju geser disajikan pada Tabel 3, sedangkan hubungan antara laju geser dan tegangan geser dapat dilihat pada Tabel 4. Data pada Tabel 3 dan 4 dimasukkan ke dalam persamaan logaritma, sehingga

akan didapat nilai k dari anti log  $(-0,159) = 0,551$  g/cm/detik dan  $n = 0,934$  (Gambar 5).

Nilai n berada pada kisaran  $0 < n < 1$  dan  $k > 0$  maka cairan kultivasi adalah pseudoplastik, yang berarti viskositas menurun dengan peningkatan laju geser (Doran, 1995). Semakin cepat pengaduk semakin rendah viskositas, sehingga aliran dalam impeller lebih besar dibanding aliran di permukaan dan dinding reaktor. Pencampuran yang optimal hanya terjadi dekat pengaduk, sedangkan tempat yang jauh dari pengaduk akan stagnan (tetap), pencampuran tidak sempurna. Sifat reologi menentukan konsumsi energi. Untuk cairan non-Newtonian diperlukan konsumsi energi yang lebih besar agar media/larutan homogen.

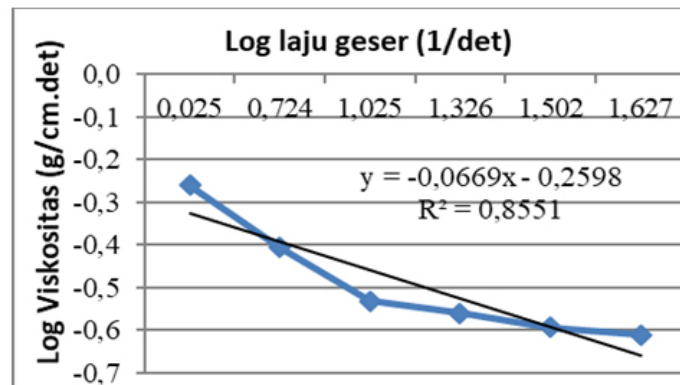
Berdasarkan data tersebut maka perlu diketahui sifat aliran dalam tangki dan tenaga yang dikonsumsi per volume kerja reactor, yaitu dengan mengetahui bilangan Reynolds. Densitas cairan pada penelitian ini yaitu 1.183 g/cm. Hasil perhitungan Bilangan Reynolds (NRe) adalah 202,67. Berdasarkan Gambar 5, jika nilai NRe berada pada 100-1.000 maka termasuk dalam aliran transisi. Bilangan power (Np) ditentukan dengan cara menplotkan NRe pada kurva fungsi power versus

Tabel 3. Data hubungan antara viskositas dan laju geser. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015

Putaran Spindle N=rpm	N=rps	Viskositas (CP)	Viskositas (g/cm/detik)	Laju geser (detik)
200	3,33	25	0,245	42,40
150	2,50	26	0,255	31,80
100	1,67	28	0,275	21,20
50	0,83	30	0,294	10,60
25	0,42	40	0,392	5,30
5	0,08	56	0,549	1,06

Tabel 4. Data hubungan antara laju geser dan tegangan geser. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015

Putaran spindle N (rpm)	Laju geser (detik)	Tegangan (g/cm/detik)
200	42,40	10,460
150	31,80	7,845
100	21,20	5,230
50	10,60	2,615
25	5,30	1,308
5	1,06	0,262



Gambar 5. Hubungan antara log viskositas dan log laju geser. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015

NRe untuk six bladed turbin impeller dan didapat nilai  $N_p = 2$ . Dari data tersebut maka konsumsi tenaga yang dibutuhkan bioreaktor untuk menggerakkan impeller dapat dihitung sebagai berikut:

**Peubah fisik.** Volume kerja bioreaktor ( $v$ ) = 2 liter =  $2 \times 10^{-3} \text{ m}^3$ .

Tinggi media (H1):

$$V = (\pi/4) (Dt)^2 (H1)$$

$$2 \times 10^{-3} = (3,14/4) (0,13)^2 (H1)$$

$$H1 = 0,15 \text{ m} = 15 \text{ cm}$$

$$\text{Laju aerasi (Vs)} = 1 \text{ vvm}$$

$$\text{Kecepatan agitasi (N)} = 150 \text{ rpm} = 2,5 \text{ rps}$$

$$\text{Densitas media/larutan} = 1,183 \text{ g/cm}$$

$$\text{Viskositas media } (\mu) = 1,335$$

**Perhitungan konsumsi tenaga.** Konsumsi tenaga yang dibutuhkan ditentukan dengan persamaan:

$$P = (\rho N^3 D_i^5 N P) / g_c$$

Dari hasil perhitungan tersebut maka konsumsi tenaga yang dibutuhkan bioreaktor untuk menggerakkan impeller adalah 2,495 g/cm/detik atau 2,495 kg/m/det =  $0,033 \times 10^{-3} \text{ HP}$ .

