



UNIVERSITAS INDONESIA

**SIMULASI PRODUKSI BIOETANOL GENERASI DUA DARI
BAGAS DENGAN HIDROLISIS ASAM MENGGUNAKAN
SUPERPRO DESIGNER 5.5**

SKRIPSI

IUS PRATAMA

0906604230

FAKULTAS TEKNIK

PROGRAM EKSTENSI TEKNIK KIMIA

DEPOK

JUNI 2012



UNIVERSITAS INDONESIA

**SIMULASI PRODUKSI BIOETANOL GENERASI DUA DARI
BAGAS DENGAN HIDROLISIS ASAM MENGGUNAKAN
SUPERPRO DESIGNER 5.5**

SKRIPSI

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik
di Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia**

IUS PRATAMA

0906604230

FAKULTAS TEKNIK

PROGRAM STUDI EKSTENSI TEKNIK KIMIA

DEPOK

JUNI 2012

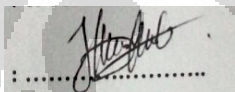
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

**Skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar**

Nama : Ius Pratama

NPM : 0906604230

Tanda Tangan


:
25 Juni 2012
:

Tanggal

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :

Nama : Ius Pratama

NPM : 0906604230

Program Studi : Teknik Kimia

Judul Skripsi : Simulasi Produksi Bioetanol Generasi Dua Dari Bagas Dengan Hidrolisis Asam Menggunakan SuperPro Designer 5.5

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

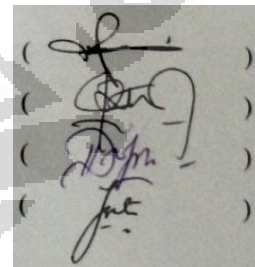
DEWAN PENGUJI

Pembimbing I : Dr. Ing. Misri Gozan, M.Tech

Penguji 1 : Rita Arbianti, ST., M.Si

Penguji 2 : Dianursanti, ST., MT

Penguji 3 : Dra. Yemirta, M.Si



(
(
(
(

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 25 Juni 2012

KATA PENGANTAR

Rasa syukur yang besar terutama saya ucapkan pada Tuhan Yang Maha Sempurna, oleh Dia yang begitu kasih memberikan berkat dan izin untuk dapat menyelesaikan skripsi ini. Disusunnya skripsi ini tidak lain untuk memenuhi salah satu syarat pencapaian gelar Sarjana Teknik di Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia. Kontribusi nyata yang saya terima dari berbagai pihak membantu saya dalam menyelesaikan perkuliahan hingga saat ini menyelesaikan skripsi. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih juga kepada :

1. Dr.Ing. Misri Gozan ., M.Tech sebagai dosen pembimbing yang telah membantu mencerahkan dalam kebuntuan penyusunan juga arahan-arahan secara komprehensif yang sangat membantu dalam menyelesaikan seminar ini;
2. Rachel Esmeralda, S.Sos yang selalu memberikan senyum dan semangat.
3. Orang tua dan keluarga atas dukungan material dan moral;
4. Teman – teman seperjuangan angkatan 2009 teknik kimia ekstensi yang selalu bersama hingga akhir perkuliahan; dan
5. Semua pihak yang tidak dapat dituliskan satu persatu.

Akhir kata, saya berharap Dia yang memiliki segala kuasa membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga skripsi ini memberikan manfaat yang berarti bagi pengembangan ilmu keteknikan.

Depok, Juni 2012

Penulis

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

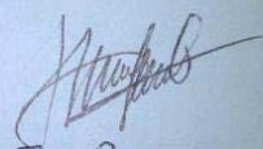
Nama : Ius Pratama
NPM : 0906604230
Program Studi : Teknik Kimia
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis karya : Skripsi

demikian pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul :

**SIMULASI PRODUKSI BIOETANOL GENERASI DUA DARI
BAGAS DENGAN HIDROLISIS ASAM MENGGUNAKAN
SUPERPRO DESIGNER 5.5**

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok
Pada tanggal : 25 Juni 2012
Yang menyatakan

(..... Ius Pratama)

ABSTRAK

Nama : Ius Pratama
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Simulasi Produksi Bioetanol Generasi Dua Dari Bagas Dengan Hidrolisis Asam Menggunakan Superpro Designer 5.5

Simulasi yang dilakukan pada bagian hulu produksi bioetanol generasi dua ini bertujuan untuk mengoptimisasi biaya proses produksi secara sederhana dan dapat dikembangkan selanjutnya variasi metode dalam proses sehingga selanjutnya dapat dilihat tingkat efektivitas dari proses yang dilakukan. Metode yang digunakan ialah dengan hidrolisis asam dalam pemecahan polimer gula yang kemudian difermentasi dengan yeast yang mengandung *S.cerevisiae*. Data yang digunakan berasal dari beberapa penelitian sebelumnya yang dimasukkan sebagai data dan kemudian disimulasikan dengan SuperPro Designer. Analisa sensitivitas variabel pun dilakukan untuk mengetahui variabel yang paling mempengaruhi keekonomian proses.

Kata Kunci :

Bioetanol, bagas, simulasi, superpro designer

ABSTRACT

Name : Ius Pratama

Study Program : Chemical Engineering

Title : Second Generation Bioethanol Production From Bagasse
Using SuperPro Designer 5.5 Simulation

This upstream bioethanol process simulation aim to optimize process production cost and the simulation can be modified to any variation of method in the process in bioethanol production to compare the effectivity of each variation. Acid hydrolization is applied in this process design, the acid will crack the polimer of cellulose and fermented by *yeast* which contain *S.cereviseae*. The source data in the simulation are obtained from the previous researches that have relation with the process.

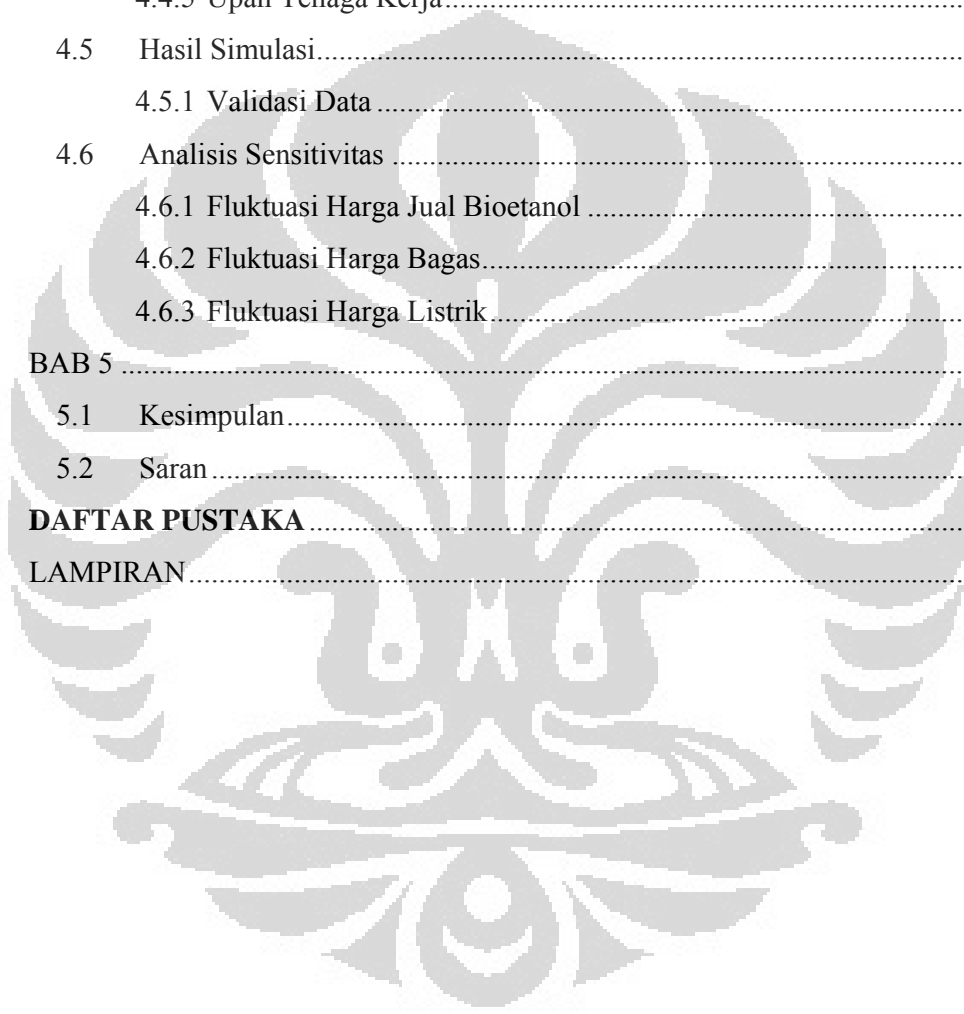
Keywords :

Bioethanol, bagasse, simulation, superpro designer

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
ABSTRAK.....	vi
ABSTRACT.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xii
BAB 1.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	3
1.3 Tujuan Penelitian.....	4
1.4 Batasan Masalah.....	4
1.5 Sistematika Penelitian.....	4
BAB 2.....	6
2.1 Etanol.....	6
2.1.1 Etanol di beberapa negara.....	7
2.2 Perkembangan penelitian Bioetanol.....	8
2.3 Bagas.....	12
2.3.1 Material Lignoselulose.....	12
2.3.1.1 Selulosa.....	12
2.3.1.2 Lignin.....	13
2.3.1.3 Hemiselulosa.....	14
2.4 Perlakuan Awal.....	15
2.4.1 Fisik.....	15
2.4.2 Kimia.....	16
2.4.3 Kimia-Fisik.....	16
2.4.4 Biologi.....	16
2.5 Hidrolisis Asam.....	16

2.6	Fermentasi	17
2.7	SuperPro Designer Simulator 5.5	17
BAB 3	19
3.1	Tahap Penelitian	19
3.2	Deskripsi Proses	20
3.2.1	Diagram Alir Proses	20
3.2.2	Pemilihan Proses	21
3.2.3	Mendefinisikan Komponen	22
3.2.4	Penentuan Unit Prosedur	24
3.2.5	Penentuan Keekonomian	29
3.2.6	Menjalankan Simulasi	34
BAB 4	35
4.1	Analisis Pemilihan Proses	35
4.2	Pembahasan Proses	35
4.2.1	Tahap Awal	36
4.2.2	Tahap Utama	36
4.2.3	Tahap Akhir	36
4.2.4	Spesifikasi Umpan dan Kapasitas Produksi	37
4.2.5	Susunan Peralatan	37
4.2.6	Penjadwalan	38
4.3	Pembahasan Penentuan Spesifikasi Peralatan	39
4.3.1	Belt Conveyor	39
4.3.2	Blending Tank (Tangki Pengasaman)	39
4.3.3	Plate and Frame Filtration (Delignifikasi)	40
4.3.4	Blending Tank (Tangki Pembasaan)	40
4.3.5	Fermentor	41
4.3.6	Distillation Column	41
4.4	Pembahasan Penentuan Keekonomian	43
4.4.1	<i>Raw Material</i>	43
4.4.1.1	Bagas	43
4.4.1.2	Air	43
4.4.1.3	Asam Sulfat (Sulfuric acid)	43



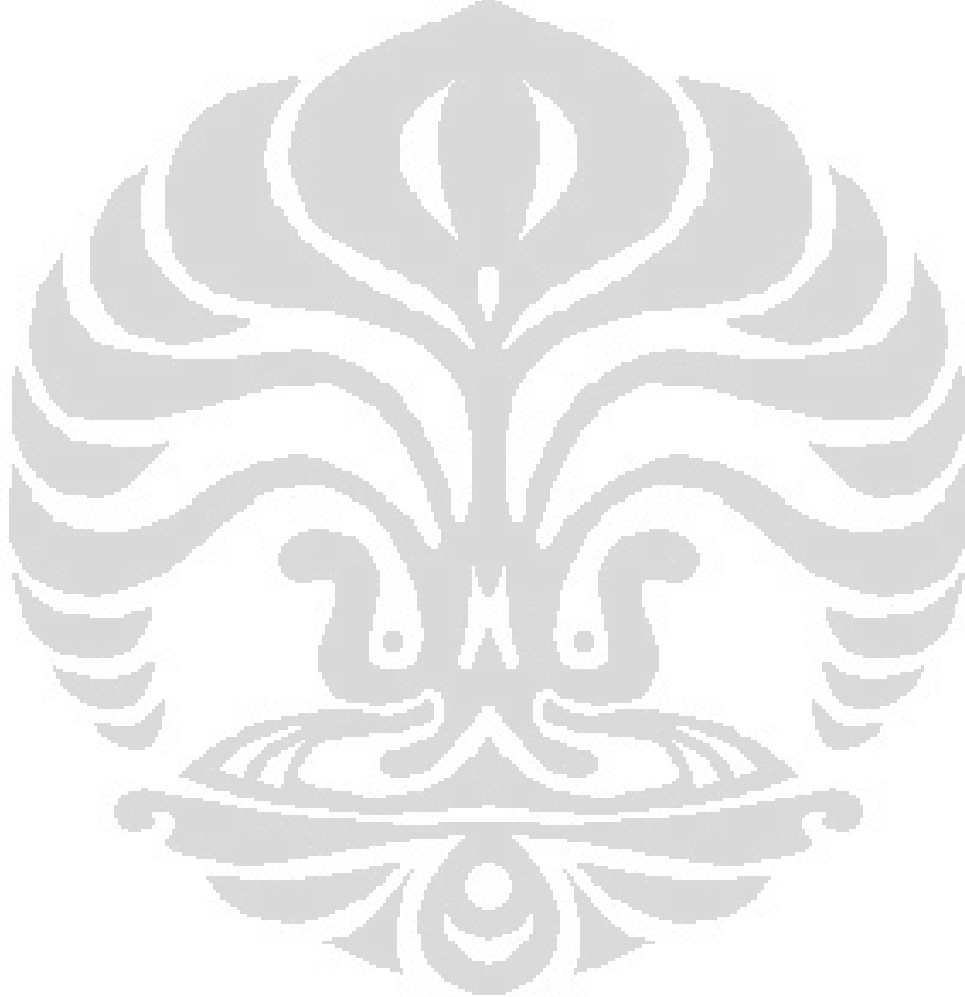
4.4.1.4 Calcium carbonat.....	43
4.4.1.5 Yeast.....	43
4.4.2 Produk.....	44
4.4.2.1 Bioetanol.....	44
4.4.3 Waste.....	44
4.4.4 Periode Proyek dan Depresiasi serta <i>Income Taxes</i>	44
4.4.5 Upah Tenaga Kerja.....	45
4.5 Hasil Simulasi.....	45
4.5.1 Validasi Data.....	45
4.6 Analisis Sensitivitas.....	46
4.6.1 Fluktuasi Harga Jual Bioetanol.....	46
4.6.2 Fluktuasi Harga Bagas.....	48
4.6.3 Fluktuasi Harga Listrik.....	50
BAB 5	53
5.1 Kesimpulan.....	53
5.2 Saran.....	53
DAFTAR PUSTAKA	54
LAMPIRAN	56

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik tingkat konsumsi minyak di indonesia 2000-2010	2
Gambar 2.1. Diagram alir sederhana proses pembentukan bioetanol	6
Gambar 2.2 Bagas	12
Gambar 2.3 Struktur selobiosa	13
Gambar 2.4 Struktur selulosa	13
Gambar 2.5 Struktur lignin	14
Gambar 2.6 Struktur hemiselulosa	15
Gambar 3.1 Skema penelitian	19
Gambar 3.2 Skema penyusunan pada <i>software</i>	20
Gambar 3.3 Skema proses tahap utama produksi bioetanol	20
Gambar 3.4 Skema proses dengan komponen tahap utama produksi bioetanol	21
Gambar 3.5 Pengaturan mode pada awal simulasi	22
Gambar 3.6 Pemilihan komponen pada <i>software</i> SuperPro Designer	23
Gambar 3.7 Memasukkan properti komponen pada <i>software</i> SuperPro Designer	24
Gambar 3.8 Memasukkan operasi unit prosedur pada <i>software</i> SuperPro Designer	26
Gambar 3.9 Memasukkan pengaturan penjadwalan unit pada <i>software</i> SuperPro Designer	27
Gambar 3.10 Contoh komentar bila terjadi kesalahan dalam penjadwalan dalam simulasi	27
Gambar 3.11 Memasukkan kondisi operasi pada <i>software</i> SuperPro Designer	28
Gambar 3.12 Icon <i>connect mode</i> untuk menghubungkan peralatan	29
Gambar 3.13 Memasukkan harga bahan baku pada <i>software</i> SuperPro Designer	29
Gambar 3.14 Memasukkan harga unit pada <i>software</i> SuperPro Designer	30
Gambar 3.15 Memasukkan upah tenaga kerja dalam <i>software</i> SuperPro Designer	31
Gambar 3.16 Memasukkan rincian upah tenaga kerja dalam <i>software</i> SuperPro Designer	31
Gambar 3.17 Memasukkan pengaturan <i>depreciation period</i> dalam <i>software</i> SuperPro Designer	32
Gambar 3.18 Memasukkan biaya limbah dalam <i>software</i> SuperPro Designer	33
Gambar 3.19 Memasukkan biaya utilitas dalam <i>software</i> SuperPro Designer	34
Gambar 4.2 Diagram alir proses produksi bioetanol generasi dua pada kertas kerja	38
Gambar 4.25 <i>Executive summary report</i> simulasi	45
Gambar 4.26 Grafik fluktuasi harga bioetanol terhadap PBP	47
Gambar 4.27 Grafik fluktuasi harga bioetanol terhadap NPV	47
Gambar 4.28 Grafik fluktuasi harga bioetanol terhadap IRR	48
Gambar 4.29 Grafik fluktuasi harga bagas terhadap PBP	49
Gambar 4.30 Grafik fluktuasi harga bagas terhadap NPV	49
Gambar 4.31 Grafik Fluktuasi harga bagas terhadap IRR	50
Gambar 4.32 Grafik fluktuasi harga listrik terhadap PBP	51
Gambar 4.33 Grafik fluktuasi harga listrik terhadap NPV	51
Gambar 4.34 Grafik fluktuasi harga bagas terhadap IRR	52

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data statistik konsumsi minyak	1
Tabel 2.1 Beberapa Penelitian Mengenai Bioetanol	10
Tabel 2.2 <i>State of The Art</i>	11
Tabel 2.3 Komposisi biomas beberapa produk agrikultur.....	15
Tabel 4.1 Perbedaan <i>batch</i> dan <i>continuous</i> pada simulasi	35
Tabel 4.5 Penggunaan bahan baku proses	43
Tabel 4.6 Komponen – komponen pada aliran <i>slurry</i>	44



BAB 1 PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

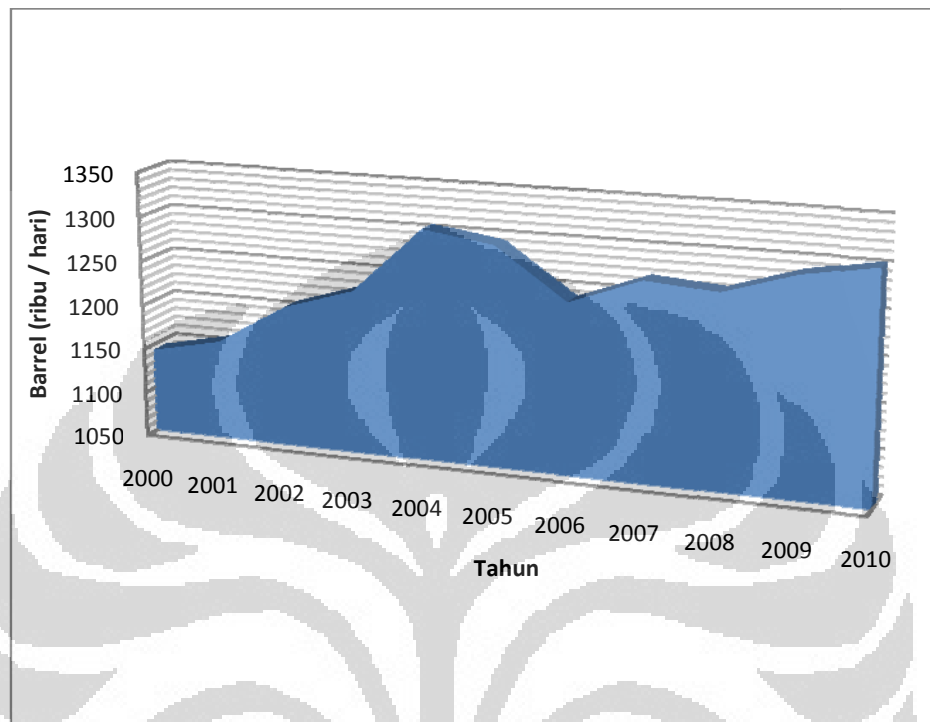
Adanya fenomena krisis energi yang bangsa Indonesia alami merupakan kenyataan yang tak dapat dipungkiri, ketimpangan konsumsi dengan produksi dalam sektor minyak bumi yang tercatat bahwa di tahun 2010, minyak bumi yang terproduksi di Indonesia adalah sebesar 986 ribu barel/hari sedangkan untuk konsumsinya sebesar 1304 ribu barel/hari. Data konsumsi tersebut ditunjukkan pada Tabel 1.1 di bawah ini.

Tabel 1.1 Data statistik konsumsi minyak (British Petroleum, 2011)

Dalam ribuan/hari	2005	2006	2007	2008	2009	2010	Perubahan 2009 dan 2010
US	20802	20687	20680	19498	18771	19148	2.00%
Canada	2229	2246	2323	2288	2179	2276	5.40%
Mexico	2032	2021	2070	2055	1996	1994	-1.20%
Total North America	25063	24955	25073	23841	22946	23418	2.10%
Australia	886	918	925	936	931	941	0.80%
Bangladesh	94	93	93	98	100	101	0.40%
China	6944	7437	7817	7937	8201	9057	10.40%
China	285	305	324	293	280	324	15.20%
India	2567	2571	2835	3068	3211	3319	2.90%
Indonesia	1295	1240	1270	1264	1289	1304	0.70%
Japan	5334	5203	5029	4836	4391	4451	1.50%
Malaysia	523	512	542	544	538	556	3.30%
New Zealand	152	155	155	156	147	147	0.10%
Pakistan	311	354	385	386	412	410	-0.60%
Philippines	315	285	300	265	281	282	0.10%
Singapore	817	865	941	990	1067	1185	10.90%
South Korea	2308	2317	2389	2287	2326	2384	2.50%
Taiwan	1049	1039	1093	990	983	1026	4.70%
Thailand	1096	1097	1088	1090	1121	1128	0.50%
Vietnam	258	254	283	300	304	338	10.40%

Sumber : British Petroleum

, dan secara grafik khususnya untuk data negara Indonesia ditunjukkan oleh gambar di bawah ini :



Gambar 1.1 Grafik tingkat konsumsi minyak di Indonesia 2000-2010 (British Petroleum, 2011)

Adanya selisih yang besar ini memicu bangsa Indonesia mengalami pergeseran semula merupakan net-eksportir menjadi net-importir. Pergeseran yang terjadi juga merupakan dampak langsung dari peningkatan yang cukup besar kependudukan nasional, data BPS menunjukkan bahwa peningkatan jumlah penduduk Indonesia dalam 10 tahun terakhir ialah sebesar ± 30 juta jiwa berdasarkan data Biro Pusat Statistik sehingga kebutuhan energi nasional tentu akan meningkat.

Ketergantungan akan energi fosil yang selama puluhan dekade terjadi, mengakibatkan sumber minyak bumi yang tersedia semakin sedikit (*unrenewable energy*). Beberapa alternatif energi yang menjadi perhatian di dalam ARN 2010-1014 :

- a. panas bumi;
- b. angin;

- c. batubara peringkat rendah;
- d. *biofuels*, termasuk *biodiesel* dan *bioethanol*;
- e. biomasa dan biogas;
- f. suryafotovoltaik;
- g. hidrogen dan *fuel-cell*;
- h. nuklir;
- i. energi laut, termasuk gelombang dan arus laut;
- j. *coal bed methane*;
- k. konservasi energi.

Salah satu energi alternatif yang relatif murah dilihat dari aspek produksi serta bersifat ramah lingkungan adalah bioetanol yang berasal dari substansi biomass limbah-limbah perkebunan juga pertanian, bahan – bahan yang mengandung lignoselulosa ini berasal dari bagas, tandan kosong kelapa sawit, jagung, dan sebagainya. Oleh karena itu penelitian difokuskan pada pengembangan bioetanol sebagai sumber energi alternatif. Beberapa penelitian telah dilakukan dalam upaya meningkatkan konversi bioetanol, untuk menghasilkan hasil yang lebih efektif.

Dalam hal ini, simulasi dilakukan sebagai estimator nilai kelayakan secara kasar apakah suatu *plant* bioetanol ini dapat direalisasikan atau tidak. Simulasi pun dapat mempermudah pekerjaan dalam perancangan suatu proses dalam *plant*. Proses produksi yang disimulasikan di dalam *software* diasumsikan merepresentasi keadaan sebenarnya. Komponen – komponen yang disusun disesuaikan dengan keadaan rencana *plant*, dilakukan pendekatan – pendekatan secara empiris melalui persamaan – persamaan. Untuk simulasi pada produksi bioetanol generasi satu sudah dilakukan hingga optimisasi biaya proses. Namun untuk generasi dua, simulasi pada bagian *upstream* belum banyak dilakukan. Untuk itu perlu dilakukan mensimulasikan produksi bioetanol pada proses generasi dua pada bagian *upstream*.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasar latar belakang di atas, yang menjadi masalah adalah perlunya suatu pemodelan optimisasi biaya produksi bioetanol generasi dua.

Dengan demikian hal yang perlu diketahui lebih detail :

1. Pilihan unit prosedur dan kondisi operasi yang sesuai;
2. Nilai keekonomian kasar dari produksi bioetanol generasi dua;
3. Analisis sensitivitas pada beberapa komponen di dalam proses.

1.3 Tujuan Penelitian

Secara umum tujuan penelitian ini adalah mengoptimisasikan biaya produksi bioetanol generasi dua melalui variasi kondisi operasi dengan menggunakan simulasi SuperPro Designer.

Tujuan secara khusus dalam penelitian ini untuk mengetahui :

1. Nilai yield bioetanol dengan metode hidrolisis asam;
2. Nilai kelayakan perancangan untuk direalisasikan;
3. Variabel yang paling sensitif terhadap keekonomian di dalam proses.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam penelitian ini adalah :

1. Simulator yang dipakai adalah SuperPro Designer 5.5;
2. Data gula yang dipakai berasal dari penelitian Samsuri ;
3. Perlakuan awal yang dipakai untuk memecah polimer gula memakai hidrolisis asam ;
4. Variabel untuk analisis sensitifitas ialah PBP, NPV dan IRR.

1.5 Sistematika Penelitian

BAB I Pendahuluan

Berisi latar belakang, rumusan masalah, tujuan penulisan, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB II Tinjauan Pustaka

Berisi tinjauan pustaka yang menjadi dasar penelitian yang meliputi penjelasan tentang komponen - komponen dalam proses antara lain : *raw material*, produk, peralatan, *software* SuperPro Designer, fermentasi, metode – metode perlakuan awal yang sering dilakukan.

BAB III Metode Penelitian

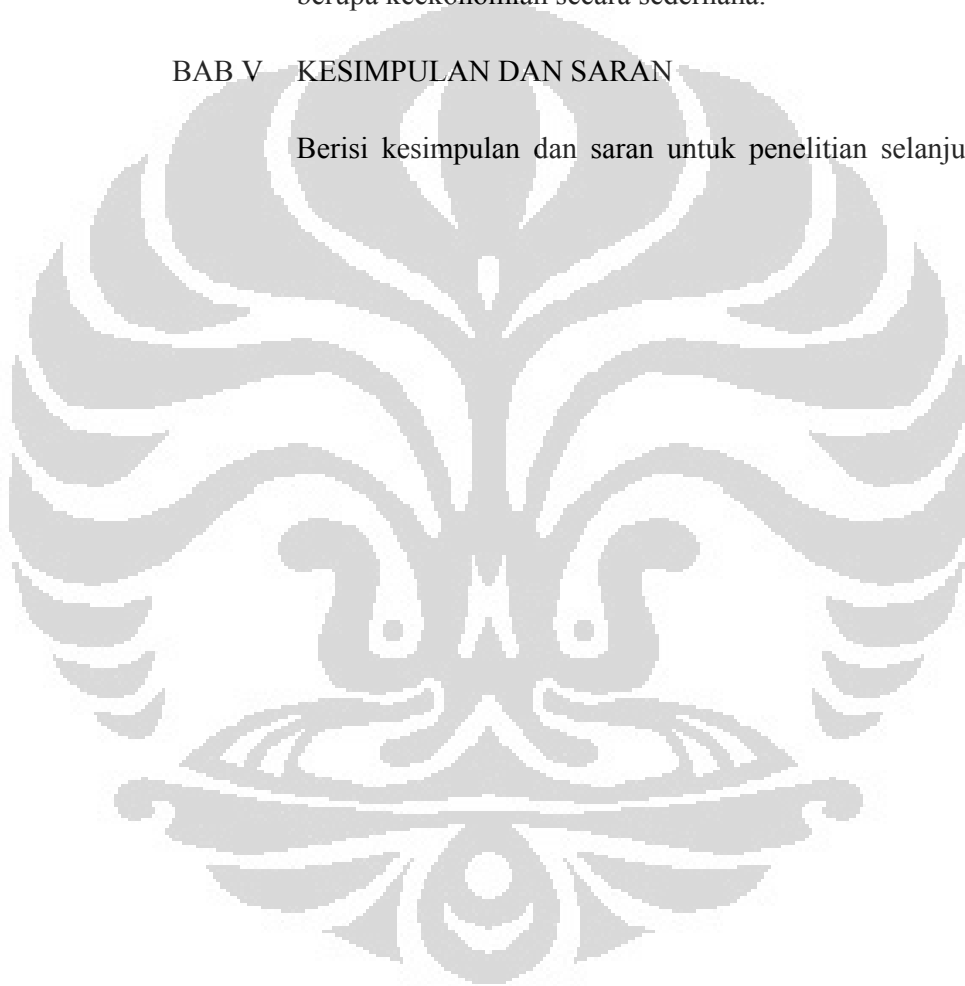
Berisi penjelasan mengenai prosedur penelitian secara umum.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Berisi tutorial penyusunan simulasi dan hasil simulasi berupa keekonomian secara sederhana.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Berisi kesimpulan dan saran untuk penelitian selanjutnya.



BAB 2

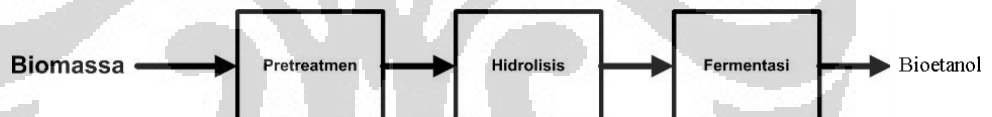
TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Etanol

Etanol yang termasuk dalam golongan senyawa hidrokarbon memiliki rumus molekul C_2H_5OH . Penggunaan pertama kali etanol sendiri pada sejarahnya ialah sebagai pelarut dalam minuman beralkohol. Secara alami, etanol terbentuk dari proses fermentasi mikroba tertentu terhadap substrat yang mengandung bahan karbohidrat, sedangkan secara sintesis pertama kali produksinya diperkenalkan dengan cara hidrasi senyawa etilena dengan katalis asam (Hennel, 1828)

Perkembangan pemanfaatan etanol selain untuk pelarut minuman beralkohol, penggunaan dalam industri kosmetik sudah banyak dipakai. Peruntukkan teranyar, etanol diharapkan sebagai bahan bakar alternatif. Untuk bahan baku yang sering digunakan beberapa diantaranya ialah jagung, tandan kosong kelapa sawit, bagas, singkong, dan lain lain.

Proses secara umum pembentukan etanol ialah



Gambar 2.1. Diagram alir sederhana proses pembentukan bioetanol

Penggunaan bioetanol sebagai bahan bakar kendaraan sudah mulai diterapkan baik sebagai komposisi pencampur atau sebagai aditif pengganti bahan konvensional yang kurang ramah lingkungan.

Aditif sebelumnya yang sudah digunakan sejak lama ialah MTBE (Metil Tersier Butil Eter) dan TEL (Tetra Ethyl Lead) mengandung sisa reaksi pemakaian yang kurang ramah lingkungan (menghasilkan logam berat).

Dicampurnya bioetanol itu sendiri ke dalam bensin dengan komposisi tertentu memberikan perbedaan efisiensi yang lebih baik pada daya kerja mesin serta menghasilkan keluaran gas buang melalui knalpot lebih bersahabat bagi lingkungan. Pencampuran ini dikenal dengan nama

gasohol, bila dikodekan BE-5 maka komposisi bensin dengan bioetanol ialah 95% dan 5%.

2.1.1 Etanol di beberapa negara

Di beberapa negara, komposisi ini sedikit berbeda pada rancangan alternatif energi masing masing tergantung teknologi di negara itu sendiri. Di India, kebijakan komposisi bahan bakar fosil – bioetanol nya meningkat secara bertahap sehubungan pengembangan produksinya, demikian rincian pengembangannya :

- 2003 : campuran 5% etanol diberlakukan di beberapa wilayah negara India
- 2004 : campuran 5% etanol diberlakukan di seluruh wilayah negara India
- 2005 : campuran 10% etanol untuk 9 negara bagian India
- 2006 : campuran 10% etanol untuk seluruh negara bagian India.

Target negara India sendiri ialah mencampurkan etanol dalam bahan bakar mesin bensinnya hingga sebanyak 20%, sehingga jumlah kebutuhannya akan meningkat lebih banyak. Untuk negara yang sudah maju seperti Amerika dan Kanada, target yang diinginkan pun berbeda. Amerika melalui kongres *clean air act* pada tahun 1978 beragendakan perbaikan emisi gas buang yang lebih ramah lingkungan, berencana mengganti aditif-aditif konvensional yang berpotensi bahaya seperti tersebutkan di atas yakni TEL dan MTBE. Penggunaan gasohol (gasoline-bioetanol) sebagai bentuk penanganan pun diberlakukan. Produksi awal di tahun 2000 masih sekitar 3 juta ton per tahunnya, dan pada tahun 2010 produksinya mencapai ± 25 juta ton per tahunnya. Untuk konsumsinya tercatat terjadi peningkatan yang cukup besar dari tahun 2000 hingga 2010 sekitar $\pm 21,4$ juta ton per tahunnya (*www.bp.com*).

Sebagian besar bahan baku yang dijadikan bahan untuk proses produksi bioetanol di Amerika adalah biji jagung. Proses produksi ini dicanangkan di beberapa negara bagian sebagai wujud nyata mengurangi ketergantungan pada bahan bakar fosil semata. Dengan di berlakukannya penanaman tersebut, lapangan kerja dan pasar lokal pun mengalami peningkatan

yang cukup besar menjadi impact dalam menjaga perekonomian daerah. Hal ini menjadi dorongan kuat penerapan etanol sebagai BBM di Amerika Serikat melalui dukungan pemerintah lokal atau daerah.

2.2 Perkembangan penelitian Bioetanol

Material yang menjadi fokus terkini dalam penelitian pengembangan produksi bioetanol secara meluas ialah lignoselulosa dari tanaman. Berbagai metode proses produksi khususnya dalam perlakuan awal telah banyak dilakukan sehubungan upaya meningkatkan nilai konversi bahan baku ke produk.

Penelitian dengan penambahan zat alkali pada bahan baku jagung telah dilakukan di tahun 2000. Fokus daripada penelitian ini ialah produksi glukosa dan xylosa, dengan kondisi operasi waktu diam 4 minggu, suhu 55°C, menghasilkan yield glukosa terhadap jagung sebesar 92% dan xylosa sebesar 77,7% (Kaar WE, Holtzapple MT, 2000).

Kemudian di tahun 2002 dilakukan perlakuan awal penambahan asam (H_2SO_4 0,49%) pada bahan baku jagung. Fokus yang sama dengan yang disebutkan di atas menghasilkan yield glukosa yang lebih kecil yaitu sekitar 91,6% namun memiliki yield yang cukup signifikan lebih besar pada xylosa yaitu sebesar 91,2% (Kálmán G, Varga E, Reczey K, 2002).

Di tahun 2008 dilakukan penelitian berbahan dasar limbar kertas yang di daur ulang dengan fokus perbedaan metode yaitu *SSF* dan *SHF* dengan keduanya menggunakan agen fermentasi yang sama yaitu *Pichia stipitis*, ternyata pada *SHF* membutuhkan waktu yang cukup lama yakni 179 jam dengan produk etanol 19.6 g/L sedangkan untuk *SSF* membutuhkan waktu hanya 48 jam dengan produk etanol 18.6 g/L (S. Marques, L. Alves, J.C. Roseiro, F.M. Gi'rio, 2008).

Di tahun yang sama, terangkum penelitian berbahan baku *rice hull* dengan fokus sakarifikasi dan proses enzimatik dengan kondisi operasi perlakuan awal penambahan *lime* ; 100 mg/g hulls , temperatur 121°C , waktu diam 1 jam. Pada reaksi enzimatik nya dilakukan penambahan *cellulase*, *β -glucosidase*, *hemicellulase* yang menghasilkan produk yield etanol sebesar 11g/L (Badal C. Saha, Michael A. Cotta, 2008).

Pada tahun selanjutnya yaitu tahun 2009, *switchgrass* dijadikan bahan dasar dalam produksi bioetanol. Perlakuan awal yang dijadikan fokus ialah *hydrothermal* dengan kondisi operasi yaitu 210°C dan waktu diam sekitar 15 menit menghasilkan produk yield etanol 16.8 g/L (72% teoritis) (Lilis Suryawati, Mark R. Wilkins, Danielle D. Bellmer, Raymond L. Huhnke, Niels O. Maness, Ibrahim M. Banat, 2009) .

Di tahun 2008, dilakukan penelitian dengan bahan dasar ampas tebu atau dikenal dengan bagas dimana fokus penelitian ditujukan enzimatik prosesnya dengan optimum enzim yang digunakan ialah kombinasi antara selulase-selobiase-xylanase dengan produk yield etanol sebesar 19,7% (Samsuri, 2008).

Kemudian di tahun 2010 dilakukan penelitian dengan bahan dasar TKKS (tandan kosong kelapa sawit) yang difokuskan pada hidrolisis enzimatik dengan perlakuan awal steaming hingga didapat yield etanol sebesar 23,56% (Rudi, 2010).

Tabel 2.1 Beberapa Penelitian Mengenai Bioetanol

Raw material	Metode	Hasil	referensi
molase	konsentrasi Glucose Yeast Peptone, optimum pada G=10%	molase 0.18% ; pH=5.2 ;etOH sebelum destilasi=19.65% ; etOH setelah destilasi = 90.5%	Simanjuntak, R.2009
RPS	SHF & SSF menggunakan Pichia stipitis (dari 178.6 g/L RPS kering)	SHF : 179 h , etOH 19.6 g/L ; SSF : 48 h , etOH 18.6 g/L	S.Marques, et al , 2008
Rice Hull	lime, 100 mg/g hulls , 121°C , 1h enzim sakarifikasi (45°C,pH 5, 72 h) cellulase, β-glucosidase, hemicellulase 0.15 mL hulls masing masing 154 mg/g	etOH 11 g/L	Badal C.Saha, et al., 2008
Switchgrass	hydrothermal 210°C , t= 15'	etOH 16.8 g/L (72% teoritis)	Lilis.S, et al., 2009
Corn	AFEX (NH3) t=5', T=90°C, DM= 63%wt. Enzymatic condition= 1% glucan, dicuci, 50°C, 15 FPU/g cellulase	glucose yield = 96% xylose yield= 77.7%	Dale BE, et al.,1982
Corn	Alkali (Ca(OH) ₂) t= 4 minggu, T=55°C, enzymatic condition 1% glucan, dicuci, 50°C, 15 FPU/g cellulase	glucose yield = 92% xylose yield= 77.7%	Kaar WE, et al., 2000
Corn	Acid (H ₂ SO ₄ 0.49%) t=20', T=160°C, DM=5%wt, enzymatic condition 1% glucan, dicuci, 50°C, 15 FPU/g cellulase	glucose yield = 91.6% xylose yield = 91.2 %	Kalman G, et al., 2002
Corn	SO ₂ , T=170°C, t=9' with cellulase	glucose yield = 62.2% xylose yield = 67%	Mats G, et al.,2007
Corn	SO ₂ , T=170°C, t=9' with cellulase and xylanase	glucose yield = 70.7% xylose yield = 70.6%	
Corn	SO ₂ , T=190oC, t=5' with cellulase	glucose yield = 83.2% xylose yield = 70.5%	
Corn	SO ₂ , T=170°C, t=5' with cellulase and xylanase	glucose yield = 96% xylose yield = 73.9%	
Corn	tanpa katalis, T=190oC, t=5' dengan cellulase	glucose yield = 69.3% xylose yield = 74.6%	
Corn	tanpa katalis, T=190oC, t=5' dengan cellulase dan xylanase	glucose yield = 93.8% xylose yield = 85.3%	
TKKS	hidrolisis, enzimatik , pretreatment steaming; optimum kondisi operasi: ukuran feed= 63um, T selobiase=50oC, T selulase=37oC, pH= 5, t= 45 jam	23.56% etanol (yield dari TKKS feed)	Rudi, 2010
Bagas	enzymatic hidrolisis , biologis pretreatment L.Edodes, enzym selulase-selobiase-xylanase ; pH 5 t 96jam	19.7% etanol (yield dari bagas)	Samsuri, 2008
Bagas	enzim xylanase, variasi pH, HCl, L.edodes	HCL 1%=3,249 g/L atau 5,6 % ; pH 5 = 2,709 g/L atau 4,7 % ; pH 5 dan L.edodes = 3,202 g/L atau 5,6 %	M.Baiquni, 2007

Tabel 2.2 *State of The Art*

		<i>Raw Material</i>			
		Limbah Kertas	Bagas	<i>Sugarcane</i>	Jagung
Penelitian Laboratorium		pH 5. Selulase & selobiase. Variasi kertas koran ; HVS tinta ; HVS kosong (Yulis, 2009)			
		Selulase (Vasco, 2009)			
	pH & konsentrasi asam	Xylanase. Variasi pH 4 ; 4,5 ; 5. Variasi konsentrasi asam 0,5% & 1% (Baiquni, 2007)			
		Selulase & selobiase. Variasi pH 4 ; 4,5 ; 5. Variasi konsentrasi asam 0,5% & 1% (Hanifah, 2007)			
	enzim	Selulase (Mardias, 2007) variasi enzim : selulase ; xylanase ; selulase-selobiase ; selulase - xylanase ; selulase-selobiase-xylanase (Samsuri, 2008)			
	Suhu				(Varga, et al.,2004)
	Metode	Komposisi			
Simulasi		Limbah Kertas	Bagas	<i>Sugarcane</i>	Jagung
	Asam	Penelitian yang akan dilakukan			
	Suhu alkali				
	waktu diam				
	H2O2				
				(Marina, et al., 2010)	

2.3 Bagas

Tebu atau dalam bahasa latin disebut *Saacharum officinarum* merupakan tanaman yang digunakan pada industri gula. Material polisakarida yang terkandung di dalam tanaman tebu diperkirakan mencapai 70% terbagi dari selulosa 50-55 % dan hemiselulosa 15-20 % , material lignin yang terkandung sebesar 20- 23 % (Samsuri, 2008).

Kandungan polisakarida di dalam tebu terdiri dari beberapa jenis monosakarida seperti glukosa, fruktosa, xylosa, mannososa, galaktosa, arabinosa serta polisakarida lain yang tergolong dalam pentosa dan hexosa sehingga dikategorikan sebagai *lignocellulosic material* , dan yang terbesar kandungan monosakarida nya ialah glukosa dan xylosa.

Luas area tanaman tebu di Indonesia cukup luas yakni sekitar 335.724,7 hektar di wilayah Sumatera, Jawa dan Kalimantan (Dewan Gula Nasional). Pemanfaatan dari limbah industri gula di Indonesia belum banyak dimanfaatkan. Kandungan karbohidrat yang tinggi di dalam residu ini sangat potensial untuk dikonversikan menjadi energi. Gambar bagas ditunjukkan di bawah ini.



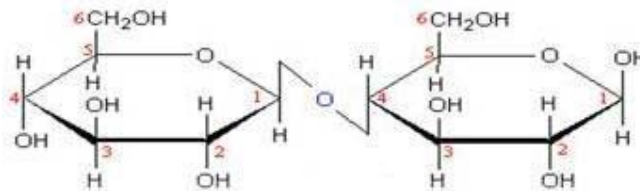
Gambar 2.2 Bagas (www.ceesdghana.org)

2.3.1 Material Lignoselulose

2.3.1.1 Selulosa

Merupakan salah satu jenis polisakarida kompleks yang banyak terdapat di tanaman dan mengandung banyak kandungan monomer – monomer didalamnya. Yang termasuk menjadi penyusun selulosa sendiri ialah D-Glukosa (β -1,4-glycosidic). Adanya pengulangan dari rantai selulosa dengan ikatan dua

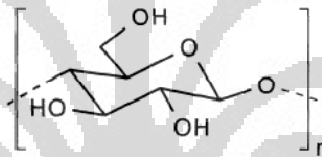
buah glukosa akan membentuk selobiosa. Struktur selobiosa dapat dilihat di gambar 2.1.



Gambar 2.3 Struktur selobiosa (Fessenden R.J., Fessenden, j.s)

Karakteristik dari serat selulosa yang ada di dalam tanaman merupakan serat yang halus, memiliki ikatan hidrogen intramolekul dan antarmolekul yang cukup tinggi. Oleh karena itu selulosa sulit untuk diuraikan tanpa bantuan eksternal kimia atau juga enzim (selulase).

Untuk struktur dari selulosa ditunjukkan di bawah ini.



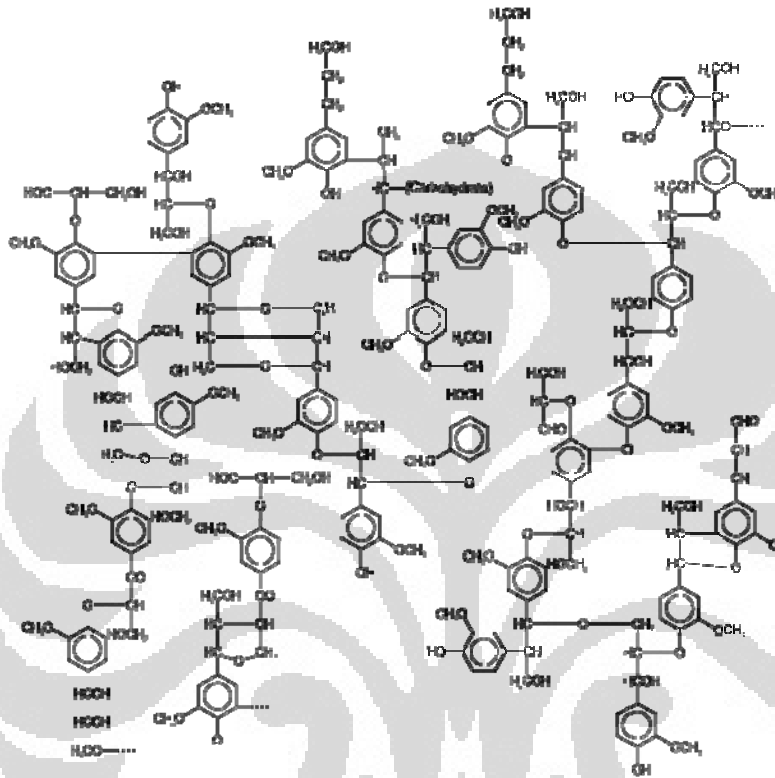
Gambar 2.4 Struktur selulosa (Comprehensive Cellulose Chemistry Volume 2)

Gugus fungsi rantai selulosa adalah gugus fungsi hidroksil (-OH). Gugus fungsi ini mampu mengikat ikatan (-OH) lain atau juga dengan grup yang memiliki unsur (O-), (N-), (S-) membentuk ikatan hidrogen. Sifat suka air (hidrofilik) pada selulosa merupakan pengaruh dari gugus hidroksil itu sendiri. Kestabilan senyawa selulosa yang disebutkan sulit untuk diurai tanpa bantuan eksternal kimia maupun enzim dipengaruhi ikatan hidrogen di sepanjang rantainya. Di tiap kristal selulosa mengandung sepuluh rantai monomer glukosa. Tujuh diantaranya telah teridentifikasi, yaitu I α , I β , II, III_I, III_{II}, IV_I, IV_{II}. Dan selulosa yang paling banyak ditemui adalah selulosa I α dan I β (Aktar M, 1996)

2.3.1.2 Lignin

Komponen yang juga terdapat di dalam kayu pada pohon adalah lignin, massa molekulnya sendiri berkisar antara 6000-8000. Pada jenis kayu

Picea abies terdiri dari 80-85 % dari polimer ikatan karbohidrat dengan lignin, dimana glikolignin dan 15-20 % merupakan massa molar rendah lignin, monomer – monomer, dan oligomer (Wolfgang, 1989). Untuk struktur lignin ditunjukkan di bawah ini :



Gambar 2.5 Struktur lignin (Comprehensive Cellulose Chemistry Volume 2)

Perlunya dilakukan upaya mendegradasi lignin dikarenakan kehadiran lignin dalam reaksi hidolisis akan menjadi penghambat reaksi. Degradasi lignin dapat dilakukan dengan cara kimia, biologi, fisik, maupun fisik-kimia.

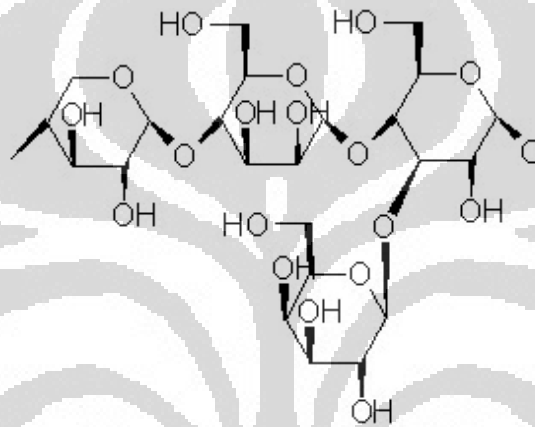
2.3.1.3 Hemiselulosa

Hemiselulosa penyusun dari lignoselulosa berbentuk matriks (matriks polisakarida) yang terdiri dari gula – gula monomer yakni golongan pentosa (xylose, arabinose) dan golongan heksosa (*mannose, glucose, galactose*). Berbeda dengan selulosa yang berantai lurus, hemiselulosa memiliki rantai bercabang dan rantai yang lebih pendek dibandingkan selulosa.

Tabel 2.3 Komposisi biomas beberapa produk agrikultur (Badal, 2003)

	Composition (%. dry basis)		
	Cellulose	Hemicellulose	Lignin
Corn fiber ^a	15	35	8
Corn cob	45	35	15
Corn stover	40	25	17
Rice straw	35	25	12
Wheat straw	30	50	20
Sugarcane bagasse	40	24	25
Switchgrass	45	30	12
Coastal bermuda grass	25	35	6

Struktur hemiselulosa ditunjukkan di gambar ini.



Gambar 2.6 Struktur hemiselulosa (www.responsiblebusiness.eu)

2.4 Perlakuan Awal

2.4.1 Fisik

Secara fisik partikel substrat diperkecil dengan dilakukan penggilingan, biomassa yang telah menjadi bubuk halus diharapkan dapat meningkatkan luas permukaan selulosa. Selain penggilingan, perlakuan awal fisik yang sering dilakukan ialah penguapan pada suhu tinggi, dengan perlakuan panas ini, lignin yang menjadi penghambat reaksi dapat hancur.

Teknologi teranyar penghancuran lignin dengan radiasi sinar *gamma*, namun faktor biaya dan lingkungan membuat teknologi ini kurang diminati (Samsuri, 2008).

2.4.2 Kimia

Penambahan larutan alkali (NaOH) merupakan salah satu perlakuan awal yang mempengaruhi pengurangan derajat polimerisasi dan tingkat kristalisasi. Sehingga ikatan lignin terhadap karbohidrat tersebut melemah dan rusak dan masuknya enzim lebih mudah. Selain bahan yang bersifat basa, asam juga menjadi pilihan perlakuan awal yang sering dilakukan di beberapa penelitian, mekanisme kerja asam yang secara langsung merusak ikatan hemiselulosa di dalam sehingga proses enzimatik selanjutnya tidak terhalang (Samsuri, 2008).

2.4.3 Kimia-Fisik

Perlakuan awal golongan ini ialah perlakuan di tengah – tengah antara kimia dan fisika, pemberian bahan kimia yang kemudian diberi tekanan dengan kisaran 6 hingga 34 bar, perlakuan ini secara langsung dapat menghancurkan ikatan hemiselulosa untuk selanjutnya diproses secara enzimatik. Bahan kimia yang digunakan antara lain : SO₂, AFEX (*Ammonia fibre explosion* (NH₃), H₂SO₄. (Mabee W.E., et al, 2006).

2.4.4 Biologi

Perlakuan awal secara biologis memanfaatkan mikroorganisme yang dapat mendegradasi lignin, contoh mikroorganisme tersebut ialah *rot fungi*. Contoh mikroorganisme yang mampu mendegradasi lignin antara lain : *Pleurotus ostreatus*, *Phanerochaete sordida*, *Pycnoporus cinnabarinus*, *Sporotricum pulverulentum*, *Cyathus strecoreus*, *Pleurotus chrysosporium* (Samsuri, 2008)

2.5 Hidrolisis Asam

Proses yang pemecahan polimer gula yang digunakan ialah dengan menggunakan asam, kelebihan dari metode ini ialah penggunaan bahan (asam) yang lebih murah dibandingkan enzim yang memiliki harga lebih mahal, meskipun begitu diperlukan tangki tambahan dibandingkan proses yang memakai *SSF* (*simultaneous saccharification fermentation*) (Samsuri, 2008).

2.6 Fermentasi

Pembentukan etanol pada penelitian ini tidak terlepas dari adanya proses fermentasi yang dilakukan oleh *yeast*. *Yeast* yang memiliki material mengandung karbon (glukosa) untuk proses respirasi.

Reaksi fermentasi yang terjadi ialah :

Glukosa → EtOH + karbondioksida



Xylosa → EtOH + karbondioksida



2.7 SuperPro Designer Simulator 5.5

Seri perangkat untuk *software* Pro Designer mencakup SuperPro Designer dan EnviroPro Designer. SuperPro Designer merupakan perangkat lunak yang banyak digunakan oleh para *engineer* dan ilmuwan dari beberapa perusahaan seperti Abgenis, ADM, Ajinomoto (Jepang), Allergan, Avecia (Inggris), Aventis (Perancis, Canada, dan Amerika Serikat), AWE (Inggris), Baxter BioScience, Bio-Rad Laboratories, Biotechna (Lithuania), Bristol-Myers Squibb, Cabot Corporation, Cangene (Kanada), CDI, Centocor, Colgate Palmolive, CRAB (Italia), CRB Consulting Engineers, CuraGen, Development Center for Biotechnology (Taiwan), Dow Chemical, Diosynth, DSM Pharmaceuticals, Du Pont, Fluor, Frito-Lay, Genencor, GlaxoSmithKline, Hershey Foods, Hoffmann-La Roche, ICOS Pharmaceuticals, Idec Pharmaceuticals, IFF, Intel, Jacobs Engineering, Kraft Foods, Kvaerner Process, Lockwood Greene, Lonza Biologics, Lucent, Merck, M+W Zander Facility Engineering (Jerman), Novo Nordisk (Denmark), Pfizer, Procter & Gamble, Purdue Pharma, Regeneron, Scherring – Plough, Schweizerhall, Serono DOA, DOD, DOE, Wacker – Chemie (Jerman), Wyeth Pharma, dan lain lain.

Perangkat dari *software* Pro Designer dewasa ini memberikan susunan pilihan yang terbaik untuk setiap proses kimia, biokimia atau teknik lingkungan dan ilmuwan dalam bidang *R&D* , teknik proses atau manufaktur.

Pada Pro Designer ini juga dapat berhubungan dalam biokimia, farmasi, kekhukusan bahan kimia tertentu, perusahaan makanan atau yang berhubungan dengan konsultan lingkungan juga pemurnian/perawatan air.

Perlengkapan yang terdapat di dalam Pro Designer ini meliputi beberapa alternatif proses, yaitu :

1. Neraca Massa dan Energi dari Proses yang tergabung;
2. Pengaturan Ukuran Peralatan;
3. Penjadwalan dari Proses *Batch*;
4. Analisa Biaya dan Evaluasi Keekonomisan;
5. Analisa Produk;
6. Dugaan Dampak Lingkungan.

Perangkat ini dapat membuat laporan ke dalam aplikasi Windows yang sering digunakan (Ms.Excel, Ms.Word, dan lain lain).

Pada penelitian ini simulasi hanya terbatas pada reaksi konversi material lignoselulosa menjadi etanol saja, reaksi samping yang terjadi tidak dibahas lebih mendalam. Untuk unit prosedur yang digunakan dijelaskan di bab selanjutnya.

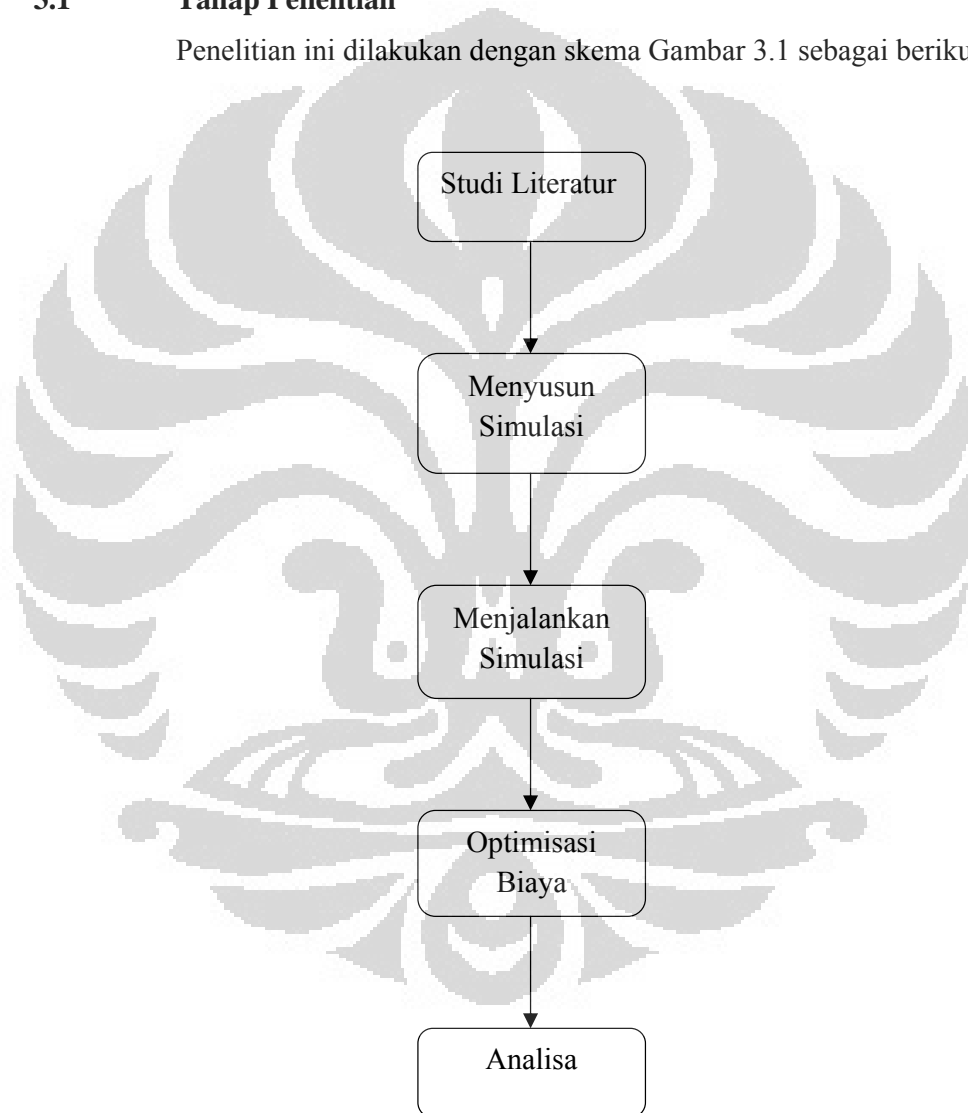
BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

Sesuai dengan tujuan penelitian ini, maka metode yang dilakukan dijabarkan di bawah ini.

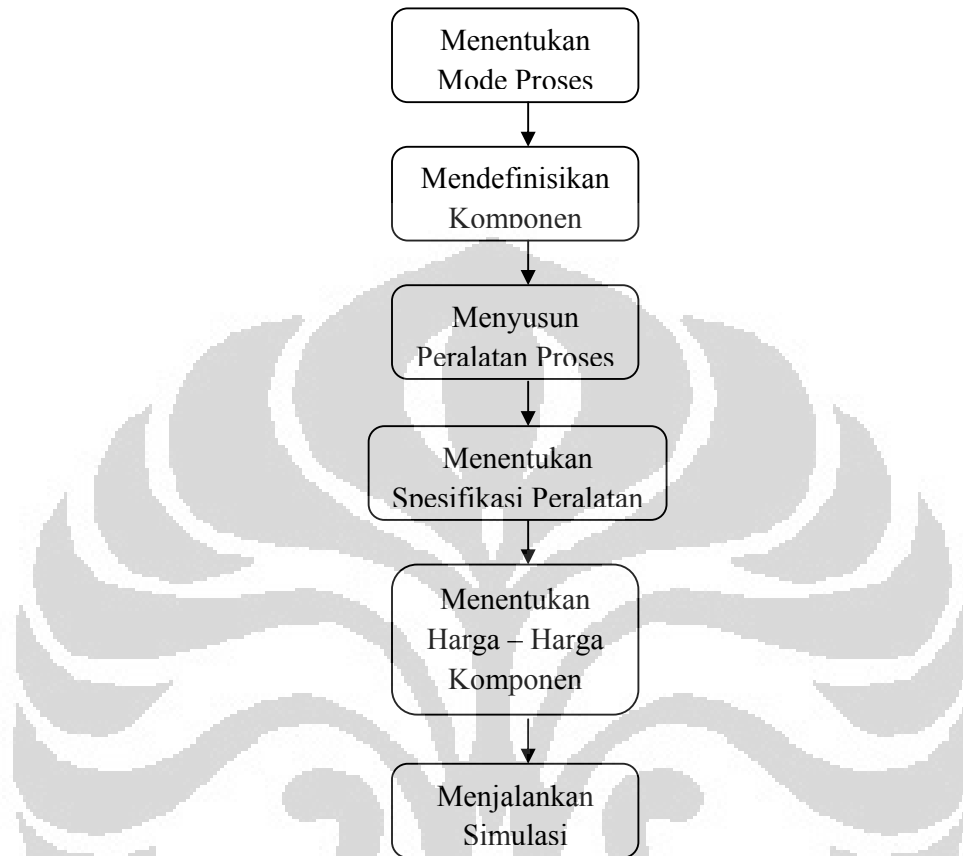
3.1 Tahap Penelitian

Penelitian ini dilakukan dengan skema Gambar 3.1 sebagai berikut :



Gambar 3.1 Skema penelitian

Secara skematis penyusunan simulasi ditunjukkan pada Gambar 3.2 di bawah ini.

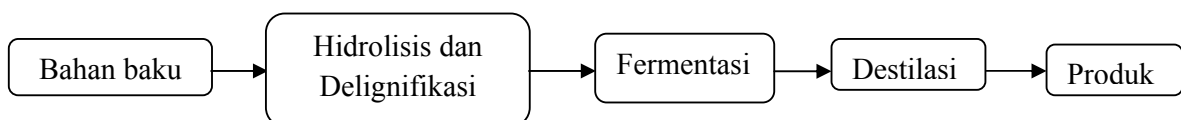


Gambar 3.2 Skema penyusunan pada *software*

3.2 Deskripsi Proses

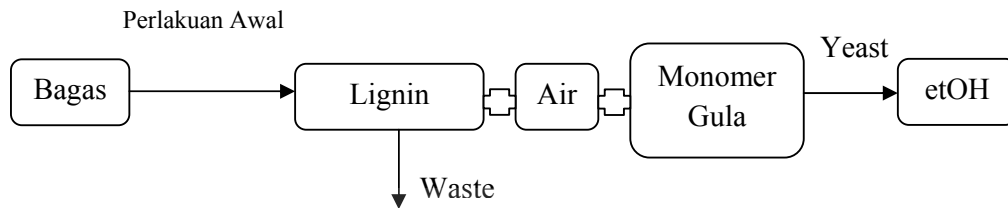
3.2.1 Diagram Alir Proses

Penelitian simulasi ini perlu ditentukan tahapan – tahapan proses utama yang akan dilakukan pada kertas kerja SuperPro, untuk itu perlu diketahui dahulu diagram alir proses yang akan diterapkan. Setelah mencari di beberapa sumber, diagram alir proses produksi bioetanol pada penelitian ini dapat diskemakan seperti Gambar 3.3 dibawah ini.



Gambar 3.3 Skema proses tahap utama produksi bioetanol

Ataupun juga dapat dilihat dengan sedikit penjabaran komponen seperti ditunjukkan pada Gambar 3.4 di bawah ini :



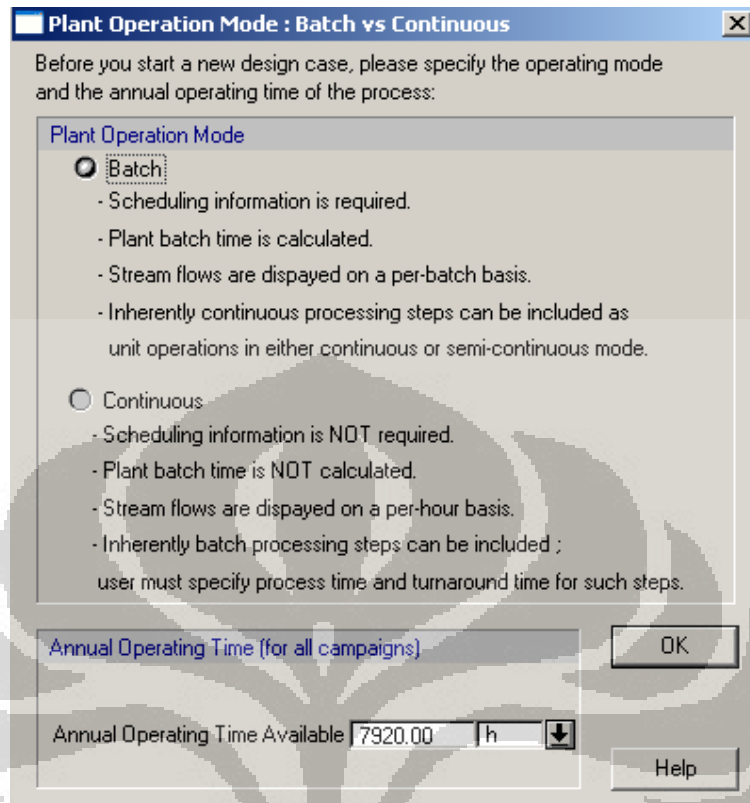
Gambar 3.4 Skema proses dengan komponen tahap utama produksi bioetanol

Diagram alir proses di atas yang akan menjadi acuan pemilihan unit prosedur di dalam kertas kerja SuperPro.

3.2.2 Pemilihan Proses

Setelah didapatkan diagram alir proses yang akan diterapkan, pada penelitian ini, tahap selanjutnya dalam memulai simulasi adalah pemilihan proses. Pemilihan proses ini bergantung pada proses yang akan dilakukan, pemilihan proses terbagi dalam dua pilihan yakni *batch* dan *continuous*. Pada *plant* yang kontinyu semua tahapan berkelanjutan dan untuk tipe *batch* semua tahapan proses memiliki siklus, ada beberapa kasus proses memiliki kombinasi antara mode *batch* (siklik) dimana ada waktu yang kosong dan di satu sisi ada beberapa prosedur yang dijalankan secara kontinyu. Apabila proses diatur pada mode *continuous* maka untuk pengaturan penjadwalan tidak diperlukan baik pada operasi, unit prosedur maupun proses sendiri dan untuk fitur *Gantt Chart*, *Equipment Occupancy Chart* serta *Resource Tracking Chart* tidak diaktifkan. Sedangkan apabila proses diatur pada mode *batch* maka pengaturan penjadwalan pada waktu operasi, waktu bekerja unit prosedur dan waktu keseluruhan proses harus diatur secara manual.

Perlunya pengkajian lebih dahulu apakah proses ini harus dilakukan dalam mode *batch* ataupun *continuous*. Pengkajian tersebut akan dibahas pada bab selanjutnya. Untuk memasukkan pengaturan *batch* atau *continuous* ditunjukkan pada Gambar 3.5 di bawah ini. Pemilihan tersebut dilakukan di awal setelah membuka *software* tersebut dan memilih *new sheet*.



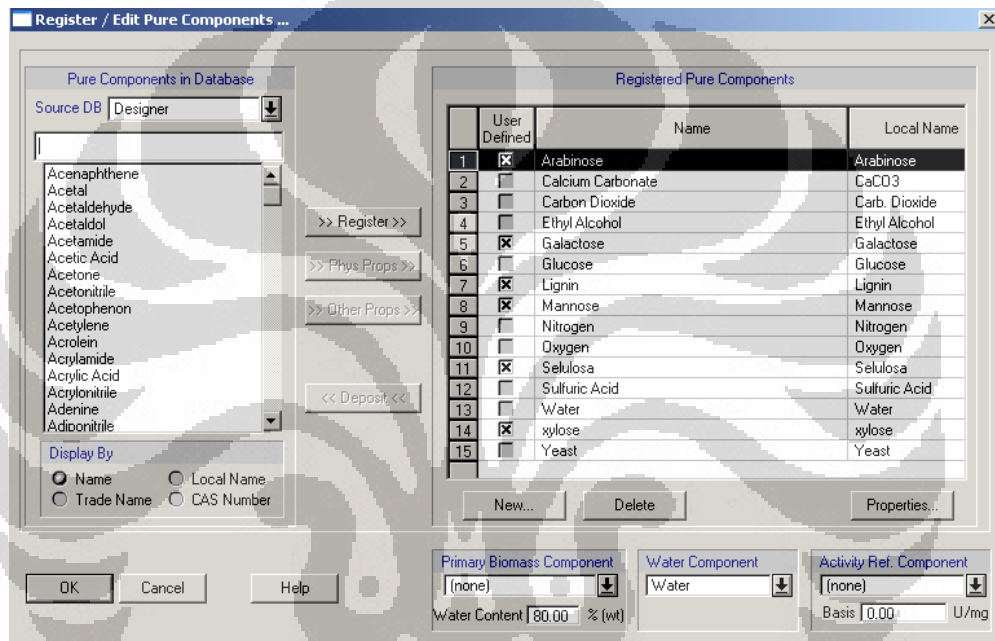
Gambar 3.5 Pengaturan mode pada awal simulasi

3.2.3 Mendefinisikan Komponen

Tahap selanjutnya setelah menentukan jenis proses, dilakukan *input* komponen – komponen yang terlibat di dalam proses.

Komponen yang ada di dalam proses ini terepresentasi oleh SuperPro dalam dua kategori yakni *pure components* dan *stock mixtures* (campuran). *Pure components* ialah komponen yang diasumsikan tunggal yang terlibat di dalam proses (contoh : air, nitrogen, lignin), sedangkan *stock mixtures* adalah campuran dari *pure components* (contoh : bagas adalah campuran lignin, hemiselulosa, dan selulosa). Campuran ini biasanya digunakan untuk menjabarkan jumlah aliran dan komposisi dari aliran umpan proses. Campuran tersebut juga digunakan untuk menentukan pengaturan awal dari aliran umpan yang diperlukan. SuperPro sendiri telah memiliki *database* untuk *pure components* sebanyak 360 dan *stock mixtures* sebanyak 40. Pada versi SuperPro sebelumnya, properti fisik pada *database* komponen ini tidak dapat dimodifikasi dan untuk versi SuperPro Designer 5.5 yang digunakan sudah dapat dimodifikasi.

Apabila komponen yang diperlukan tidak terdapat di dalam *database* SuperPro, maka harus dilakukan penambahan *pure components* dan *stock mixtures* semua komponen yang diperlukan di dalam proses produksi bioetanol ini. Semua komponen – komponen tersebut baik *pure components* maupun *stock mixtures* harus diatur untuk properti fisiknya. Pengaturan *input* komponen yang dimasukkan ke dalam simulasi seperti ditunjukkan pada Gambar 3.6 dan properti fisik ditunjukkan pada Gambar 3.7 di bawah ini.



Gambar 3.6 Pemilihan komponen pada *software* SuperPro Designer

Property	Value	Unit
MW	1800.00	g/gmol
Enthalpy of Formation	-285830.00	J/gmol
Normal Boiling Point	100.00	°C
Normal Freezing Point	0.00	°C
Critical Properties		
Temperature	320.00	°C
Pressure	250.00	bar
Compressibility Factor	0.2350	
Acentric Factor (Omega)	0.3440	
Miscellaneous		
Henry's Const. x10**4	0.000000	atm-m3/gmol
Particle Size	0.00	micron
Default Volumetric Coefficient	1.00	

Gambar 3.7 Memasukkan properti komponen pada *software* SuperPro Designer

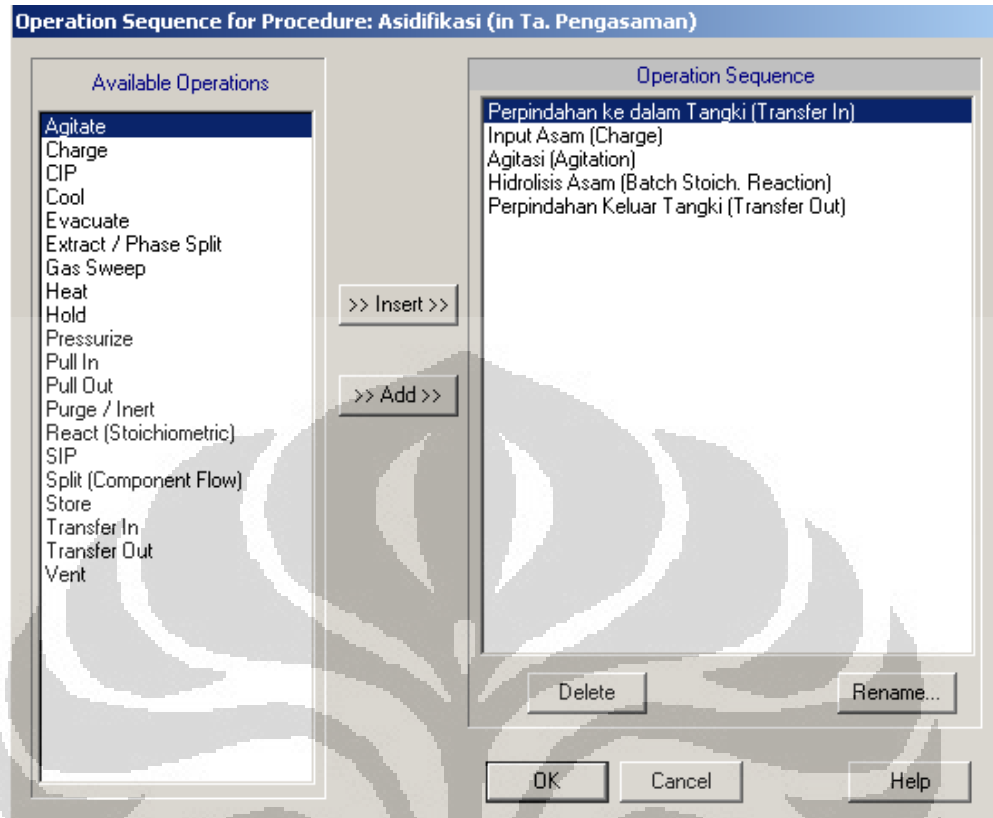
3.2.4 Penentuan Unit Prosedur

Setelah mendefinisikan komponen – komponen yang terlibat di dalam proses, dilakukan pemilihan – pemilihan peralatan yang terkait dalam proses sesuai pertimbangan jenis komponen dan kondisi operasi.

Konsep dari penyusunan unit prosedur adalah kunci dalam memodelkan proses dengan menggunakan SuperPro. Seperti dijelaskan pada poin sebelumnya bahwa unit prosedur bisa bekerja dalam operasi kontinyu dan/atau campuran. Untuk menambahkan unit prosedur di dalam kertas kerja, pastikan bahwa mode kursor dalam *standby*, kemudian pilih unit prosedur yang diinginkan pada *tabs unit procedures* menurut kategori – kategori yang tersedia yang

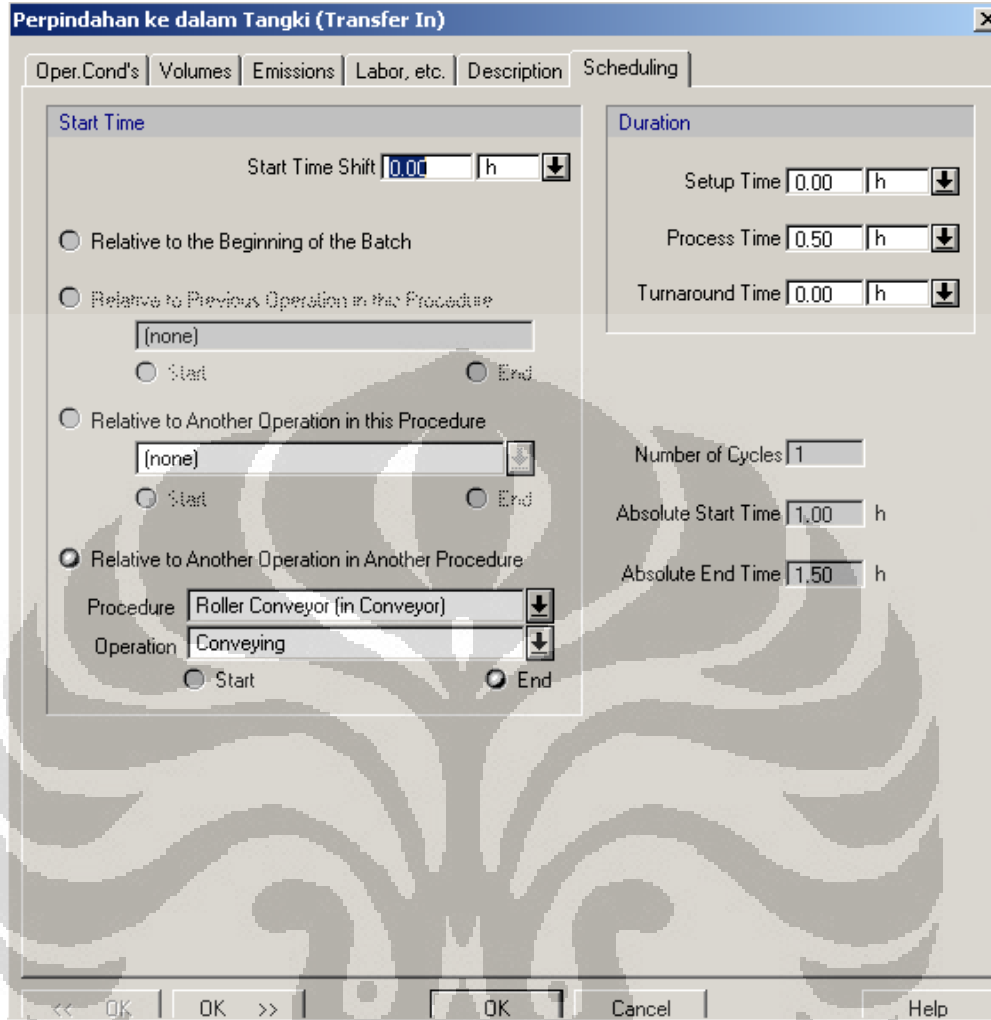
selanjutnya diletakkan pada kertas kerja . Bila ingin menambahkan unit prosedur yang sama, setelah memilih unit prosedur tertentu menekan tahan “Ctrl+Shift”. Memindahkan letak dari unit prosedur yang sudah ditentukan dan diletakkan dapat dilakukan dengan *dragging* unit prosedur tersebut ke tempat yang diinginkan, sedangkan bila ingin menghapus unit prosedur yang sudah ada dilakukan dengan menekan tombol “Del”. Unit prosedur yang sudah dihapus tidak dapat dikembalikan pengaturannya seperti sebelumnya sehingga harus benar – benar dipikirkan sebelum dilakukan penghapusan unit prosedur.

Menambahkan operasi yang terdapat di dalam tiap unit prosedur merupakan langkah lanjut setelah menambahkan unit prosedur yang diinginkan. Contoh umum operasi yang tersedia di dalam suatu *Vessel* ialah : Agitate, CIP (Clean-in-Place), Charge, Cool, Crystallize, Distill, Evacuate, Extract, Phase Split, Gas Sweep, Heat, Hold, Pressurize, Purge / Inert, React (Equilibrium / Kinetic / Stoichiometric), SIP (Steam-in-Place), Transfer In, Transfer Out, Vaporize / Concentrate, Vent. Cara memasukkan pengaturan operasi di dalam unit prosedur tersebut ditunjukkan pada Gambar 3.8 dibawah. Unit operasi yang dipilih ini merupakan langkah kerja yang akan dilakukan oleh unit prosedur tersebut.

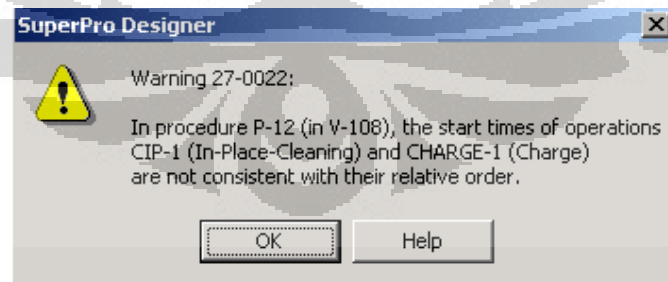


Gambar 3.8 Memasukkan operasi unit prosedur pada *software* SuperPro Designer

Setelah pengaturan operasi di dalam unit prosedur, perlu dilakukan penjadwalan atau *scheduling* dari tiap unit prosedur, hal ini dapat dilakukan melalui menu *scheduling* di tiap unit prosedur. Cara memasukkan pengaturan penjadwalan ditunjukkan pada Gambar 3.9 di bawah ini. Bila penjadwalan mengalami bentrok terhadap operasi baik di dalam unit prosedur yang sama maupun dengan unit prosedur yang lain, maka SuperPro akan memunculkan komentar untuk mengingatkan. Contoh komentar tersebut ditunjukkan pada Gambar 3.10 dibawah.



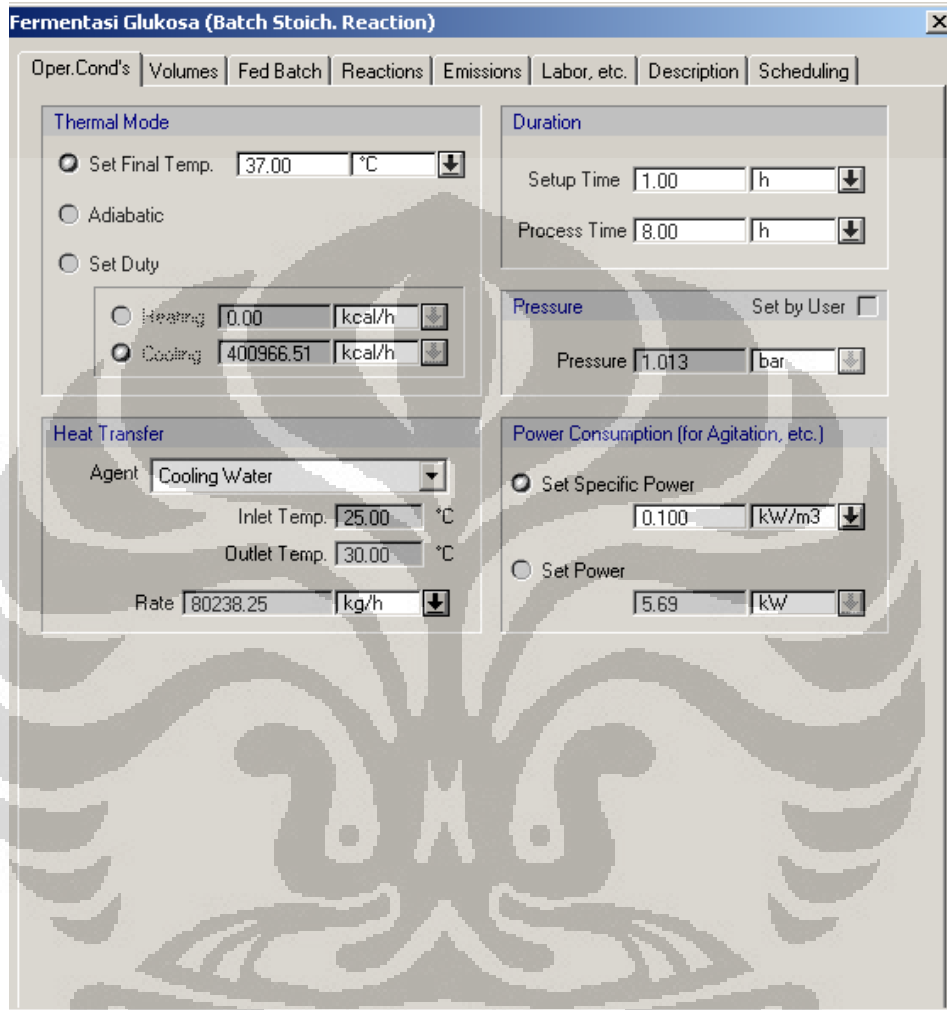
Gambar 3.9 Memasukkan pengaturan penjadwalan unit prosedur pada *software* SuperPro Designer



Gambar 3.10 Contoh komentar bila terjadi kesalahan dalam penjadwalan dalam simulasi

Penjadwalan yang sudah dilakukan kemudian ditentukan kondisi operasi serta spesifikasinya. Kondisi – kondisi operasi yang ditentukan berdasarkan penelitian orang lain yang berhubungan dengan proses produksi bioetanol ini. Contoh *input* kondisi operasi ditunjukkan pada Gambar 3.11

dibawah ini. Untuk spesifikasi, mode yang digunakan pada penelitian berbasis simulasi ini, mode yang dipilih ialah mode *design*. Mode *design* mengkalkulasi spesifikasi peralatan secara otomatis oleh *software*.



Gambar 3.11 Memasukkan kondisi operasi pada *software* SuperPro Designer

Peralatan yang sudah diinput pada kertas kerja, langkah selanjutnya ialah menghubungkan masing – masing peralatan sejak *rawmaterial* hingga berakhir ke produk. *Icon* pada simulasi untuk mode menghubungkan tersebut ditunjukkan pada Gambar 3.12 di bawah ini.



Gambar 3.12 Icon *connect mode* untuk menghubungkan peralatan

3.2.5 Penentuan Keekonomian

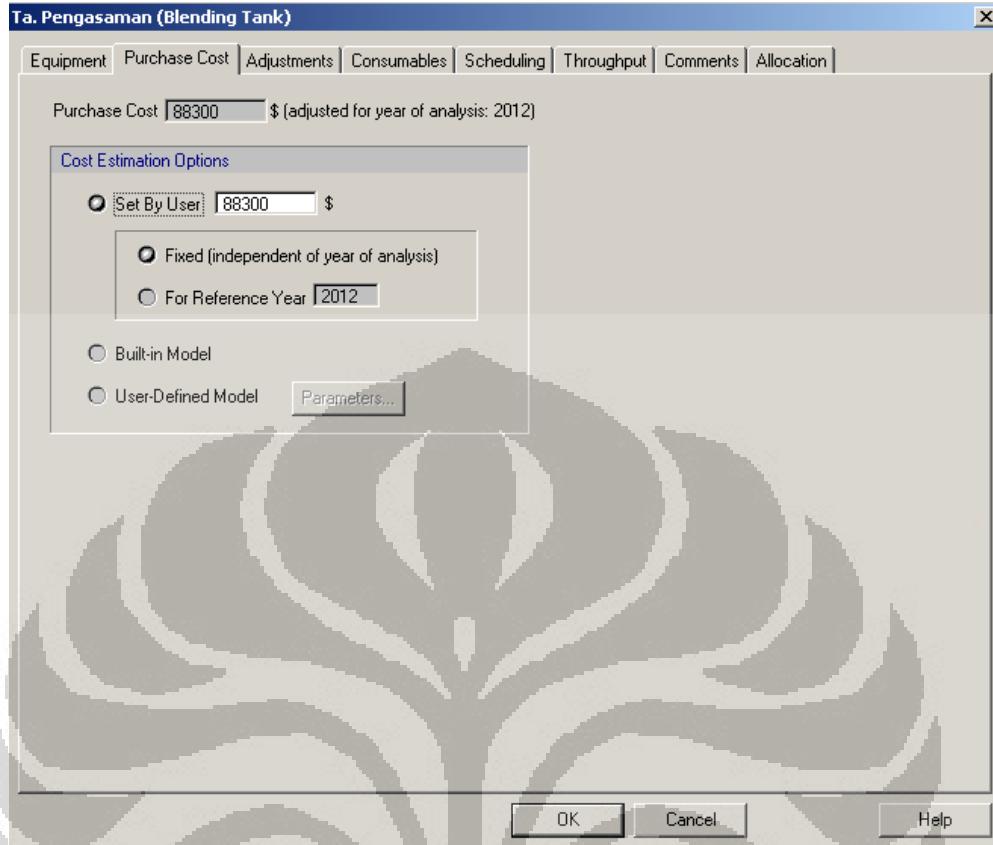
Pada penelitian kali ini, salah satu tujuannya ialah menentukan nilai kelayakan ekonomi secara kasar, untuk itu diperlukan penentuan keekonomiaian. *Software* SuperPro sendiri memiliki fitur untuk *user* dapat memasukkan data tersebut yang diperlukan, yakni :

1. *Raw Materials*

Bahan baku disini ialah semua bahan-bahan yang digunakan untuk memproduksi aliran produk yakni bioetanol. Cara memasukkan biaya bahan baku dan unit dalam *software* ditunjukkan pada Gambar 3.13 dan Gambar 3.14 di bawah ini.

The screenshot shows a dialog box titled "Stock Mixture Properties for : Bagasse". It has three tabs: "IDs", "Composition", and "Economics". The "Economics" tab is selected. Under "Purchase Price", there are two radio buttons: "Set by User" (which is selected) and "Calculated from Ingredients". The "Set by User" option has a text input field containing "0.020000" and a unit label "\$/kg". Below this, there is a "Supplier" section with a "Name" text input field and a "Comments" text area with scrollbars.

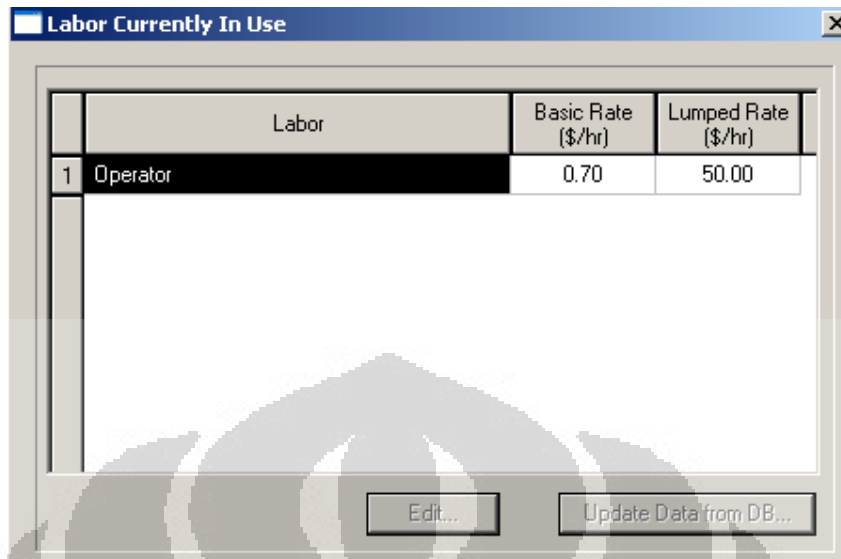
Gambar 3.13 Memasukkan harga bahan baku pada *software* SuperPro Designer



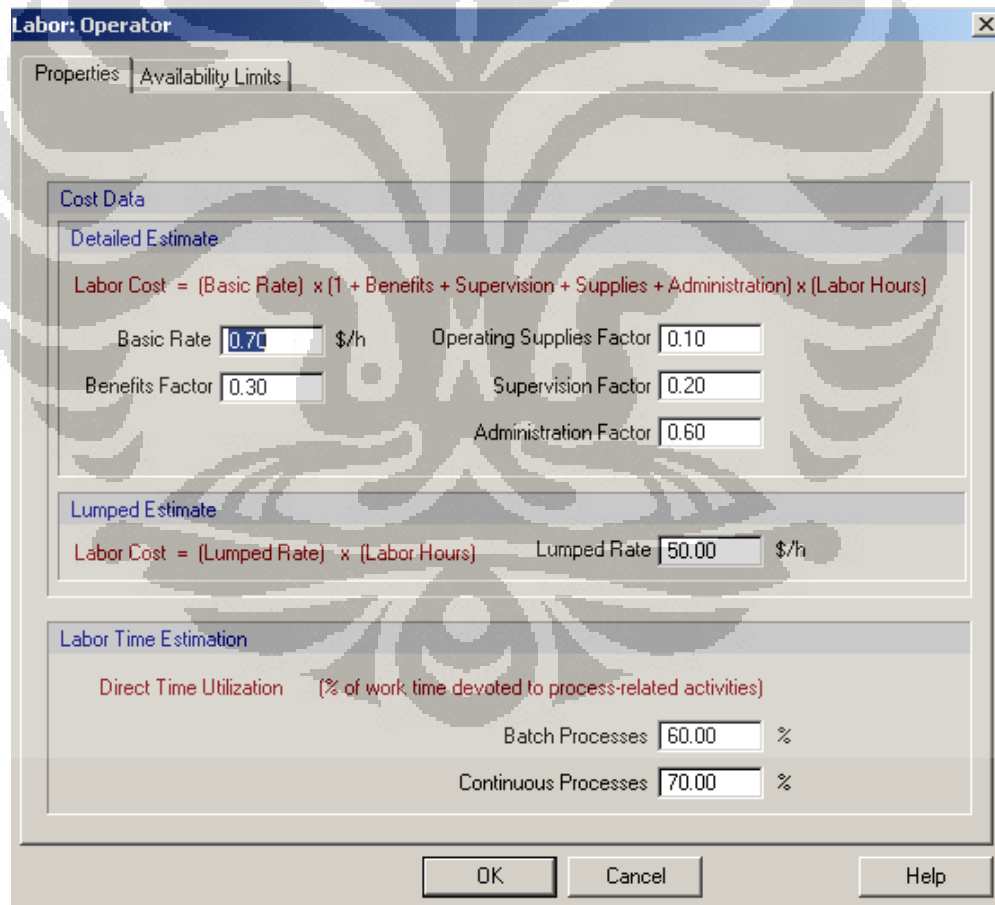
Gambar 3.14 Memasukkan harga unit pada *software* SuperPro Designer
 Sumber yang digunakan untuk memasukkan harga – harga komponen ini berasal dari jurnal maupun website terkait memiliki informasi bersangkutan. Selain bahan baku yang digunakan, harga unit juga harus ditetapkan.

2. *Labor-Dependent*

Merupakan semua upah tenaga kerja di luar laboratorium, QC dan QA. Cara memasukkan upah tenaga kerja dalam *software* ditunjukkan pada Gambar 3.15 dan Gambar 3.16 di bawah ini.



Gambar 3.15 Memasukkan upah tenaga kerja dalam *software* SuperPro Designer



Gambar 3.16 Memasukkan rincian upah tenaga kerja dalam *software* SuperPro Designer

3. *Equipment-Dependent*

Meliputi penentuan depresiasi peralatan. Cara memasukkan pengaturan depresiasi dalam *software* ditunjukkan pada Gambar 3.17 di bawah ini.

The screenshot shows the 'Economic Evaluation Parameters for Entire Project' dialog box. It has four tabs: 'Time Valuation', 'Financing', 'Production Level', and 'Misc.'. The 'Financing' tab is active. It is divided into three sections: 'Project Financing', 'DFC Outlay', and 'Depreciation'.
 - **Project Financing:** A table with columns 'Debt %', 'Loan Period (Years)', and 'Loan Interest %'. Rows include 'DFC', 'Working Capital', 'Up Front R&D', and 'Up Front Royalties'.
 - **DFC Outlay:** A list of years from 1st to 5th, each with a text box for a percentage value followed by '% DFC'.
 - **Depreciation:** Three radio buttons for 'Straight Line' (selected), 'Declining Balance', and 'Sum-Of-The-Years-Digit'. To the right are 'Depreciation Period' (15 years) and 'Salvage Value' (5.00 % DFC).
 At the bottom are 'OK', 'Cancel', and 'Help' buttons.

Gambar 3.17 Memasukkan pengaturan *depreciation period* dalam *software* SuperPro Designer

4. *Laboratory/QC/QA*

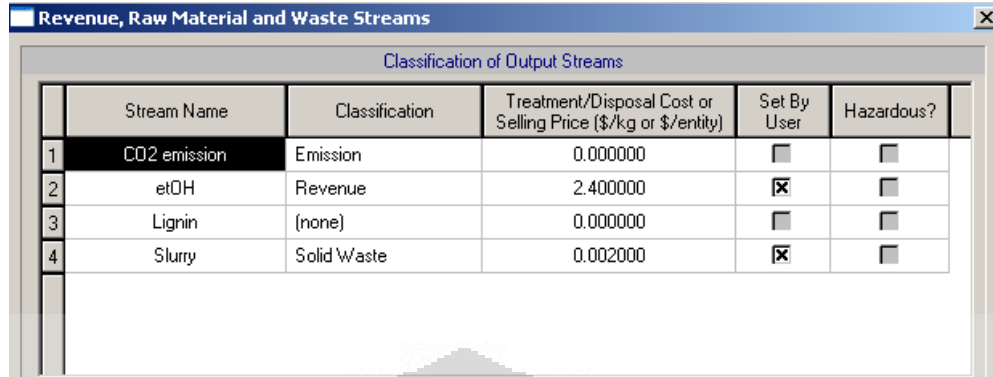
Simulasi ini tidak memperhitungkan faktor poin ini.

5. *Consumables*

Simulasi ini tidak memperhitungkan faktor poin ini.

6. *Waste Treatment/Disposal*

Meliputi pembiayaan untuk limbah padat, cair maupun emisi. Cara memasukkan pengaturan biaya limbah dalam *software* ditunjukkan pada Gambar 3.18 di bawah ini.

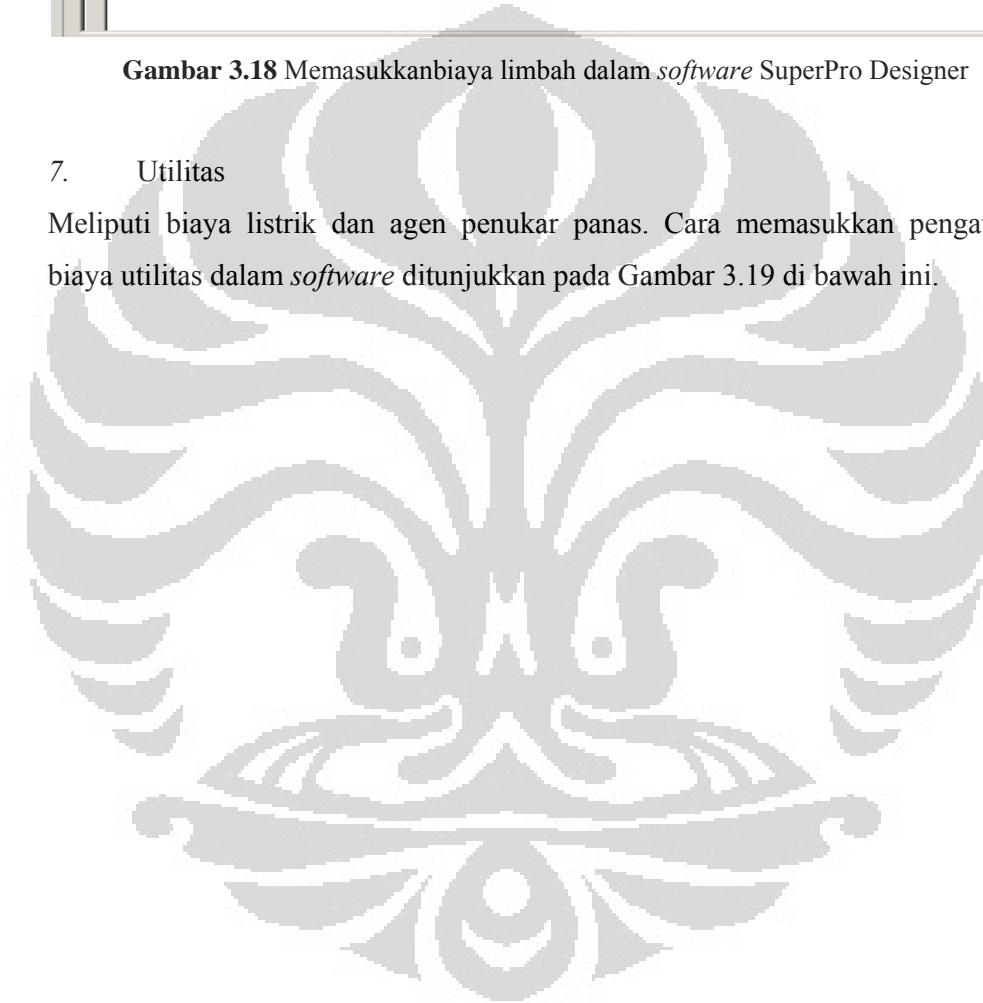


	Stream Name	Classification	Treatment/Disposal Cost or Selling Price (\$/kg or \$/entity)	Set By User	Hazardous?
1	CO2 emission	Emission	0.000000	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
2	etOH	Revenue	2.400000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
3	Lignin	(none)	0.000000	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
4	Slurry	Solid Waste	0.002000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Gambar 3.18 Memasukkan biaya limbah dalam *software* SuperPro Designer

7. Utilitas

Meliputi biaya listrik dan agen penukar panas. Cara memasukkan pengaturan biaya utilitas dalam *software* ditunjukkan pada Gambar 3.19 di bawah ini.



Section Main Section (Operating Cost Adjustments)

Facility | Labor | Lab / QC / QA | Utilities | Misc

Electricity

Additional Electricity kWh/yr
(in addition to energy used by every oper.)

Per Year Per Batch

General Load % Total

Electrical Power for Unlisted Equip. % Total

Cost Use Site Data

Unit Cost ¢/kWh

Heat Transfer Agents

	Agent Name	Cost (\$/1000 kg)
1	Cooling Water	0.10
2	Steam	4.20

Gambar 3.19 Memasukkan biaya utilitas dalam *software* SuperPro Designer

3.2.6 Menjalankan Simulasi

Setelah semua tahap diatas dilakukan, maka simulasi dijalankan dengan memilih tombol solve atau F9.

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Analisis Pemilihan Proses

Bioetanol dapat disintesis dari berbagai material yang mengandung selulosa. Selulosa kemudian dihidrolisis seperti ditunjukkan pada bab sebelumnya yang kemudian menjadi monomer – monomer gula. Material yang dipakai pada simulasi kali ini ialah bagas. Bagas merupakan ampas tebu dan limbah industri gula, ketersediaannya sangat tergantung dari pemakaian tanaman tebu itu sendiri.

Untuk jenis proses yang dipilih ialah jenis *batch* dan secara *default* waktu *batch* tahunan ialah 7920 jam. Kelebihan proses *batch* ialah penjadwalan proses yang dapat diubah ditengah tengah produksi. Berhubung bahwa ketersediaan bahan baku proses yaitu bagas yang tidak stabil maka jenis proses ini sangat tepat.

Tabel 4.1 Perbedaan *batch* dan *continuous* pada simulasi (*software SuperPro*)

Batch	Continuous
Informasi penjadwalan diperlukan	Informasi penjadwalan diperlukan
Waktu <i>batch plant</i> terkalkulasi	Waktu <i>batch plant</i> tidak terkalkulasi
Laju aliran ditampilkan di tiap basis <i>batch</i>	Laju aliran ditampilkan di tiap jam basis

4.2 Pembahasan Proses

Komponen yang terdapat simulasi kali ini berjumlah 11 seperti ditunjukkan pada Lampiran A. Komponen yang didefinisikan ialah arabinosa ; galaktosa ; lignin ; manosa ; selulosa ; xylosa dan bagas. Properti komponen komponen tersebut di dapat dari wolframalpha.com yang memiliki properti fisik komponen – komponen disebutkan diatas, untuk komponen sisanya telah tersedia di *database software*.

Untuk tahap awal diperlukan *mixing stream* ; *belt conveyor* ; *blending tank* (untuk pengasaman) ; *plate and frame filtration* dan *blending tank* (untuk pembasaan). Untuk tahap utama proses terdapat pada fermentasi sehingga diperlukan *fermentor*. Hingga akhirnya tahap akhir proses diperlukan *distillation column* dan *splitter component* (untuk memakai ulang air). Daftar peralatan yang digunakan ditunjukkan pada Lampiran H.

4.2.1 Tahap Awal

Pada tahap ini, beberapa prosedur dilakukan yakni penambahan air yang kemudian diantarkan dengan *conveyor* dan selanjutnya dimasukkan ke dalam tangki pengasaman, Asam yang digunakan ialah H_2SO_4 0.5%(v/v). Penambahan asam ini berfungsi untuk memutuskan ikatan lignin serta memonomerisasi ikatan polimer gula dengan hidrolisis, lignin dalam hal ini harus diputus (*delignifikasi*) agar tidak menghalangi reaksi fermentasi di selanjutnya. Suhu pada pemecahan polimer gula ialah $100^{\circ}C$ (Iryani,2009).

Setelah dilakukan hidrolisis pada tangki pengasaman, pH pun dinaikkan di dalam tangki pembasaan agar mencapai kondisi yang tepat saat fermentasi yaitu kurang lebih pH 5 (Samsuri, 2008).

4.2.2 Tahap Utama

Perbedaan produksi generasi dua ini ialah pada *raw material* dan proses yang dilakukan. *Raw material* produksi generasi dua memerlukan proses yang lebih panjang dibandingkan produksi generasi satu, yaitu dalam hal pemotongan ikatan lignin dan memonomerisasi polimer gula, sehingga memiliki *cost* yang lebih besar dalam industrinya. Hal itu dapat terlihat pada tahap utama proses ini yakni proses fermentasi monomer gula, dalam hal ini ialah glukosa & xylosa menjadi etanol. Dalam simulasi, fermentor diasumsikan bahwa emisi CO_2 yang keluar 100%. Total CO_2 yang teremisi sebesar 2.087 ton/*batch*.

4.2.3 Tahap Akhir

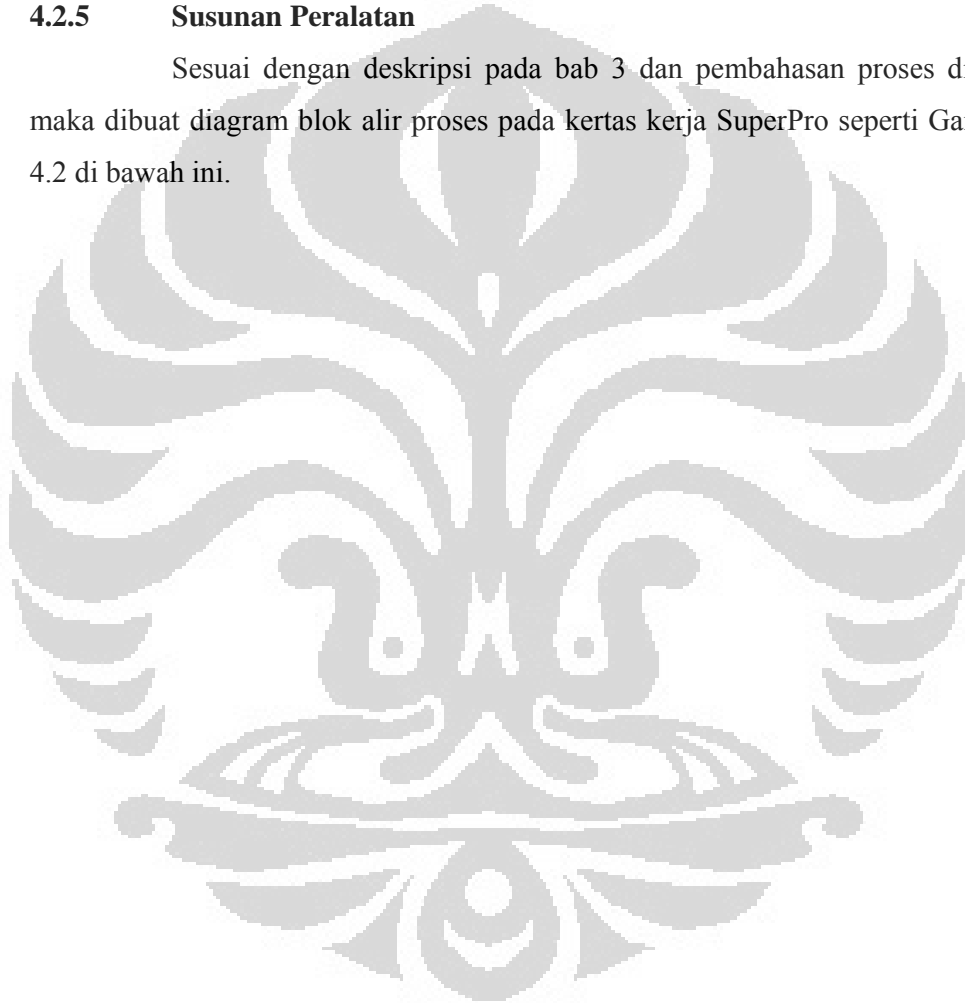
Tahapan terakhir proses ini ialah pemisahan komponen dengan kolom destilasi untuk mendapatkan kemurnian bioetanol yang tinggi serta dilakukan *recycle* air untuk mengoptimalkan biaya proses. Air yang di *recycle* kembali diasumsikan sebesar 50% (Aden et al., 2002).

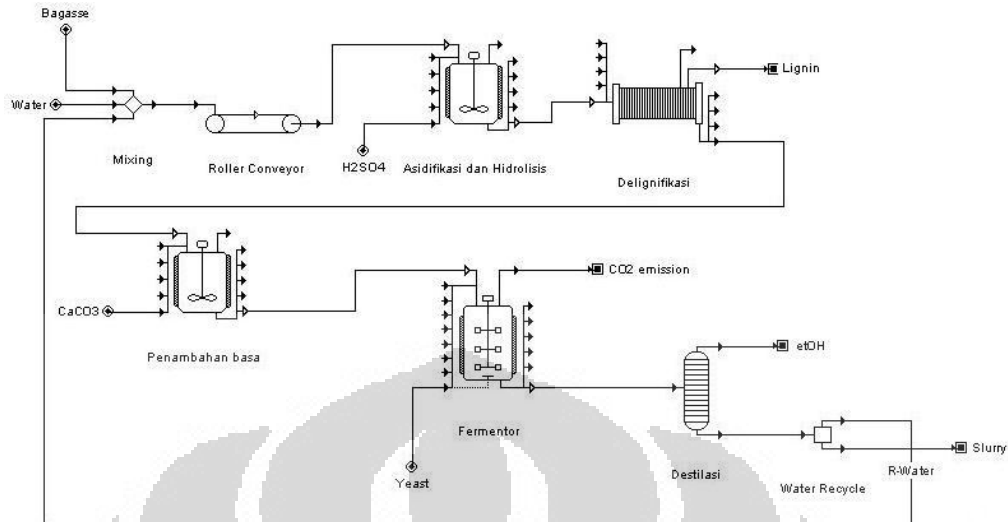
4.2.4 Spesifikasi Umpan dan Kapasitas Produksi

Bahan baku yang digunakan disini berdasar data dari penelitian ditunjukkan pada Lampiran B. Dengan jumlah umpan sebesar 10 ton di setiap *batch*nya dan dimasukkan air agar bahan bisa terhantar dalam fase cair (kandungan air $\pm 75\%$). Untuk kapasitas etanol mencapai 1081 ton setiap tahun dengan jumlah *batch* sebanyak 465.

4.2.5 Susunan Peralatan

Sesuai dengan deskripsi pada bab 3 dan pembahasan proses diatas, maka dibuat diagram blok alir proses pada kertas kerja SuperPro seperti Gambar 4.2 di bawah ini.





Gambar 4.2 Diagram alir proses produksi bioetanol generasi dua pada kertas kerja

4.2.6 Penjadwalan

Penjadwalan operasi yang ditentukan pada simulasi ini dapat dilihat pada Lampiran C. Setiap *batch* memerlukan waktu 25jam,. Pada beberapa prosedur, yakni proses asidifikasi ; fermentasi ; dan destilasi memiliki waktu jeda sehingga pada *Gantt Chart* terdapat overlap. Waktu jeda ini merupakan waktu untuk preparasi maupun proses yang terpisah dan dapat mulai pada waktu yang bersamaan di tengah – tengah proses sebelumnya.

4.3 Pembahasan Penentuan Spesifikasi Peralatan

Untuk spesifikasi pada peralatan, *mode* yang digunakan pada simulasi ialah *design mode* yang berarti perhitungan sudah tersimulasikan oleh *software* itu sendiri.

4.3.1 Belt Conveyor

Belt conveyor yang digunakan pada perancangan kali ini merupakan jenis roller yang memiliki harga relatif murah dibandingkan jenis lain, pertimbangan memilih belt conveyor jenis ini selain faktor harga juga ialah kecocokan dengan bahan yang diantarkan.

Perhitungan untuk lebar dari *belt conveyor* ini berdasarkan persamaan :

$$width = \frac{loading\ rate}{specific\ loading\ rate} \dots\dots\dots 4.1$$

Untuk loading rate merupakan jumlah dari aliran sebelumnya yakni sebesar 33590.230 kg/h dan specific loading rate ter *default* dengan angka maksimum sebesar 2321535.650 di dalam *software*.

Maka lebar *belt conveyor* didapat 1.45cm atau 0.57 in. Ditetapkan maksimum lebar sebesar 1 in. Ditetapkan pula panjangnya 100 m (330 ft).

Spesifikasi untuk belt conveyor ini sebagai berikut :

Lebar	: 1 inci
Panjang	: 330 ft
Bahan dasar	: Plastik
Harga	: \$ 1400 (www.matche.com)

4.3.2 Blending Tank (Tangki Pengasaman)

Tangki pengasaman merupakan tangki yang digunakan sebagai wadah pencampuran dengan asam yang berfungsi dalam prosesnya memutuskan ikatan lignin serta hidrolisis seperti dijabarkan dalam skema proses.

Asam yang dimasukkan ke dalam tangki pengasaman konsentrasinya ialah 0.5% dengan jumlah 20% dari *input* nya (Samsuri, 2008).

Hidrolisis yang terjadi di dalam tangki ini diasumsikan bahwa satu selulosa menghasilkan 10 glukosa dengan persen konversi 90%.

Persamaan untuk menentukan volume tangki ini ialah :

$$Volume = \frac{Volume\ work}{simulation\ factor\ (0.87)} \dots\dots\dots 4.2$$

Spesifikasi untuk *belt conveyor* ini sebagai berikut :

Volume : 24000 *gallon*
 Harga : \$ 88300 (*www.matche.com*)

4.3.3 Plate and Frame Filtration (Delignifikasi)

Alat ini berfungsi menyaring lignin (berupa padatan) yang tidak diinginkan di dalam proses berdasarkan thickness aliran yang lewat.

Persamaan untuk Area filter

$$Area\ Filter = \frac{Volume}{jumlah\ cycle\ dalam\ batch \cdot average\ filtrate\ flux \cdot waktu\ filtrasi} \dots\dots\dots 4.3$$

Persamaan untuk *cake thickness*

$$cake\ thickness = \frac{cake\ volume\ per\ cycle}{area\ filter} \dots\dots\dots 4.4$$

Sehingga didapat spesifikasinya sebagai berikut :

Area Filter : 140.3952 m²
Cake Thickness : 1.96 cm
 Harga : \$450000 (*www.matche.com*)

4.3.4 Blending Tank (Tangki Pembasaan)

Tangki pembasaan disini dipergunakan untuk pengkondisian pH sebelum memasuki fermentor, jumlah basa yang ditambahkan untuk mencapai pH 5.5 (Samsuri, 2008) untuk fermentasi ditambahkan 0.2% dari yang dimasukkan, sesuai yang diuji coba di dalam lab dengan skala yang lebih kecil. Larutan gula ± 11 % ditambah basa karbonat hingga pH 5.5 didapat jumlahnya sebesar 0.2% dari larutan.

Persamaan untuk *sizing* dari tangki pembasaan :

$$Volume = \frac{Volume\ work}{simulation\ factor\ (0.9)} \dots\dots\dots 4.5$$

Sehingga didapat spesifikasi dari tangki pembasaan sebagai berikut :

Volume : 23000 gallon
 Harga : \$85900 (www.matche.com)

4.3.5 Fermentor

Kondisi operasi suhu 37°C, merupakan suhu optimum pada fermentasi (Samsuri, 2008)

Persamaan untuk *sizing* dari tangki *fermentor* :

$$Volume = \frac{Volume\ work}{simulation\ factor\ (0.9)} \dots\dots\dots 4.6$$

Sehingga spesifikasinya pun sebagai berikut :

Volume : 29000 gallon
 Diameter : 2.994 m
 Tinggi : 8.981 m
 Harga : \$164000 (www.matche.com)

4.3.6 Distillation Column

Distilasi pada proses ini digunakan untuk memisahkan bioetanol berdasar titik didih komponen tersebut.

Persamaan pada program untuk mendapatkan R_{min} (minimum reflux ratio) pada simulasi ialah

$$R_{min} = \left[\sum_{i=1}^k \frac{\alpha_i x_{Di}}{\alpha_i - \theta} \right] - 1 \dots\dots\dots 4.7$$

Keterangan :

k : komponen di dalam kolom

α : relative volatility

θ ditentukan dengan *trial and error* oleh simulator dengan persamaan berikut :

$$1 - q = \sum_{i=1}^k \frac{\alpha_i x_{Fi}}{\alpha_i - q} \dots\dots\dots 4.8$$

Keterangan

q : kualitas umpan (100%)

X_{fi} : fraksi mol komponen i di feed

Persamaan menghitung minimum stage oleh simulator :

$$N_{\min} = \log \left[\left(\frac{x_l}{x_h} \right)_D \left(\frac{x_l}{x_h} \right)_B \right] \frac{1}{\log \alpha_1} \dots\dots\dots 4.9$$

Keterangan :

D : distilate

B : Bottom

X_l : komponen *light*

X_h : komponen *heavy*

Persamaan stage teoritis :

$$\frac{N_{\text{teoritis}} - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 - 0.75 \left[\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right]^{0.5668} \dots\dots\dots 4.10$$

Persamaan stage aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{\text{efisiensi}} \dots\dots\dots 4.11$$

Persamaan untuk tinggi kolom

$$\text{Tinggi Kolom} = N_{\text{aktual}} \cdot \text{tinggi stage} \dots\dots\dots 4.12$$

Persamaan untuk diameter kolom

$$\text{Diameter Kolom} = \frac{\text{Vapor flowrate}}{\text{Vapor linear velocity}} \dots\dots\dots 4.13$$

Sehingga spesifikasi kolom destilasi sebagai berikut :

Tinggi Kolom : 17.024 m

Diameter Kolom : 1.591 m

Suhu Kondenser : 70°C

Suhu Reboiler : 100°C

Harga : \$115236 (www.matche.com)

4.4 Pembahasan Penentuan Keekonomian

4.4.1 Raw Material

Summary penggunaan bahan baku proses ditunjukkan dari Tabel 4.5 dibawah ini.

Tabel 4.5 Penggunaan bahan baku proses

Bulk Raw Material	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Annual Cost (\$)	%
CaCO ₃	0.060	53,996	3,000	2.55
Yeast	0.050	534,472	27,000	21.02
Water	0.001	11,347,826	11,000	8.93
Sulfuric Acid	0.025	57,022	1,000	1.12
Bagasse	0.020	4,218,409	84,000	66.38
TOTAL		16,211,725	127,000	100.00

4.4.1.1 Bagas

Harga beli bagas yang menjadi *raw material* utama ini ditentukan sebesar \$0.02/kg. Asumsi bahwa industri ini didirikan bersebelahan dengan industri gula, sehingga limbah industri gula tersebut yakni ampas tebu (bagas) langsung dikirimkan dan tidak memperhitungkan biaya transportasi.

Bagas di Indonesia hanya sebagai limbah sehingga dikategorikan tidak berharga, tetapi dalam simulasi ini ditetapkan harganya seperti di atas.

4.4.1.2 Air

Air yang menjadi salah satu kebutuhan utama juga pada industri ini ditetapkan harganya sebesar \$0.001/kg berdasarkan biaya PAM di salah satu kota di Indonesia.

4.4.1.3 Asam Sulfat (Sulfuric acid)

Asam sulfat yang berfungsi sebagai hidrolisator dalam tangki pengasaman, ditetapkan harganya sebesar \$0.025/kg (www.icis.com).

4.4.1.4 Calcium carbonat

CaCO₃ digunakan untuk pengkondisi pH yang tepat sebelum masuk ke dalam fermentor. Harga CaCO₃ ditetapkan sebesar \$0.06/kg (www.iciss.com).

4.4.1.5 Yeast

Yeast yang mengandung *S.cereviseae* sebagai agen yang melakukan fermentasi di dalam tangki fermentor ditetapkan harganya sebesar \$0.05/kg (www.alibaba.com).

4.4.2 Produk

4.4.2.1 Bioetanol

Harga bioetanol menurut sumber pada artikel British Petroleum, berkisar di angka \$0.9/L. Setelah dilakukan simulasi dengan basis harga jual menurut harga tersebut ternyata tidak mencapai keuntungan dikarenakan nilai biaya produksi per kg nya ialah \$1.24. Sehingga ditetapkan biaya *selling price* nya sebesar \$2.4/kg yakni kurang lebih dua kali lipatnya.

4.4.3 Waste

Limbah sisa proses pada aliran *slurry* mengandung komponen – komponen pada Tabel 4.6 di bawah.

Tabel 4.6 Komponen – komponen pada aliran *slurry*

	Component	Flowrate (kg/batch)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)	Extra-Cell %
1	Arabinose	727.81159	2.6070	2.843639	100.00
2	CaCO ₃	116.11964	0.4159	0.453692	100.00
3	Carb. Dioxide	328.08255	1.1752	1.281854	100.00
4	Ethyl Alcohol	0.23219	0.0008	0.000907	100.00
5	Galactose	98.87863	0.3542	0.386330	100.00
6	Glucose	430.20311	1.5410	1.680850	100.00
7	Selulosa	474.58142	1.7000	1.854241	100.00
8	Water	24517.47610	87.8216	95.792452	100.00
9	xylose	74.56422	0.2671	0.291331	100.00
10	Yeast	1149.40301	4.1172	4.490843	100.00

Ditentukan biaya untuk mengelola limbah ini sebesar \$0.002/kg (www.finishing.com).

4.4.4 Periode Proyek dan Depresiasi serta *Income Taxes*

Periode proyek ini ditentukan selama 20 tahun dan lama konstruksi 30 bulan dengan lama depresiasi selama 15 tahun (Dias et al., 2010). Untuk pajak pemasukan berdasarkan peraturan pemerintah terhadap industri yaitu sebesar 5%.

4.4.5 Upah Tenaga Kerja

Upah tenaga kerja ditetapkan sebesar \$0.7/jam menyesuaikan dengan upah minimum ketenagakerjaan dalam negeri.

4.5 Hasil Simulasi

Setelah dilakukan simulasi sederhana produksi bioetanol ini, maka didapatkan hasil seperti ditampilkan pada Gambar 4.25 dibawah ini.

Total Capital Investment	7,146,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	7,146,000 \$
Operating Cost	1,341,000 \$/yr
Production Rate	1,081,869.69 kg of MP/yr
Unit Production Cost	1.24 \$/kg of MP
Total Revenues	2,596,000 \$/yr
Gross Margin	48.37 %
Return On Investment	22.71 %
Payback Time	4.40 years
IRR (After Taxes)	14.14 %
NPV (at 7.0% Interest)	4,139,000 \$

Gambar 4.25 Executive summary report simulasi

Hasil diatas menunjukkan bahwa proyek ini layak untuk direalisasikan terlihat dari nilai *payback time* yang relatif singkat yakni 4.4 tahun, nilai IRR sebesar 14.14% atau lebih besar dari nilai inflasi di tahun 2012, dengan kapasitas produksi ±1081 ton dan *total revenues* \$2.596.000/tahun.

4.5.1 Validasi Data

Hasil data yang didapat pada simulasi, perlu dilakukan validasi untuk mengetahui seberapa jauh deviasi terhadap penelitian di laboratorium untuk nilai yieldnya. Pemilihan penelitian di laboratorium berdasarkan *raw material* yang sama yakni dalam konteks produksi bioetanol generasi dua.

Pada penelitian M.Samsuri tahun 2008, nilai yield bioetanol yang didapatkan sebesar 19.7% basis umpan masuk. Besarnya deviasi dengan data yield yang dikerjakan pada simulasi kali ini sebesar 3.52% dan dapat dikatakan data simulasi ini masih dapat diterima.

Data pembanding lainnya ialah berbahan dasar TKKS (tandan kosong kelapa sawit) yang dilakukan oleh Rudi di tahun 2010 memiliki nilai yield sebesar

23.56% dengan kata lain besarnya deviasi ialah 0.34%, sehingga selisih dengan data yield simulasi ini masih dapat diterima.

Untuk berbahan baku bagas pada penelitian di laboratorium dengan metode perlakuan awal secara biologis (*L.edodes*) dan variasi enzim

4.6 Analisis Sensitivitas

Setelah dilakukan simulasi sederhana untuk bagian *upstream* produksi bioetanol, dilakukan analisis sensitivitas terhadap beberapa variabel dalam simulasi.

Parameter yang akan dijadikan evaluasi untuk sensitivitas variabel ialah :

1. Payback Period (PBP)

PBP adalah parameter seberapa cepat industri dapat menghasilkan profit sebesar investasi awalnya. Untuk industri kimia PBP yang diharapkan < 8 tahun.

2. Net Present Value (NPV)

NPV adalah selisih antara aliran keuangan masuk dan aliran keuangan keluar pada saat ini (present). Diharapkan nilai NPV tidak negatif.

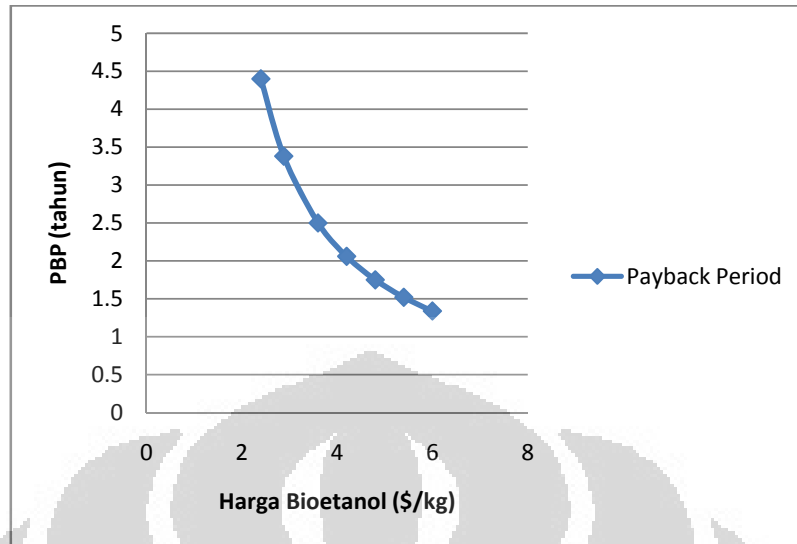
3. Internal Rate of Return (IRR)

IRR adalah tingkat diskonto (discount rate) yang menyebabkan NPV proyek menjadi sama dengan nol.

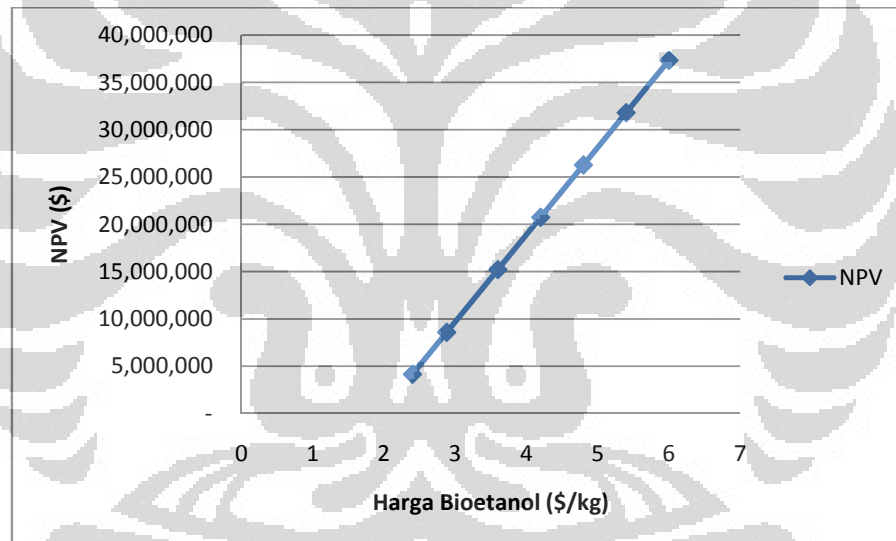
Perubahan – perubahan yang akan diperhitungkan dampaknya disini ialah fluktuasi harga jual bioetanol, harga beli bagas, biaya listrik.

4.6.1 Fluktuasi Harga Jual Bioetanol

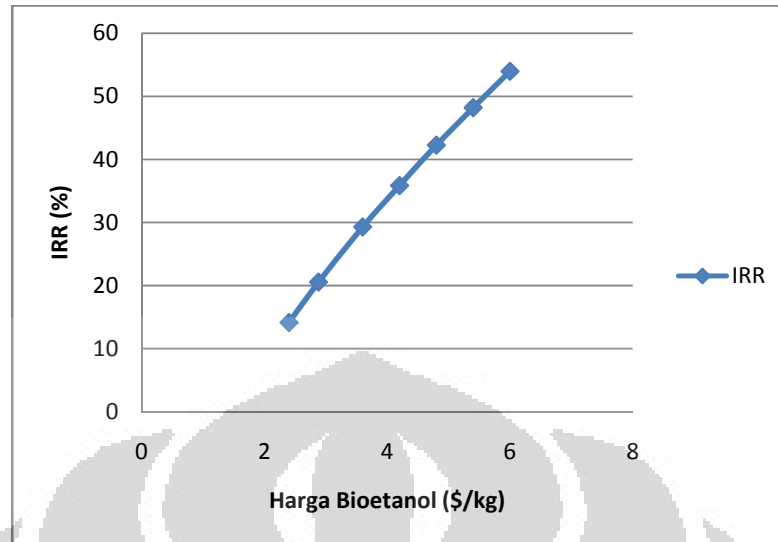
Harga jual produk sangat menentukan perubahan nilai PBP ; NPV ; dan IRR, ditunjukkan pada Gambar 4.26 ; Gambar 4.27 dan Gambar 4.28 di bawah ini.



Gambar 4.26 Grafik fluktuasi harga bioetanol terhadap PBP



Gambar 4.27 Grafik fluktuasi harga bioetanol terhadap NPV

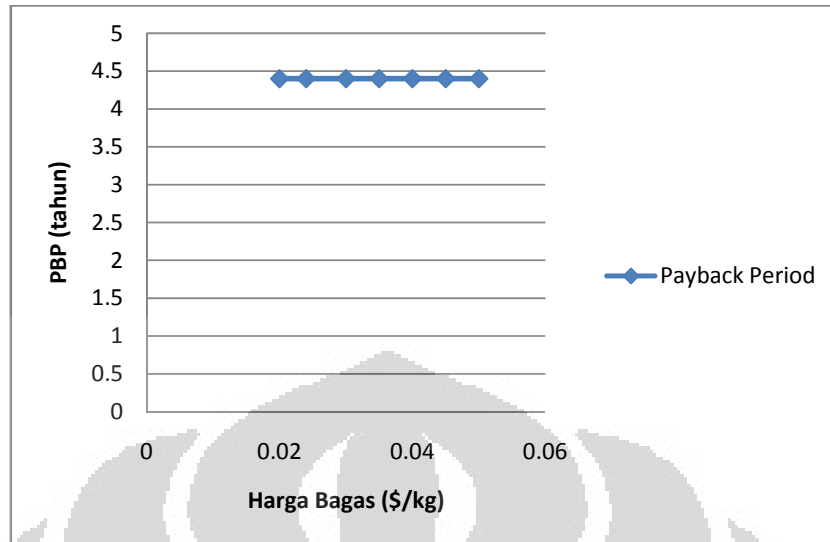


Gambar 4.28 Grafik fluktuasi harga bioetanol terhadap IRR

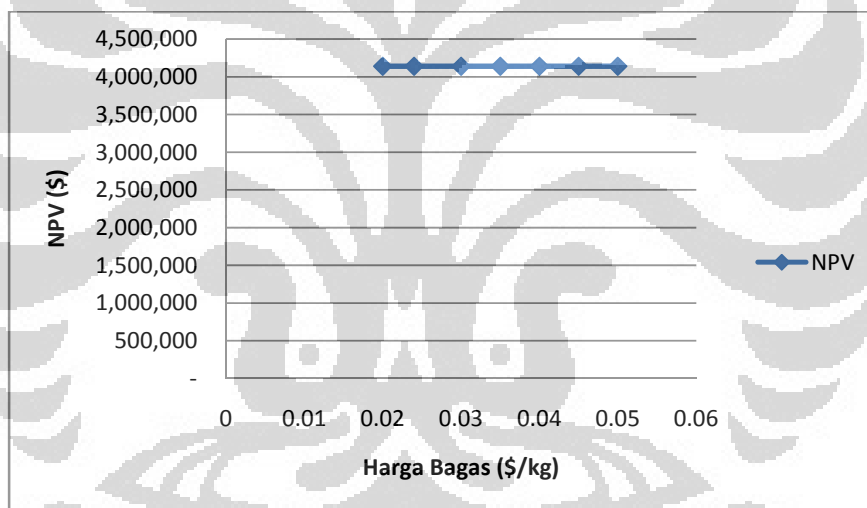
Basis harga dari bioetanol sendiri ditunjukkan pada kolom fluktuasi 0% yaitu sebesar \$2.4/kg. Hasil menunjukkan bahwa PBP; NPV; IRR signifikan menunjukkan profit seiring keputusan dinaikkannya harga jual etanol. Untuk PBP, profit ditunjukkan dengan semakin singkatnya waktu impas seiring meningkatnya harga jual bioetanol. Untuk nilai NPV menunjukkan selisih positif yang semakin besar antara *income* dan *expenses* seiring meningkatnya harga jual bioetanol, dan IRR yang juga merupakan hubungan berbanding lurus terhadap NPV.

4.6.2 Fluktuasi Harga Bagas

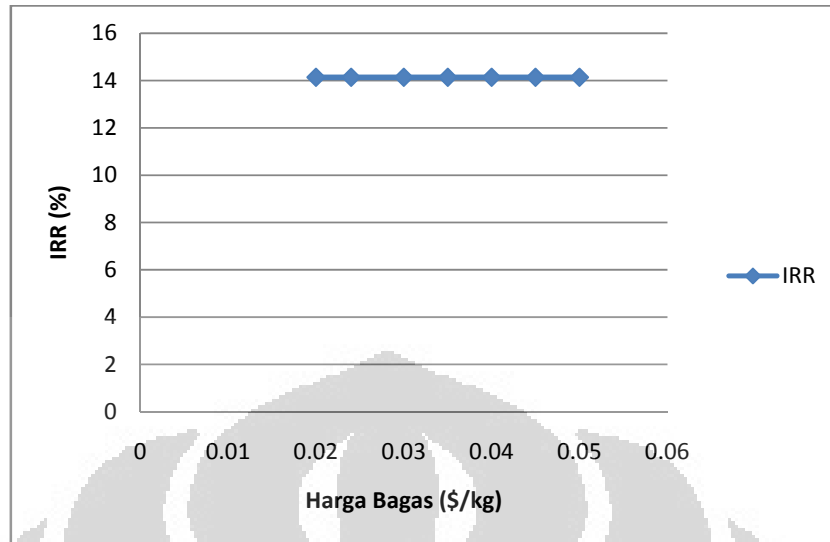
Setelah harga jual produk yang dianggap dapat mempengaruhi, dianalisis juga harga beli *raw material* nilai fluktuasinya, pemilihan harga bagas sebagai variabel didasarkan pada jumlah ketersediaan limbah bagas yang tersedia. Hasilnya dapat dilihat pada Gambar 4.29, Gambar 4.30 dan Gambar 4.31 di bawah ini.



Gambar 4.29 Grafik fluktuasi harga bagas terhadap PBP



Gambar 4.30 Grafik fluktuasi harga bagas terhadap NPV

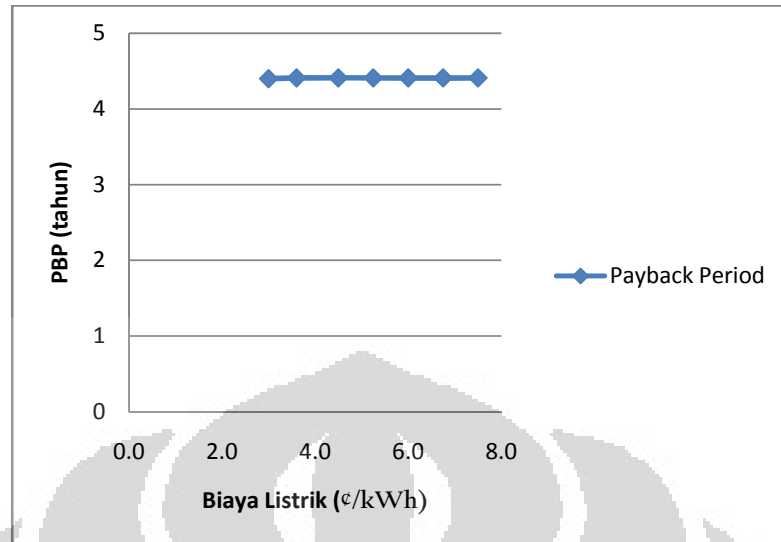


Gambar 4.31 Grafik Fluktuasi harga bagas terhadap IRR

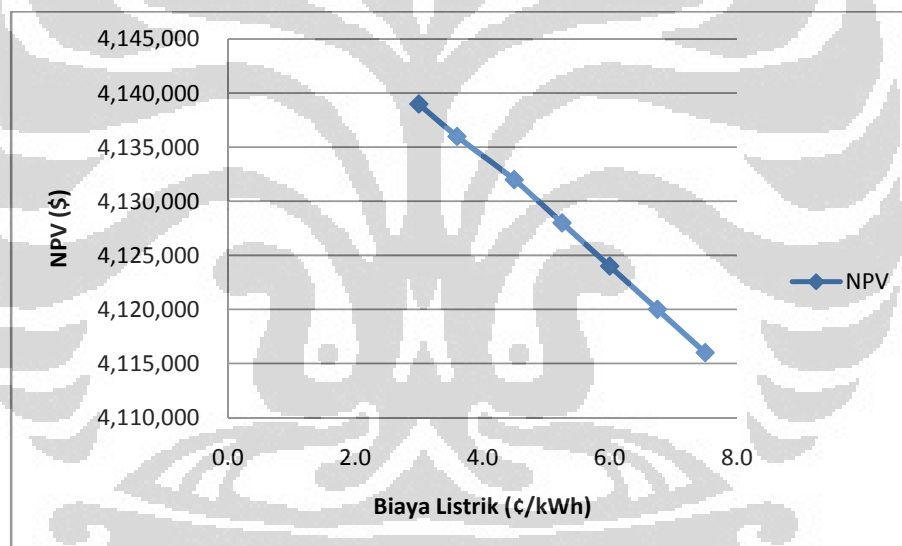
Hasil menunjukkan bahwa harga *raw material* tidak secara signifikan merubah ketiga parameter PBP ; NPV ; IRR. Terlihat dari perubahan nilai ketiga parameter terhadap fluktuasi harga bagas yang cenderung statis. Hal ini dimungkinkan harga bagas yang relatif lebih kecil yakni dengan basis \$0.02/kg dan bila dibandingkan variabel sebelumnya yaitu harga jual produk dengan basis \$2.4/kg memiliki rasio besar yakni 120x lipatnya.

4.6.3 Fluktuasi Harga Listrik

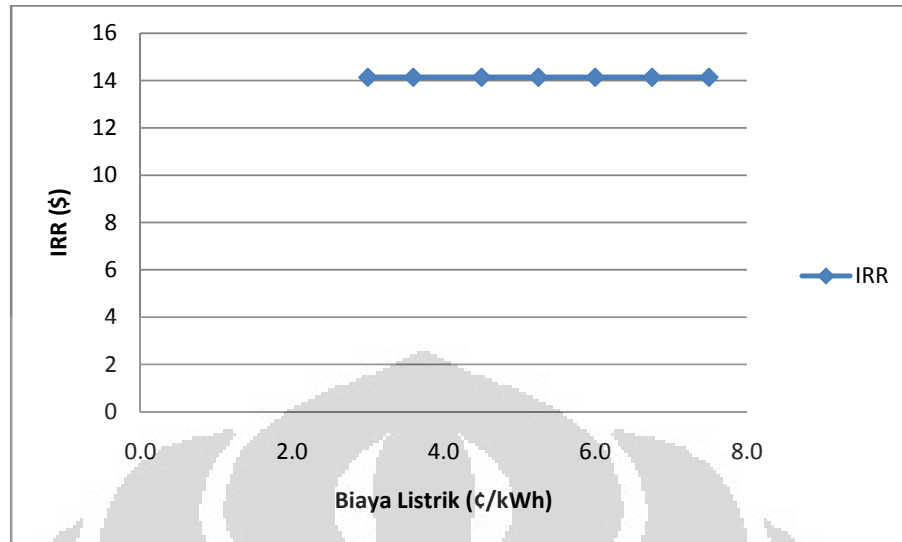
Harga listrik yang juga dijadikan analisa variabel sensitif didasarkan pada kemungkinan adanya perubahan secara eksternal (kebijakan pemerintah) yang diduga dapat mempengaruhi perubahan nilai keuntungan industri bioetanol. Hasil dari analisa fluktuasi biaya listrik dapat dilihat pada Gambar 4.32, Gambar 4.33 dan Gambar 4.34 di bawah ini.



Gambar 4.32 Grafik fluktuasi harga listrik terhadap PBP



Gambar 4.33 Grafik fluktuasi harga listrik terhadap NPV



Gambar 4.34 Grafik fluktuasi harga listrik terhadap IRR

Harga basis listrik diambil berdasarkan tarif dasar listrik yang dikeluarkan pemerintah yang tertuang di dalam Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 8 Tahun 2011.

Hasil analisa menunjukkan biaya listrik tidak mempengaruhi secara signifikan parameter baik PBP maupun IRR. Penurunan nilai NPV terlihat pada Gambar 4.33.

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Simulasi ini masih jauh dari sempurna, namun berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan pada skripsi ini, maka dapat disimpulkan bahwa :

- Yield bioetanol berbasis bagas pada proses ini sebesar 23.27%;
- Dengan kapasitas 1,081 ton/yr dan harga bagas \$20/ ton, maka didapat harga jual \$2.4/kg
- Biaya produksi per tahun \$1.24/kg, IRR = 14.14 %
- Dari analisis sensitivitas, variabel harga jual bioetanol merupakan variabel yang paling sensitif.

5.2 Saran

Beberapa saran yang dapat ditambahkan untuk penelitian simulasi kali ini adalah :

- Penambahan peralatan di beberapa bagian :
 - a. untuk media transpor yang lebih realistis baik berupa pompa maupun kompresor
 - b. untuk media penukar panas baik berupa penukar panas (*heat exchanger*), heater, cooler.
- Dilakukan sakarifikasi yang lebih efisien dengan metode SSF sehingga perlu diperhitungkan penambahan harga enzim.

DAFTAR PUSTAKA

- A.Aden, M.Ruth, K.Ibsen, J.Jechura, K.Neeves, J. Sheehan, B.Wallace L. Montague, A.Slayton, J.Lukas. (2002). *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover*. Colorado : Author
- Adam E. Golan. (2010). *Cellulase: Types And Action, Mechanism And Uses*. p16. New York : Nova Science Publishers, Inc.
- Aktar M, Kirk T K, Blanchette RA. (1996). *Biopulping an overview of consortia research*. Proc. Vienna, Australia.
- Anonim. (n.d.). <http://www.ceesdghana.org>. 22 Desember 2011.
- Anonim. (n.d.). <http://www.responsiblebusiness.eu>. 22 Desember 2011
- Badal C. Saha, Michael A. Cotta. (2008). *Lime pretreatment, enzymatic saccharification and fermentation of rice hulls to ethanol*. USA.
- Badal C.Saha. (2003). *Hemicellulose bioconversion*. Society for Industrial Microbiology.
- Baiquni, M. (2007). *Produksi Bioetanol dari Bagas Dengan Menggunakan Enzim Xylanase*. Depok, Indonesia.
- Biro Pusat Statistik. (n.d.). *Data Statistik Kependudukan*. 20 Desember 2011. <http://www.bps.go.id>.
- British Petroleum. (n.d.). *Statistical Review of World Energy*. 10 Desember 2011. <http://www.bp.com>.
- Dewan Gula Nasional. (2004). *Statistik Produksi Gula Nasional*, Jakarta, Indonesia.
- Dias M.O.S, Cunha M.P, Filho R.M, Bonomi A, Jesus C.D.F, Rossell C.E.V. (2010). *Simulation of integrated first and second generation bioethanol production from sugarcane: comparison between different biomass pretreatment methods*. Brazil : Springer.
- Fessenden r.j., and Fessenden, j.s. (1986). *Kimia Organik (jilid 2)*. Jakarta : Erlangga.
- Galbe M, Z. Guido Z. (2007). *Pretreatment of Lignocellulosic Materials for Efficient Bioethanol Production*. Berlin : Springer.
- George H. Thomson, Daniel G. Friend, Richard L. Rowley, W. Vincent Wilding Bruce E. Poling. (2007). "Perry's Chemical Engineers' Handbook 8/E Section 2: Physical and Chemical Data". ISBN: 0071511253.
- Glazer, A. W., and Nikaido, H. (1995). *Microbial Biotechnology: fundamentals of applied microbiology*. p. 340. San Francisco,.
- Hennell, H. (1828). *On the mutual action of sulfuric acid and alcohol, and on the nature of the process by which ether is formed* p 365. *Philosophical Transactions*.
- Iryani D. A., Utami H., Muliawati N, Indriyani. (2009). *Seminar Hidrolisis residu rumput laut limbah industri karagenan (eucheuma spinosum) untuk menghasilkan glukosa sebagai bahan baku bioetanol*, Unila, Lampung. ISBN 0-19-512340-9
- Kaar WE, Holtzapple MT. (2000). *Biomass Bioenergy*.
- Kálmán G, Varga E, Reczey K. (2002). *Chem Biochem Eng*.

- Kementrian Riset dan Teknologi. 2010. Agenda Riset Nasional 2010 – 2014, Lampiran II Keputusan Menteri Riset dan Teknologi Nomor : 193/M/Kp/IV/2010. Jakarta.
- Klemm, D, B. Philipp, T. Heinze, U. Heinze, W. Wagenknecht. (1998). *Comprehensive Cellulose Chemistry Volume 2*. Weinheim.
- Lilis Suryawati, Mark R. Wilkins, Danielle D. Bellmer, Raymond L. Huhnke, Niels O. Maness, Ibrahim M. Banat. (2009). Effect of hydrothermolysis process conditions on pretreated switchgrass composition and ethanol yield by SSF with *Kluyveromyces marxianus* IMB4. USA : Elsevier Ltd.
- Mabee, W.E, Gregg, D.J, Arato, C , Berlin A, Bura R, Gilkes N, Mirocnik O, Xuejun P, Pye K, Saddler J. (2006). *Updates on Softwood-to-Ethanol Process Development*. Colombia : Humana Press Inc. ISBN 0273-2289.
- Martin C, Galbe M, Wahlbom C F. (2007). Ethanol production from enzymatic hydrolizates of sugar cane bagasse using recombinant xylose-utilising *Saccharomyces cerevisiae*. Sweden : Elsevier Science Inc.
- Perusahaan Listrik Negara. (2011). Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 8 Tahun 2011 Tentang Tarif Tenaga Listrik Yang Disediakan Oleh Perusahaan Perseroan (Persero).
- Petrides, D. *Bioprocess Design and Economics*. Oxford University Press, 2003
- Rudi S.S. (2011). *Pretreatment dan Hidrolisis Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) Dengan Metode Steaming dan Enzimatik*. Depok.
- S. Marques, L. Alves, J.C. Roseiro, F.M. Gírio. (2008). Conversion of recycled paper sludge to ethanol by SHF and SSF using *Pichia stipitis*. Portugal : Departamento de Biotecnologia.
- Samsuri. (2008). *Konversi Bagas Menjadi Etanol dengan Kombinasi Perlakuan Awal dan Enzim dalam Proses Sakarifikasi dan Fermentasi Serempak (SSF)*. Fakultas Teknik-Universitas Indonesia. Depok. Indonesia.
- Samsuri. (2008). *Konversi Bagas Menjadi Etanol dengan Kombinasi Perlakuan Awal dan Enzim dalam Proses Sakarifikasi dan Fermentasi Serempak (SSF)*. Depok. Indonesia.
- Simanjuntak, R. *Studi Pembuatan Etanol dari Limbah Gula*. USU Repository. 2009
- Universitas Indonesia (2004). Pengantar penulisan ilmiah.*
- Wolfgang G. Glasser. (1989). *Lignin Properties and Materials*. American Chemical Society, Washington, DC.

LAMPIRAN

A. Daftar Komponen Dalam Simulasi

No	Komponen	Formula
1	CaCO ₃	CaCO ₃
2	Karbon dioksida	CO ₂
3	Ethyl Alcohol	C ₂ H ₅ OH
4	Glukosa	C ₆ H ₁₂ O ₆
5	Lignin	Lignin
6	Nitrogen	N ₂
7	Selulosa	(C ₆ H ₁₂ O ₆) ₁₀
8	Sulfuric acid	H ₂ SO ₄
9	Air	H ₂ O
10	Xylosa	C ₅ O ₅ H ₁₀
11	Yeast	Yeast

B. Komposisi bagas (Samsuri, 2008)

Komponen	Persentase
Lignin	24.20%
Selulosa	52.70%
Hemiselulosa	18%
lain - lain	5.60%

C. Penjadwalan unit prosedur dalam kertas kerja

SEKSI	DESKRIPSI	Waktu (jam)
TAHAP AWAL	Pencampuran awal	0.5
	Conveying	0.5
	Tangki Pengasaman	
	Perpindahan ke dalam Tangki	0.5
	Input Asam	0.5
	Agitasi	1
	Hidrolisis Asam	2
	Perpindahan Keluar Tangki	0.5
	Delignifikasi	
	Penyaringan Lignin	2
	Tangki Pembasaan	
	Perpindahan ke dalam tangki	0.5
	Input CaCO ₃	0.5
	Agitasi	1
Mendiamkan dalam tangki	0.5	
TAHAP UTAMA	Perpindahan keluar tangki	0.5
	Fermentor Utama	
	Perpindahan ke dalam tangki	0.5
	Input Yeast	0.5
	Agitasi	2
	Fermentasi Glukosa	10
	Fermentasi Xylosa	5
Perpindahan keluar tangki	2.5	
TAHAP AKHIR	Destilasi	1
	Recycle Air	0.5

D. Data Analisis Sensitivitas Variabel Harga Jual Bioetanol

Fluktuasi	0%	20%	50%	75%	100%	125%	150%
Harga (USD/kg)	2.4	2.88	3.6	4.2	4.8	5.4	6
Payback Period (years)	4.4	3.38	2.5	2.06	1.75	1.52	1.34
Net Present Value (USD)	4,139,000	8,573,000	15,210,000	20,738,000	26,266,000	31,794,000	37,322,000
Internal Rate of Return (%)	14.14	20.55	29.3	35.86	42.27	48.2	53.98

E. Data Analisis Sensitivitas Variabel Harga Beli Bagas

Fluktuasi	0%	20%	50%	75%	100%	125%	150%
Harga (USD/kg)	0.02	0.024	0.03	0.035	0.04	0.045	0.05
Payback Period (years)	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4	4.4
Net Present Value (USD)	4,139,000	4,139,000	4,139,000	4,139,000	4,139,000	4,139,000	4,139,000
Internal Rate of Return (%)	14.14	14.14	14.14	14.14	14.14	14.14	14.14

F. Data Analisis Sensitivitas Variabel Tarif Dasar Listrik

Fluktuasi	0%	20%	50%	75%	100%	125%	150%
Harga (cent USD/kg)	3.0	3.6	4.5	5.25	6.0	6.75	7.5
Payback Period (years)	4.4	4.41	4.41	4.41	4.41	4.41	4.41
Net Present Value (USD)	4,139,000	4,136,000	4,132,000	4,128,000	4,124,000	4,120,000	4,116,000
Internal Rate of Return (%)	14.14	14.14	14.14	14.14	14.14	14.14	14.14

G. *Executive Summary*

Total Capital Investment	7,146,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	7,146,000 \$
Operating Cost	1,341,000 \$/yr
Production Rate	1,081,869.69 kg of MP/yr
Unit Production Cost	1.24 \$/kg of MP
Total Revenues	2,596,000 \$/yr
Gross Margin	48.37 %
Return On Investment	22.71 %
Payback Time	4.40 years
IRR (After Taxes)	14.14 %
NPV (at 7.0% Interest)	4,139,000 \$

MP = