

Kajian Proses dan Ekonomi Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)

Process and Economic Study of Bioethanol Plant from Oil Palm Empty Fruit Bunch (OPEFB)

Abdurachman^a, dan Misri Gozan^b

^aBalai Besar Teknologi Pati (B2TP) Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (B2TP-BPPT)
Lampung Tengah, Lampung, Indonesia.

^bLab Biorefinery, Program Studi Teknik Bioproses, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia
Depok 16424, Indonesia.

mgozan@che.ui.ac.id

Riwayat Naskah:

Diterima 06, 2016
Direvisi 07, 2016
Disetujui 07, 2016

ABSTRAK: Salah satu tahap yang penting dalam perancangan pabrik adalah perhitungan keekonomian yang biasanya dilakukan dengan menggunakan aplikasi simulasi proses. Beberapa penelitian terdahulu, memanfaatkan *SuperPro Designer* sebagai simulasi proses, dan belum banyak yang menggunakannya pada proses produksi bioetanol khususnya yang berbahan baku tandan kosong kelapa sawit (TKKS). Pada simulasi ini, dilakukan empat skenario proses: (1) SHF-Adsorpsi; (2) SHF-Permeasi Uap; (3) SSF-Adsorpsi; dan SSF-Permeasi Uap, dimodelkan menggunakan *SuperPro Designer* yang memfasilitasi komposisi bahan baku dan produk, ukuran unit operasi, konsumsi utilitas, estimasi modal dan biaya operasional serta pendapatan dari produk dan *co-product*. Permodelan didasarkan pada data yang diperoleh dari produsen etanol, penyedia jasa teknologi, manufaktur peralatan dan jasa engineering untuk industri. Dari hasil analisis ekonomi hasil simulasi, skenario SSF-Permeasi Uap yang paling rendah biaya produksinya dan dapat dikembangkan di Indonesia dengan *Payback period* 4,07 tahun; ROI 24,55%; dan IRR 18,98%. Konversi bioetanol standar bahan bakar yang dihasilkan pada skenario SSF-Permeasi Uap adalah 29,58%. Berdasarkan analisis sensitivitas pada skenario tersebut, fluktuasi harga jual bioetanol, harga tepung TKKS dan harga enzim sangat mempengaruhi nilai keekonomian pabrik bioetanol.

Kata kunci: bioetanol, tandan kosong sawit, simulasi proses, rancang pabrik, analisis sensitivitas

ABSTRACT: One of the important steps in plant design is economic analysis that usually done by using process simulation application. Many researches have used *SuperPro Designer* as simulator, and only a few used it in bioethanol production simulation process especially for Empty Fruit Bunches (EFB) as feedstock. In this simulation, four scenario process models: (1) SHF-Adsorption; (2) SHF-Vapor Permeation; (3) SSF-Adsorption; and (4) SSF-Vapor Permeation for ethanol production from EFB were developed using *SuperPro Designer* software that handle the composition of raw materials and product, sizing of unit operations, utility consumption, estimation of capital and operating costs and the revenues from products and coproducts. The models were based on data gathered from ethanol producers, technology suppliers, equipment manufacturers, and engineering working in the industry. Based on economic analysis, scenario model SSF-Vapor Permeation provided cost effective and can be developed in Indonesia with Payback period of 4.07 years; ROI 24.55%; and IRR 18.98%. Converting standard bioethanol fuel produced in SSF-case scenario is 29.58% Vapor Permeation. Sensitivity analysis shows deviation in bioethanol selling price, EFB powder price and enzyme process significantly influence the bioethanol plant economic value.

Keywords: bioethanol, empty fruit bunches, process simulation, plant design, sensitivity analysis

1. Pendahuluan

Piranti lunak simulasi sangat bermanfaat untuk mendesain, menganalisis dan melakukan penyesuaian serta perubahan suatu proses (retrofit). Penggunaan piranti lunak simulasi juga membuka peluang untuk melakukan analisis sensitivitas dan menggabungkannya dengan kajian optimasi, perkiraan keekonomian dan detail desain suatu teknologi proses (Batidas *et al.*, 2010). Salah satu simulator proses yang biasa digunakan dalam industri hayati adalah SuperPro Designer yang menyediakan fasilitas untuk menyusun simulasi proses jenis batch dan continuous dan dilengkapi dengan fasilitas analisis tekno ekonomi (Berg *et al.*, 2010).

Indonesia merupakan produsen minyak sawit terbesar di Asia Tenggara, luas perkebunan sawit di seluruh Indonesia saat ini sekitar 8 juta hektar dengan produksi rata-rata 18,03 ton tandan buah segar (TBS) dihasilkan per hektar. Dari 144,24 ton TBS yang dihasilkan, diperkirakan sekitar 11,38 juta ton tandan kosong kelapa sawit (TKKS) tersedia di lokasi pabrik sawit (Indonesia-Investments 2015). TKKS adalah material lignoselulosa terdiri dari selulosa, hemiselulosa dan lignin.