Tenaga terkoreksi menggunakan *six bladed disc turbin impeller* (Wang *et al.*, 1979) adalah:

$$(Di/Dt)^* = 3 \text{ dan } (Hi/Di)^* = 3$$

Faktor koreksi adalah:

$$\left[ \frac{(Di/Dt) \times (Hi/Di)}{(Di/Dt)^* \times (Hi/Di)^*} \right]^{0,5}$$

Dari data bioreaktor diperoleh faktor koreksi (FK) = 0,539, maka tenaga terkoreksi adalah:

$$P \times FK = 0,033 \times 10^{-3} \times 0,539 = 0,0179 \times 10^{-3} \text{ HP}$$

Koreksi terhadap penurunan tenaga pengadukan karena adanya aerasi menggunakan bilangan aerasi ( $N_a$ ), yaitu kecepatan aliran udara ( $F$ ) pada tanki bioreaktor dan dibagi dengan kecepatan ujung pengaduk:

$$\begin{aligned} N_a &= (F/D_i) / (N D_i) = F/ND_i^3 \\ &= 0,0179 \times 10^{-3} / (150 \times (0,055)^3) \\ &= 0,719 \end{aligned}$$

Dari hubungan antara perbandingan tenaga pengadukan pada sistem beraerasi dan tanpa aerasi ( $P_g/P$ ) dengan bilangan aerasi ( $N_a$ ) pada berbagai impeller maka diperoleh nilai  $P_g/P^* = 0,8$ . Tenaga untuk sistem beraerasi adalah  $P_g$ , sehingga diperoleh nilai  $P_g/V$ , yaitu tenaga per unit volume. Tenaga untuk sistem beraerasi ( $P_g$ ):

$$\begin{aligned} &= 0,8 \times P \text{ terkoreksi} \\ &= 0,8 \times 0,0179 \times 10^{-3} \text{ HP} \\ &= 0,0143 \times 10^{-3} \text{ HP} \\ \text{Tenaga per unit volume (} P_g/V \text{):} \\ &= 0,0143 \times 10^{-3} \text{ HP} / 2 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \\ &= 0,0072 \text{ HP/m}^3 \end{aligned}$$

### Penggandaan Skala Berdasarkan $P_g/V$ Tetap

Bioreaktor skala industri semula dirancang berkapasitas 200 l, sehingga penggandaan skala volumetrik = 100 kali. Kemudian dilakukan verifikasi menggunakan bioreaktor 200 l. Jika hasil verifikasi memiliki tingkat ketepatan 70-90% maka dilakukan rancangan proses produksi skala >1.000 liter berdasarkan  $P_g/V$  yang sama.

Dari bioreaktor 2 liter ke 200 dan 10.000 liter dengan menghitung nisbah diameter impeller dan tinggi media dipertahankan maka diperoleh tinggi dan diameter reaktor, dan tinggi media optimum, serta diameter impeller.

#### Bioreaktor Skala 200 l

- Bioreaktor skala industri dirancang berkapasitas 200 l
- Volume kerja bioreaktor 65% = 130 l  
= 0,13 m<sup>3</sup>  
Bioreaktor skala 2 l Dt1 = 0,13 m  
H12 = 0,25 m
- Nisbah dipertahankan sama, maka H12 = (0,25/0,13) Dt2
- Bioreaktor 200 l maka:  
 $V = (\pi/4) (Dt2)^2 (H12)$   
 $0,13 = (3,14/4) (0,25/0,13) Dt2^3$   
 $0,13 = 1,5096 Dt2^3$   
Dt23 = 0,0861  
Dt2 = 0,442 m  
Dengan demikian diameter tangki 0,442 m  
Tinggi media cair H12 = (0,25/0,13) Dt2  
= 0,849 m

$$\begin{aligned} \text{Diameter impeller} &= (0,055/0,13) Dt2 \\ &= 0,187 \text{ meter} \end{aligned}$$

#### Penentuan Agitasi

$$\begin{aligned} (N_1)^3 (D_{i1})^2 &= (N_2)^3 (D_{i2})^2 \\ (150)^3 (0,055)^2 &= (N_2)^3 (0,187)^2 \\ (N_2)^3 &= 291955 \\ N_2 &= 66,34 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Dengan demikian kecepatan agitasi adalah  $N_2 = 66,34$  rpm = 1,11 rps.

#### Penentuan Tenaga Eksternal Agitator (P) Bioreaktor

Dengan asumsi power number tetap 2 maka:

$$\begin{aligned} P &= (\rho N^3 D^5 N P) / gc \\ &= (1,183) (1,11)^3 (0,187)^5 2 / 9,81 \\ &= 0,000075 \text{ HP} \end{aligned}$$

Tenaga terkoreksi dengan standar impeler ( $P^*$ )

$$\begin{aligned} (P^*) &= P \times FK \\ &= 0,000075 \times 0,539 \\ &= 0,00014 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_g/P^* &= \{(P_g/V) \times V\} / P \\ &= (0,000075) (0,13) / 0,00014 \\ &= 6,696 \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut maka diperoleh desain bioreaktor untuk 200 l dengan diameter, tinggi, volume media, dan diameter impeler optimum dengan kondisi proses optimum dengan kecepatan pengadukan  $N_2$  dan laju aerasi  $F$  dan tenaga yang diperlukan  $P_g/P$ .

$$\begin{aligned} P_g/P^* &= 0,10 (Fg/(N \times V))^{-0,25} \times (N^2 D^4) / (g \times W \times V^{2/3}) \\ Fg &= 0,47 \text{ vvm} \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut diperoleh beberapa informasi, antara lain pada skala bioreaktor 200 l diketahui tenaga per unit volume ( $P_g/V$ ) = 0,0072 HP/m<sup>3</sup>. Penggandaan skala berdasarkan  $P_g/V$  tetap menghasilkan laju aerasi 0,47 vvm dan kecepatan agitasi 66,34 rpm.

#### Bioreaktor Skala 10.000 l

- Bioreaktor skala industri dirancang berkapasitas 10.000 l
- Volume kerja bioreaktor 65% = 6.500 l = 6,5 m<sup>3</sup>  
Bioreaktor skala 2 l Dt1 = 0,13 m  
H12 = 0,25 m
- Nisbah dipertahankan sama, maka H12 = (0,25/0,13) Dt2
- Bioreaktor 200 l maka:  
 $V = (\pi/4) (Dt2)^2 (H12)$   
 $6,5 = (3,14/4) (0,25/0,13) Dt2^3$   
 $6,5 = 1,5096 Dt2^3$   
Dt23 = 3,33  
Dt2 = 1,49 m  
Sehingga diameter tangki yaitu 0,442 m



Tabel 5. Penggandaan skala produksi bioetanol menggunakan bioreaktor 200 dan 10.000 l. Laboratorium BB Pascapanen Pertanian, Januari - Nopember 2015

Parameter	Skala	
	200 l	10.000 l
Volume kerja 65% (l)	130	6.500
Tinggi cairan fermentasi (m)	0,848	2,87
Diameter tangki bioreaktor (m)	0,441	1,49
Diameter pengaduk jenis turbin pipih (m)	0,187	0,63
Aerasi (vvm)	0,47	0,27
Agitasi (kecepatan pengadukan) (rpm)	66,34	29,52

Tinggi media cair  $H_{12} = (0,25/0,13) D_{t2} = 2,87$  m  
Diameter impeller =  $(0,055/0,13) D_{t2} = 0,63$  m

#### Penentuan Agitasi

$$(N_1)^3 (D_{i1})^2 = (N_2)^3 (D_{i2})^2$$

$$(150)^3 (0,055)^2 = (N_2)^3 (0,63)^2$$

$$(N_2)^3 = 25.722,79$$

$$N_2 = 29,52 \text{ rpm}$$

Oleh karena itu diperoleh kecepatan agitasi  $N_2 = 29,52$  rpm = 0,492 rps

#### Penentuan Tenaga Eksternal Agitator (P) Bioreaktor

Dengan asumsi power number tetap 2 maka:

$$P = (\rho N^3 D_i^5 N P) / g_c$$

$$= (1,183) (0,492)^3 (0,63)^5 2 / 9,81$$

$$= 0,002851 \text{ HP}$$

Tenaga terkoreksi dengan standar impeler ( $P^*$ )

$$(P^*) = P \times FK$$

$$= 0,002851 \times 0,539$$

$$= 0,001536 \text{ HP}$$

$$P_g/P^* = \{(P_g/V) \times V\} / P$$

$$= (0,002851) (0,13) / 0,001536$$

$$= 0,241$$

Dari perhitungan tersebut diperoleh desain bioreaktor untuk 10.000 liter dengan diameter, tinggi, volume media, dan diameter impeler yang optimum dengan kondisi proses optimum dengan kecepatan pengadukan  $N_2$  dan laju aerasi  $F$  dengan tenaga yang diperlukan adalah  $P_g/P$ .

$$P_g/P^* = 0,10 (F_g/(N \times V))^{0,25} \times (N_1^2 D_1^4) / (g \times W \times V^{2/3})$$

$$F_g = 0,27 \text{ vvm.}$$

Hasil perhitungan rancangan dasar bioreaktor skala 200 dan 10.000 l disajikan pada Tabel 5.

#### KESIMPULAN

Untuk memproduksi bioetanol dengan kapasitas 200 l dibutuhkan bioreaktor dengan diameter tangki 0,441 m,

diameter pengaduk jenis turbin pipih 0,187 m, kecepatan agitasi 66,34 rpm, dan tinggi cairan fermentasi 0,840 m. Untuk memproduksi bioetanol dengan berkapasitas 10.000 l dibutuhkan bioreaktor dengan diameter tangki 1,49 m, diameter pengaduk jenis turbin pipih 0,63 m, kecepatan agitasi 29,52 rpm dan tinggi cairan fermentasi 2,87 m,

#### UCAPAN TERIMA KASIH

Terima kasih disampaikan kepada Bapak Danuwarsa, Bapak M. Gousul Adom, Bapak Asep dan Bapak Irfan yang telah banyak membantu menganalisa di laboratorium.

#### DAFTAR PUSTAKA

- Aghbashlo, M., M. Tabatabaei, A. Dadak, H. Younesi and G. Najafpour. 2016. Energy-based performance analysis of continuous stirred bioreactor for ethanol and acetate fermentation from syngas via Wood-Ljungdahl pathway. *Chemical Engineering Science* 143 : 36-46.
- Alvira, P.E., M. Tomas-Pejo, Ballesteros and M.J Negro. 2010. Pretreatment technologies for an efficient bioethanol production process based on enzymatic hydrolysis. *Bioresource Technology* 101: 4851-4861.
- Chen, H and W. Qiu. 2010. Key Technologies for bioethanol production from lignocellulose. *Biotechnology Advances* 28 : 556 – 562.
- Chhabra, R.P., J. Comiti and I. Machac. 2001. Flow of non-Newtonian fluids in fixed and fluidised beds. *Chemical Engineering Science* 56 (1) : 1-27.
- Dodic, J.M., D.G. Vucurovic, S.N Dodic, J.A Grahovac, S.D.Popov, and N.M Nedeljkovic. 2012. Kinetic modeling of batch ethanol production from sugar beet raw juice. *Applied Energy* 99 : 192-197.

- Doran, P.M. 1995. *Bioprocess Engineering Principles*. Academic Press Limited. London. 439 p.
- Esfahanian, M., A.S. Rad, S. Khoshhal, G. Najafpour, and B. Asghari. 2016. Mathematical modeling of continuous ethanol fermentation in a membrane bioreactor by pervaporation compared to conventional system: genetic algorithm. *Bioresource Technology* 212 : 62-71.
- Fachry A.R., P. Astuti, dan T.G Puspitasari. 2013. Pembuatan bioetanol dari limbah tongkol jagung dengan variasi konsentrasi asam klorida dan waktu fermentasi. *Jurnal Teknik Kimia* 1 (19) : 60-69.
- Fitriani., S. Bahri, dan Nurhaeni. 2013. Produksi bioetanol tongkol jagung (*Zea mays*) dari hasil proses delignifikasi. *Online Journal of Natural Science* 2 (3) : 66-74.
- Hendriks, A.T.W.M. and G. Zeeman. 2009. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulose biomass. *Bioresource Technology* 100 : 10-18.
- Imamoglu, E. and F.V Sukan. 2013. Scale-up and kinetic modeling for bioethanol production. *Bioresource Technology* 144 : 311-320.
- Knauf, M. and M. Moniruzzaman. 2004. Lignocellulosic biomass processing: A perspective. *International Sugar Journal* 106 (1263) : 147-150.
- Lee, J.W., C.J. Houtman, H.Y. Kim, I.G Choi, and T.W Jeffries. 2011. Scale up study of oxalic acid pretreatment of agricultural lignocellulosic biomass for the production of bioethanol. *Bioresource Technology* 102 : 7451-7456.
- Li, X., T.H Kim and N. P Nghiem. 2010. Bioethanol production from corn stover using aqueous ammonia pretreatment and two-phase simultaneous saccharification and fermentation. *Bioresource Technology* 101 : 5910-5916.
- Lin, T.H., G.L. Guo, W.S. Hwang, and S.L Huang. 2016. The addition of hydrolyzed rice straw in xylose fermentation by *Pichia stipites* to increase bioethanol production at pilot scale. *Biomass and Bioenergy* 91: 204-209.
- Mayer, F.D., M. Brondani, R. Hoffmann, L.A Feris, N.R Marcilio, and V. Baldo. 2016. Small-scale production of hydrous ethanol fuel: economic and environmental assessment. *Biomass and Bioenergy* 93 : 168-179.
- Moraes, J.O.D., A.S Scheibe, A. Sereno, and J.B Laurindo. 2013. Scale-up of the production of cassava starch based films using tape casting. *Journal of Food Engineering* 119 : 800-808.
- Oncel, S. and M. Sabankay. 2012. Microalgal biohydrogen production considering light energy and mixing time as the two key features for scale up. *Bioresource Technology* 121 : 228-234.
- Ragauskas, A.J., C.K Williams, B.H Davison, G.Britovsek, J.Cairney, C.A Eckert, W.J. Frederick Jr., J.P. Hallett, D.J.Leak, C.L.Liotta, J.R Mielenz, R. Murphy, R. Templer, and T. Tschaplinski. 2006. The path forward for biofuels and biomaterials. *Science* 311 : 484-489.
- Rahayuningsih, M., K. Syamsu, A.A Darwis, dan R. Purnawati. 2007. Peggandaan skal produksi bioinsektisida *Bacillus thuringiensis* untuk membasmi jentik nyamuk *Aedes aegypti*. *Jurnal Ilmu Pertanian Indonesia* 12(2) : 123-130.
- Richana, N., P. Lestina, dan T.T Irawadi. 2004. Karakterisasi lignoselulosa dari limbah tanaman pangan dan pemanfaatannya untuk pertumbuhan bakteri RXA penghasil xilanase. *Jurnal Penelitian Pertanian Tanaman Pangan* 23 : 171-176.
- Schubert, C. 2006. Can biofuels finally take center stage. *Nature Biotechnology* 24 (7) : 777-784.
- Stoica, A., T. Dobre, M. Stroescu, A.Sturzoiu, and O.C Parvulescu. 2015. From laboratory to scale up by modeling in two cases of  $\beta$ -carotene extraction from vegetable product. *Food and Bioproduct Processing* 94: 218-228.
- Tamburini, E., T. Bernardi, G. Castaldelli, G.Tumiatti, and S. Ferro. 2011. Green electrochemical approach for delignification of wheat straw in second generation bioethanol production. *Energy and Environmental Science* 4 : 551-557.
- Tondi, G., M. Link, C. Kolbitsch, R. Lesacher, and A. Petutschnigg. 2016. Pilot plant up-scaling of tannin foams. *Industrial Crops and Products* 79 : 211-218.
- Wang, L., M. Sharifzadeh, M. Templer, and R.J Murphy. 2012. Technology performance and economic feasibility of bioethanol production from various waste papers. *Energy and Environmental Science* 5 : 5717-5730.
- Wang, D.I.C., C.L Cooney, A.L. Demai, P. Dunhill, A.E Humphrey and M.D Lily. 1979. *Fermentation and Enzyme Technology*. John Wiley and Sons, New York. 374 p.
- Yang, Q., P. Huang, and Y. Fang. 2016. A novel Reynolds equation of non-Newtonian fluid for lubrication simulation. *Tribology International* 94 : 458-463.