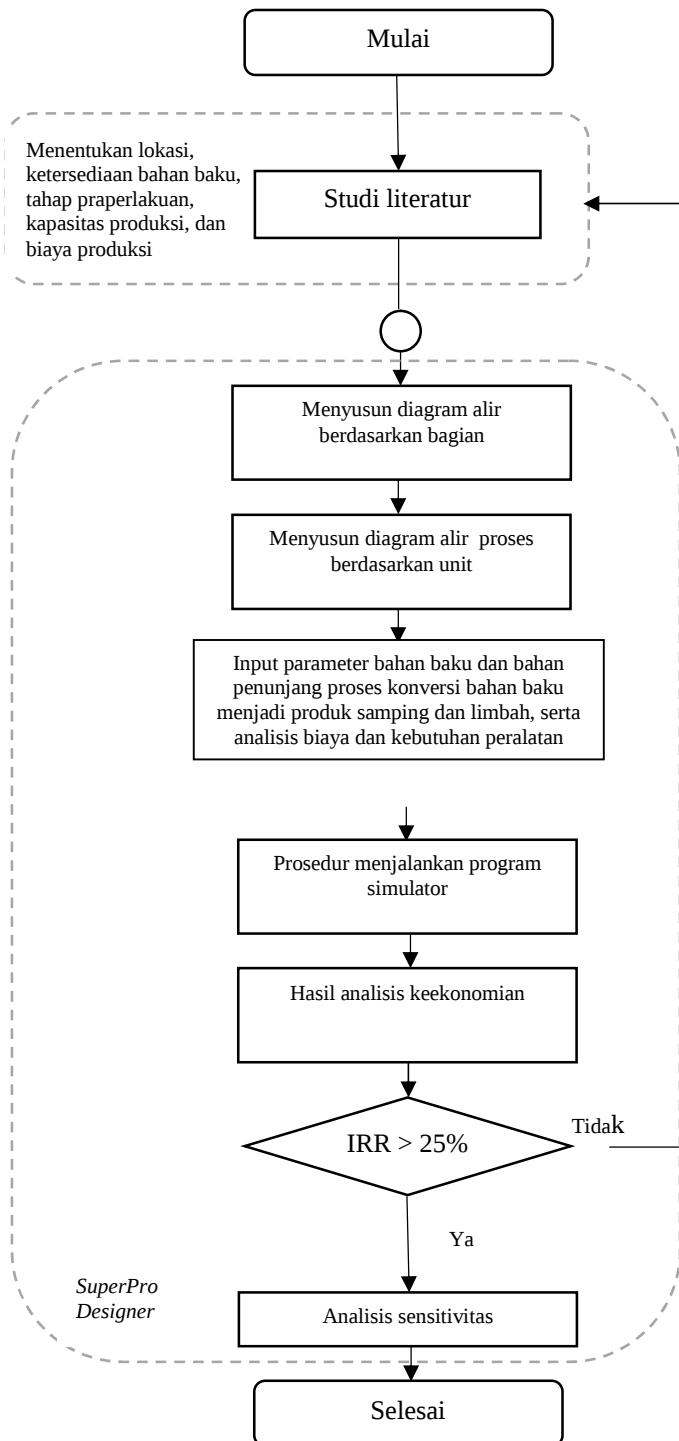
Sakarifikasi atau hidrolisis enzimatis dilakukan untuk mengkonversi selulosa dan hemiselulosa yang tersisa menjadi gula. Ketika tahap hidrolisis enzimatis dan tahap fermentasi dilakukan secara berurutan, disebut hidrolisis dan fermentasi terpisah (*Separate Hidrolysis and Fermentation* (SFT)). Kedua tahap tersebut juga dapat dilakukan secara serentak yang disebut *simultaneous saccharification and fermentation* (SFS) (Shen *et al.*, 2011).

Tujuan penelitian ini adalah untuk melakukan kajian disain proses dan analisis ekonomi dengan model simulasi proses produksi bioetanol berbahan baku TKKS. Simulator *Aspen Tech* dan *Icarus Process Evaluator* digunakan pada bahan baku tanaman kayu lunak dengan komposisi yang jauh berbeda terhadap TKKS (kandungan air 50%) dan kapasitas pabrik 24,6 ton berat kering per jam serta operasional 8.000 jam pertahun (Wingren *et al.*, 2003). Grup riset lainnya menggunakan TKKS dan melakukan simulasi dengan piranti simulator *Aspen Tech* dan *Icarus Process Evaluator* (Erdei *et al.*, 2015) namun tidak melakukan perbandingan SFS dan SFT.

2. Bahan dan Metode

Penelitian ini menggunakan data-data yang diperoleh dari data studi literatur terutama mengenai mengenai kapasitas pabrik, ketersediaan bahan baku, komposisi bahan baku, jenis unit operasi, kondisi operasi di setiap unit prosedur,

yield produk dan variabel keekonomian berdasarkan hasil penelitian yang telah dipublikasikan, sehingga *Software SuperPro Designer* dapat mengkalkulasi setiap tahap prosedur dan simulasi dapat berjalan dengan baik. Beberapa data berasal dari penelitian sebelumnya yang dilakukan oleh riset grup Teknologi Bioproses Industri, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Indonesia sejak tahun 2005.



Gambar 1. Diagram alir penelitian untuk perbandingan skenario simulasi proses produksi bioetanol

2.1. Bahan

Tepung TKKS yang digunakan berasal dari hasil riset Kassim *et al.*, (2011) yang mengandung selulosa, hemiselulosa, lignin, mineral dan kadar air secara berurutan yaitu 48,8; 26,2; 13,5; 1,5; dan 10,0 % berat kering.

2.2. Alat

Alat simulasi yang digunakan adalah *SuperPro Designer* versi 9 (*Academic License, Intelligent. Co.*) milik Departemen Teknik Kimia, Universitas Indonesia.

2.3. Metode

Ada 4 skenario pabrik yang disimulasikan yang merupakan kombinasi dari (1) SFT-Adsorpsi; (2) SFS-Adsorpsi; (3) SFT-Permeasi uap; dan (4) SFS-Permeasi uap, menggunakan *SuperPro Designer*, untuk kondisi operasi untuk tiap prosedur di tiap unit operasi, dilakukan studi literatur mengenai: kebutuhan, komposisi dan biaya untuk bahan baku, bahan penunjang, bahan habis pakai (*consumables*); ukuran dan biaya peralatan untuk setiap unit operasi; biaya dan pemakaian utilitas; dan harga jual produk dan *co-product*. Berdasarkan hasil simulasi diperoleh nilai keekonomian untuk PBP, IRR dan NPV dari setiap skenario model simulasi.

Analisis sensitivitas untuk fluktuasi harga jual bioetanol, harga bahan baku, biaya listrik, gaji operator dan biaya produksi enzim dilakukan untuk skenario model simulasi yang dapat dikembangkan di Indonesia.

Diagram alir yang disusun pada simulator *SuperPro* untuk skenario desain proses SFT terdiri dari tahap: penanganan bahan baku, pra-perlakuan *steam explosion*, sakarifikasi, pembiakan *yeast*, fermentasi, destilasi dan dehidrasi. Sedangkan pada skenario desain proses SFS terdiri dari tahap: penanganan bahan baku, pra-perlakuan *steam explosion*, pengkondisian sebelum inokulasi, pembiakan *yeast*, fermentasi, destilasi dan dehidrasi.

3. Hasil dan Pembahasan

Sampel TKKS yang digunakan berasal dari dua buah perkebunan Badan Usaha Milik Negara berlokasi di Provinsi Sumatera Utara yang bergerak di bidang usaha agro industri, terutama komoditas sawit dengan kapasitas masing-masing 555 dan 575 ton tandan buah segar perjam. Potensi tepung sawit yang tersedia adalah 108,8 ton/jam dengan kandungan air 10%).

Bahan baku yang digunakan pada simulasi proses produksi bioetanol adalah 40 ton/jam (37% dari estimasi potensi tepung TKKS yang tersedia, dengan asumsi biaya transportasi, biaya

manajemen pengiriman dan biaya penyimpanan tidak dianalisis pada simulasi ini karena berasal dari dalam pabrik sendiri. Penambahan air 20% dari bahan baku pada saat *feeding*, dimaksudkan untuk mengatasi potensi dihasilkannya debu dan evakuasi udara (karena udara akan menghambat transfer panas) selama proses pemindahan bahanbaku tepung biomassa TKKS ke *screw conveyor*.

Waktu tinggal (*residence time*) untuk praperlakuan *steam explosion* pada simulasi ini adalah 10,5 menit. Kandungan bahan yang tidak larut dalam air ditentukan 25%. Nilai konversi ditargetkan sama dengan data literatur, yaitu 15% untuk konversi selulosa menjadi glukosa dan 84% untuk konversi hemiselulosa menjadi xylosa dengan rendemen padatan (*solid yield*) setelah praperlakuan 51,1% (Ying *et al.*, 2014).

3.1. Penentuan rasio

Perhitungan kebutuhan enzim dilakukan berdasarkan komposisi selulosa pada aliran ke hidrolisis enzimatis dan ditampilkan pada tabel 1. Asumsi pemakaian enzim adalah 15 *filter paper unit* per gram (FPU/g) selulosa; produksi enzim dilakukan secara *on-site* dengan aktifitas enzim 600 FPU/g (Kumar & Murthy, 2011).

Tabel 1
Menentukan ratio broth enzim/substrat

Aktifitas enzim (FPU/Kg)	6.0 x 10 ⁵
Dosis enzim per ton selulosa (FPU/ton selulosa)	1.5 x 10 ⁷
<i>Selulose input</i> (ton/jam)	16.575
Total dosis enzim yang dibutuhkan (FPU/jam)	2.48625 x 10 ⁸
Kebutuhan enzim (ton/jam)	0,414
<i>Total broth</i> enzim (ton/jam)	2,76
Rasio <i>broth</i> enzim /substrat	0,1665

3.2. Pembiakkan yeast

Pembiakkan *recombinant strainxylose fermenting yeast Saccharomyces cerevisiae* TMB 3400 dilakukan dengan kultivasi aerobik dalam media glukosa, dilanjutkan dengan kultivasi aerobik kontinyu di cairan hidrolisat TKKS untuk adaptasi sehingga toleransi terhadap *inhibitor* meningkat. Persentase inokulum tergantung pada waktu saat mencapai fase log/eksponensial, dibutuhkan inokulum sebanyak 5% - 10% (Olofsson *et al.*, 2008). Mikroba anaerobik fakultatif tidak memerlukan oksigen untuk metabolisme tapi dapat tumbuh dengan adanya oksigen. Pada keadaan kekurangan oksigen, mikroba jenis ini mengalami respirasi anaerobik atau fermentasi.

3.3. Proses Sakarifikasi dan Fermentasi Terpisah (SFT)

Pada simulasi SFT proses dibagi menjadi dua tahap terpisah yaitu hidrolisis enzimatis dan fermentasi. Pada tahap pertama, haloselulosa dihidrolisis selama 48 jam pada suhu 50 °C. Pada tahap kedua, hasil hidrolisis diinokulasi setelah terlebih dahulu diturunkan suhunya menjadi 32 °C. (tabel 2) (Kassim *et al.*, 2011).

Tabel 2

Kondisi dan hasil untuk sakarifikasi dan fermentasi terpisah

Sakarifikasi	
Suhu (°C)	50
Residence time (jam)	48
Konversi Selulosa menjadi Glukosa (%)	0,90
Konversi hemiselulosa menjadi xilosa (%)	0,60
Fermentasi	
Suhu (°C)	32
Residence time (jam)	48
Konversi glukosa menjadi etanol (%)	0,95
Konversi xilosa menjadi etanol (%)	0,40

3.4. Proses Sakarifikasi dan Fermentasi Serentak (SFS)

Pada simulasi SFS proses terjadi dua tahap seperti pada SFT namun berlangsung serentak dalam satu reaktor yaitu sakarifikasi dan fermentasi. Pengkondisian sebelum inokulasi selama 4 jam dilakukan pada suhu 50 °C, bertujuan untuk memastikan jumlah konsentrasi glukosa cukup tinggi untuk mengaktifasi fermentasi *yeast* dan *biomass liquefaction* yang lebih baik sehingga *transfer* massa lebih efisien. Kemudian SFS dijalankan selama 62 jam pada suhu 37 °C (tabel 3) (Shen *et al.*, 2011).

Tabel 3

Kondisi proses sakarifikasi dan fermentasi serentak (SFS)

Pra Inokulasi	
Suhu	50 °C
Residence time	4 jam
Sakarifikasi dan Fermentasi	
Suhu	37 °C
Residence time	62 jam
Konversi selulosa menjadi glukosa	0,85 %
Konversi hemiselulosa menjadi xilosa	0,50 %
Konversi glukosa menjadi etanol	0,90 %
Konversi xilosa menjadi etanol	0,70 %

3.5. Pressure Swing Dehydration (PSD)

Proses dehidrasi PSD menggunakan *molecular sieve* beroperasi dengan siklus dehidrasi/regenerasi. Saat salah satu unggun

berada dalam siklus dehidrasi, maka yang lain berada dalam siklus regenerasi. Pada unggun pertama dilewatkan uap *bioetanol azeotropic* dari *rectifying column* melalui heater, untuk meningkatkan tekanan hingga 25 psig. Regenerasi dilakukan dengan mensirkulasi 15% dari uap etanol anhidrous kondisi *superheated* untuk unggun kedua, bertujuan untuk memisahkan kadar air yang terakumulasi pada siklus dehidrasi sebelumnya. Bioetanol yang dihasilkan memiliki kadar 99,5% (w/w) (Batidas *et al.*, 2010).

3.6. Estimasi biaya modal dan biaya operasional

Pada penentuan biaya unit prosedur membran, diasumsikan bahwa *total capital investment* dari unit prosedur membran secara linear sesuai dengan seluruh permukaan membran yang digunakan, dan konstanta yang digunakan adalah Rp 21.817.350/m², yang sudah termasuk biaya pompa, tangki vakum, peralatan kontrol dan lainnya (Kunnakorn *et al.*, 2013).

Berdasarkan informasi penggunaan membran *NaA zeolite* jenis tubular, dibutuhkan 45 m² membran jenis tersebut untuk kapasitas produksi 465 kg/jam etil alkohol 99,5% dengan jumlah permeasi air sebanyak 49,3 kg/jam (Kita *et al.*, 2003). Dari hasil simulasi, untuk permeasi air sebanyak 716 kg/jam untuk SFT dan 766 kg/jam untuk SFS, maka dibutuhkan luas membran 653 dan 698 m² untuk SFT dan SFS, secara berurutan.

Analisis modal di simulator *SuperPro Designer* di sebut *Direct Fixed Capital Cost* (DFC) yang merupakan gabungan dari biaya keseluruhan pembangunan pabrik (*Total Plant Cost* (TPC)) dan biaya tambahan (*Contractor's Fee & Contingency* (CFC) yang ditunjukkan di tabel 4, biaya operasional pabrik per tahun (tabel 5) dan analisis keuntungan (tabel 6) untuk setiap skenario.

Analisis keekonomian didasarkan pada parameter waktu tahun analisis dan konstruksi awal di tahun 2014, operasional pabrik 350 hari per tahun, konstruksi selama 24 bulan dan periode *startup* adalah 4 bulan dan waktu proyek selama 15 tahun; pemakaian modal investasi di tahun pertama sebanyak 30%, tahun kedua sebanyak 40% dan tahun ketiga sebanyak 30%; pada depresiasi peralatan, perhitungan menggunakan metoda *straight line*, untuk periode 10 tahun dengan *salvage value* 5% dari DFC; dan pajak pendapatan 40%. Analisis biaya untuk peralatan di setiap unit operasi akan diestimasi berdasarkan data publikasi dari produsen etanol, penyedia jasa teknologi, manufaktur peralatan industri dan penyedia jasa *engineering* di bidang industri. Jika dilakukan perubahan ukuran peralatan, biaya peralatan akan ditentukan oleh *exponential scaling expression*. Penyesuaian harga peralatan untuk tahun analisis menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost*

Tabel 4

Estimasi modal untuk setiap skenario

Biaya Fisik (Total Plant Direct Cost (TPDC))	SHF-Adsorpsi (Juta Rupiah)	SHF-VP (Juta Rupiah)	SSF-Adsorpsi (Juta Rupiah)	SSF-VP (Juta Rupiah)
Biaya Pembelian Peralatan (<i>Purchase Cost</i> (PC))	375.368	298.458	327.497	261.158
Pemasangan	104.747	83.309	90.707	71.618
Pemipaan	73.697	58.658	66.272	54.905
Instrumentasi	36.666	29.160	31.752	25.070
Insulasi	41.891	33.318	36.275	28.647
Jaringan listrik dan fasilitasnya	3.146	2.498	2.727	2.147
Bangunan	10.476	8.330	9.072	7.155
Biaya penggalian, jalan, pagar, fasilitas pemadam kebakaran dan parkir dan lain-lainnya.	47.129	37.490	40.811	32.225
	15.714	12.501	13.608	10.746
Fasilitas tambahan	41.891	33.318	36.275	28.647
Biaya tidak langsung (Total Plant Indirect Cost (TPIC))	225.221	179.078	196.493	156.695
Biaya <i>Engineering</i> (penyiapan dokumen desain seluruh proses (lembar desain dan spesifikasi untuk peralatan, instrumentasi dan pendukung, desain <i>software</i> komputer untuk kontrol))	93.839	74.615	81.878	65.286
Biaya konstruksi seluruhnya	131.382	104.463	114.629	91.409
Biaya Pabrik (Total Plant Cost (TPC))	600.575	477.536	523.989	417.852
Biaya Tambahan (Contractor's Fee & Contingency(CFC))	90.086	71.631	78.597	62.681
Keuntungan untuk kontraktor	30.024	23.882	26.204	20.898
Biaya kompensasi untuk hal yang tidak diharapkan selama proses konstruksi	60.062	47.750	52.394	41.783
Estimasi Modal (Direct Fixed Capital Cost (DFC))	690.660	549.167	602.586	480.533

Index. Biaya *working capital* diestimasi dari 30 hari pemakaian bahan baku, utilitas, pengolahan limbah dan gaji operator, sedangkan biaya *startup* diestimasi sebagai 5% dari DFC. Estimasi biaya ketergantungan pada fasilitas (FDC) menyertakan perawatan untuk seluruh peralatan, depresiasi untuk peralatan dan biaya asuransi (1% dari DFC), pajak lokal (2% dari DFC) dan pengeluaran pabrik (5% dari DFC).

Berdasarkan perhitungan terdahulu dengan memperhatikan nilai biaya produksi, *yield* etanol terhadap biomassa; konversi heksosa, pentosa menjadi etanol; dan persyaratan harga jual etanol, maka jumlah bahan baku yang digunakan pada simulasi 40 ton/jam tepung TKKS.

Penentuan harga bahan baku tepung TKKS mempertimbangkan biaya tahap *shredding* dan biaya penepungan. Estimasi harga hasil *shredding*

TKKS berbasis harga TKKS basah Rp 13.500/ton sebesar Rp 198.450/ton. Sedangkan estimasi harga tepung biomassa (kadar air 10%) menggunakan teknologi *Nanomass System* dengan bahan baku limbah industri sawit dengan (kadar air 20%) sebesar 2,5 dari harga biomassa hasil *shredding* (Mamat & Aziz, 2014). Maka pada simulasi ini diasumsikan harga tepung TKKS Rp 499.500/ton.

Bahan penunjang yang digunakan pada simulasi ini terdiri dari: air bawah tanah dengan asumsi harga Rp 4.050/ton, (termasuk pajak pemanfaatan air bawah tanah); High Pressure Steam, dibeli dari unit pembangkit listrik berbahan bakar biomassa di sekitar lokasi pabrik, dengan estimasi harga Rp 224.650/ton, karena *stillage* yang dihasilkan akan akan dimanfaatkan oleh unit pembangkit listrik tersebut dengan harga jual Rp 21.600/ton (Macrelli *et al.*, 2012); produksi enzim, berdasarkan estimasi *cost* untuk enzim selulase,

Tabel 5

Estimasi biaya operasional per tahun (AOC) untuk setiap skenario

	SHF – Adsorpsi (Juta Rupiah)	SHF- VP (Juta Rupiah)	SSF – Adsorpsi (Juta Rupiah)	SSF- VP (Juta Rupiah)
Bahan Baku dan Bahan Pendukung	703.877	703.877	703.890	703.890
Operator	1.377	1.377	1.526	1.526
Biaya untuk pemanfaatan fasilitas	128.223	101.750	111.686	88.803
Kebutuhan Bahan yang mengalami penggantian (<i>Consumables</i>)	41	13.325	41	14.243
Pengolahan limbah	9.572	95.715	9.572	9.572
Pemakaian utilitas	175.689	166.941	180.185	172.152
Total AOC	1.018.778	996.854	1.006.884	990.185

Baseline cost produksinya adalah Rp 136.890/kg *protein cellulose* (Klein-Marcuschamer *et al.*, 2012). Umumnya *broth* enzim mengandung protein sebanyak 15% (Roche *et al.*, 2009), dengan asumsi aktifitas enzim adalah 600 FPU/g (Kumar & Murthy, 2011); Ammonium Sulfat, sebagai sumber nitrogen untuk *yeast*, dengan asumsi harga Rp 1.300/kg (Do *et al.*, 2015); *yeast* yang digunakan adalah *strain* jenis *Saccharomyces cerevisiae*, TMB 3400 dengan sifat *thermotolerant* dan memanfaatkan gula heksosa dan pentosa sebagai sumber karbon (Erdei *et al.*, 2013). Disimpan dengan *slant culture* dalam lemari pendingin bersuhu 5 °C.

Untuk unit dehidrasi, pemakaian bahan habis pakai untuk adsorpsi adalah molekular *sieve* ukuran 3A-ED *Gethanol grade* dengan *equilibrium water capacity* 21%; *bulk density* 750 kg/m³; diameter 5 mm, dengan harga Rp 40.500/kg. Masa pakai molekular *sieve* diasumsikan selama 40.000 jam operasional, sedangkan pada dehidrasi menggunakan metode permeasi uap, bahan habis pakai yang digunakan adalah membran *NaAzeolite* yang digunakan panjang 30 cm, diameter 1,5 cm dengan biaya produksi Rp 880.650 (Kunnakorn *et al.*, 2013). *Membranelifetime* diasumsikan selama 3 tahun (Szitkai *et al.*, 2002); gaji operator dihitung

berdasarkan Upah Minimum Propinsi Sumatera Utara, yaitu Rp 2.180.000. Maka perhitungan perjamnya adalah Rp 12.420/jam, dengan asumsi: \$1 = Rp 13.500; Jam kerja selama 9 jam per hari; 22 hari perbulan.

Untuk utilitas, estimasi biayanya adalah: harga listrik, diasumsikan, pabrik bioetanol berlokasi di dekat pabrik sawit yang memiliki unit pembangkit listrik sehingga listrik yang dibutuhkan, akan dibeli dari unit pembangkit listrik tersebut dengan estimasi Rp 8.100 /kWh (Kazi *et al.*, 2010); *steam* dan air pendingin merupakan utilitas yang tersedia dengan biaya Rp 229.500/ton untuk *steam* dan Rp 675/ton untuk air pendingin.

Pendapatan dari simulasi ini adalah seluruh perolehan saat pabrik beroperasi, yang terdiri dari produk utama (*revenue*) dan produk samping (*credit*). perolehan dari produk utama yaitu Bioetanol standar bahan bakar, dan perolehan dari *co-product: stillage* dengan harga Rp 21.500/ton; perolehan dari gas CO₂ adalah Rp 135 /kg, dengan asumsi, konsumen akan menginvestasikan unit pemurnian gas CO₂ (Do *et al.*, 2015).

Konversi bioetanol standar bahan bakar yang dihasilkan pada skenario SFS-Permeasi Uap adalah 29,58%:

Tabel 6

Analisis Keuntungan untuk Setiap Skenario

	SHF – Adsorpsi (Juta Rupiah)	SHF- VP (Juta Rupiah)	SSF – Adsorpsi (Juta Rupiah)	SSF- VP (Juta Rupiah)
A. Modal Langsung (DFC)	51.160.000	40.679.000	44.636.000	35.595.000
B. Modal Kerja (diestimasi berdasarkan 30 hari kerja untuk operator, bahan baku dan bahan penunjang, pemakaian utilitas dan pengolahan limbah)	5.654.000	5.599.000	5.684.000	5.633.000
C. Biaya Startup (diestimasi 5% dari nilai DFC)	2.558.000	2.034.000	2.232.000	1.780.000
D. Total Investasi (A+B+C) (\$)	59.373.000	48.312.000	52.551.000	43.007.000
E. Pendapatan dari produk utama	77.503.343	77.489.119	82.947.997	82.940.816
F. Pendapatan dari <i>coproduct</i>	2.329.877	2.329.877	2.364.730	2.364.730
G. AOC actual	75.465.000	73.841.000	74.584.000	73.347.000
H. AOC net (G-F)	73.130.000	71.511.000	72.219.000	70.982.000
I. Keuntungan Sebelum pajak (E-I)	4.369.000	5.978.000	10.729.000	11.959.000
J. Pajak (40%)	1.747.000	2.391.000	4.292.000	4.783.000
K. Keuntungan setelah Pajak (I-J+Depresiasi)	7.481.000	7.451.000	10.678.000	10.557.000
Depresiasi untuk 10 tahun	4.860.000	3.865.000	4.240.000	3.381.000

Tabel 7

Estimasi biaya produksi dan kelayakan investasi untuk setiap skenario

	SFT – Adsorpsi	SFT – VP	SSF – Adsorpsi	SSF – VP
Biaya Produksi (AOC aktual / jumlah yang dihasilkan setiap tahun untuk produk utama) (Rp/L)	684,375	665,625	628,125	618,75
Biaya produksi net (AOC net/jumlah yang dihasilkan setiap tahun untuk produk utama dan co-product(Rp/L)	665,625	646,875	609,375	600
Margin sebelum pajak (keuntungan sebelum pajak/pendapatan dari produk utama dikalikan 100%) (%)	5,64	7,71	12,93	14,42
Return of Investment (keuntungan setelah pajak/total investasi dikalikan 100%) (%)	12,60	15,42	20,32	24,55
Pelunasan modal (total investasi/keuntungan setelah pajak) (tahun)	7,94	6,48	4,92	4,07
Tingkat efisiensi suatu investasi (Internal Rate of Return (IRR)) (%)	4,61	8,20	14,77	18,98

$$\frac{10,649 \text{ ton/jam}}{36 \text{ ton/jam}} \times 100\% = 29,58\%$$

Limbah yang dihasilkan dialirkan ke dalam beberapa kolam penampungan limbah. Pada simulasi ini, biaya pengolahan limbah cair adalah Rp 27.000/ton (Kumar & Murthy, 2011).

3.7. Analisis Keuntungan

Analisis estimasi biaya produksi (tabel 7) menunjukkan bahwa untuk skenario SFT-Adsorpsi memberikan nilai biaya produksi tertinggi (0,71 US\$/liter etanol standar bahan bakar) dibandingkan skenario lainnya, sehingga nilai untuk ROI, PBP dan IRR nya lebih rendah (ROI = 12,60%; PBP = 7,94 tahun; dan IRR = 4,61%). Sedangkan skenario SSF-Permeasi Uap memberikan nilai biaya produksi terendah (Rp 8.640/liter etanol standar bahan bakar), dengan nilai IRR > 15% (IRR skenario SSF-Permeasi Uap adalah 18,98 % untuk harga jual etanol standar bahan bakar Rp 10.125/liter).

Analisis sensitivitas terhadap skenario SSF-Permeasi Uap untuk NPV, IRR, PBP dan ROI menunjukkan bahwa fluktuasi harga jual bioetanol standar bahan bakar, harga bahan baku tepung TKKS dan harga enzim akan mempengaruhi nilai keekonomiannya.

4. Kesimpulan

Berdasarkan hasil simulasi proses produksi bioetanol berbahan baku tepung tandan kosong sawit, disimpulkan bahwa skenario yang sesuai untuk diaplikasikan di Indonesia dengan memanfaatkan potensi bahan baku yang tersedia, adalah skenario desain proses SFS-Permeasi Uap dengan nilai keekonomian hasil simulasi untuk PBP 4,07 tahun; ROI 24,55%; dan IRR 18,98%. Konversi bioetanol standar bahan bakar yang dihasilkan

pada skenario SFS-Permeasi Uap adalah 29,58% berat bioetanol/berat kering TKKS. Fluktuasi harga tepung TKKS, harga enzim dan harga bahan baku tepung TKKS akan sangat mempengaruhi nilai keekonomian proses produksi bioetanol standar bahan bakar.

Ucapan terima kasih

Terimakasih kepada pemerintah Republik Indonesia dalam hal ini Kementerian RISTEK DIKTI (sebelumnya adalah Kementerian Pendidikan Nasional) yang telah mendanai riset ini melalui skema Hibah Kompetitif DIKTI Kemendiknas berjudul “Produksi Bioetanol dari Tandan Kosong Sawit melalui Perlakuan Awal dan Hidrolisis” Tahun 2012-2014.

Daftar Pustaka

- Alriksson, B., Cavka, A., & Jönsson, L. J. (2011). Improving the fermentability of enzymatic hydrolysates of lignocellulose through chemical in-situ detoxification with reducing agents. *Bioresource Technology*, 102(2), 1254-1263. <http://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.08.037>
- Batidas, P. A., I.D Gil, & G. Rodriguez. (2010). Comparison of the Main Ethanol Dehydration Technologies through Process Simulation. 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE20.Elsevier B. V.
- Berg, S., G. Brobst, J. Edmons, A. McGuire, R. Menard, & B. Tracy. (2010). SuperPro Designer User's Manual. Intelegen Inc.
- Cardona, C. A., & Sánchez, Ó. J. (2007, September). Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology*, 98(12), 2415-57
- Chandel, A. K., Chandrasekhar, G., Radhika, K., Ravinder, R., & Ravindra, P. (2011). Bioconversion of pentose sugars into ethanol: A review and future directions. *Biotechnology and Molecular Biology Review*, 6(1), 8-20. Retrieved from <http://www.academicjournals.org/BMBR>
- Do, T. X., Lim, Y.-I., Jang, S., & Chung, H.-J. (2015). Hierarchical economic potential approach for techno-economic evaluation of bioethanol production from palm empty fruit bunches. *Bioresource Technology*, 189, 224-235. <http://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.04.020>
- Erdei, B., Galbe, M., & Zacchi, G. (2013). Simultaneous saccharification and co-fermentation of whole wheat in

- integrated ethanol production. *Biomass and Bioenergy*, 56, 506-514
- Gnansounou, E., & A. Dauriat. (2011). Techno-economic Analysis of Lignocellulosic Ethanol: a Review. *Bioresource Technology* 101(13): 4980-4991.
- Hayashi, Y., Sugiyama, S., Kawanishi, T., & Shimizu, N. (1999). Kinetics of sorption and permeation of water in glassy polyimide. *Journal of Membrane Science*, 156(1), 11-16
- Indonesia-Investments. 2015. Palm Oil in Indonesia. from Indonesian CPO Production & Export - Indonesia Investments.htm: <http://www.indonesia-investments.com/business/commodities /palm-oil/item166>. 17 Mei 2015.
- Kahar, P., Taku, K., & Tanaka, S. (2010). Enzymatic digestion of corncobs pretreated with low strength of sulfuric acid for bioethanol production. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 110(4), 453-458. <http://doi.org/10.1016/j.jbiosc.2010.05.002>
- Kassim, M. A., Kheang, L. S., Bakar, N. A., Aziz, A. A., & Som, R. M. (2011). Bioethanol Production from Enzymatically Saccharified Empty Fruit Bunches Hydrolysate using *Saccharomyces cerevisiae*. *Research Journal of Environmental Sciences*. <http://doi.org/10.3923/rjes.2011.573.586>
- Kazi, F. K., Fortman, J. A., Anex, R. P., Hsu, D. D., Aden, A., Dutta, A., & Kothandaraman, G. (2010). Techno-economic comparison of process technologies for biochemical ethanol production from corn stover. *Fuel*, 89(SUPPL. 1)
- Kita, H., Okamoto K. I., Yamamura, T & Abe, J. (2003). Zeolite Membranes for Fuel Ethanol Production. *Fuel Chemistry Division Preprints*, 48(1), 438.
- Klein-Marcuschamer, D., Oleskowicz-Popiel, P., Simmons, B. A., & Blanch, H. W. (2012). The challenge of enzyme cost in the production of lignocellulosic biofuels. *Biotechnology and Bioengineering*, 109(4), 1083-1087
- Kumar, D., & Murthy G. S. (2011). Impact of Pretreatment and Downstream Processing Technologies on Economics and Energy in Cellulosic Ethanol Production. *Biotechnology for Biofuels*, 4(1), 1-27.
- Scragg, A. H. 2009. Biofuels: Production, Application and Development. Cambridge, Massachusetts USA.
- Shen, F., Kumar, L., Hu, J., & Saddler, J. N. (2011). Evaluation of hemicellulose removal by xylanase and delignification on SHF and SSF for bioethanol production with steam-pretreated substrates. *Bioresource Technology*, 102(19), 8945-51. <http://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.07.028>
- Szitzkai, Z., Lelkes, Z., Rev, E., & Fonyo, Z. (2002). Optimization of hybrid ethanol dehydration systems. *Chemical Engineering and Processing*, 41(7), 631-646.
- Taherzadeh, M. J. & K. Karimi, K. (2008). Bioethanol: Market and Production Processes. *Biofuel Refining and*
- Kunnakorn, D., Rirksomboon, T., Siemanond, K., Aungkavattana, P., Kuanchertchoo, N., Chuntanaler, P., ... Wongkasemjit, S. (2013). Techno-economic comparison of energy usage between azeotropic distillation and hybrid system for water-ethanol separation. *Renewable Energy*, 51, 310-316
- Macrelli, S., Mogensen, J., & Zacchi, G. (2012). Techno-economic evaluation of 2nd generation bioethanol production from sugar cane bagasse and leaves integrated with the sugar-based ethanol process. *Biotechnology for Biofuels*, 5(1), 22. Retrieved from <http://www.biotechnologyforbiofuels.com/content/5/1/22>
- Mamat, R., & A. A. Aziz. (2014). Production of Powdered Plant Kernel Shell Using a Nano Mass Plant. Malaysian Palm Oil Board. Persiaran Institute. Selangor
- Muhammad, S, M. Gozan, H. Hermansyah, B. Prasetya, M. Nasikin, & T. Watanabe. 2008. Ethanol Production from Bagasse with Combination of Cellulase-Cellubiase in Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF) using White Rot Fungi Pre-Treatment, *Journal of Chemical and Natural Resources Engineering*, 3, 20-32
- Olofsson, K., Rudolf, A., & Lidén, G. (2008). Designing simultaneous saccharification and fermentation for improved xylose conversion by a recombinant strain of *Saccharomyces cerevisiae*. *Journal of Biotechnology*, 134(1-2), 112-120
- Pedersen, M., Johansen, K. S., & Meyer, A. S. (2011). Low temperature lignocellulose pretreatment: effects and interactions of pretreatment pH are critical for maximizing enzymatic monosaccharide yields from wheat straw. *Biotechnology for Biofuels*, 4, 11. <http://doi.org/10.1186/1754-6834-4-11>
- Roche, C. M., Dibble, C. J., Knutsen, J. S., Stickel, J. J., & Liberatore, M. W. (2009). Particle concentration and yield stress of biomass slurries during enzymatic hydrolysis at high-solids loadings. *Biotechnology and Bioengineering*, 104(2), 290-300
- Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A. (2008, September). Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. *Bioresource Technology* 99(13), 5270-5295.
- Performance. Editor Ahindra Nag. Mc Graw Hill Companies Inc. New York
- Wingren, A., Galbe, M., & Zacchi, G. (2008). Techno-economic evaluation of producing ethanol from softwood: comparison of SSF and SHF and identification of bottlenecks. *Biotechnology Progress*, 19(4), 1109-17. <http://doi.org/10.1021/bp0340180>
- Ying, T. Y., Teong, L. K., Abdullah, W. N. W., & Peng, L. C. (2014). The Effect of Various Pretreatment Methods on Oil Palm Empty Fruit Bunch (EFB) and Kenaf Core Fibers for Sugar Production. *Procedia Environmental Sciences*, 20, 328-335. <http://doi.org/10.1016/j.proenv.2014.03.041>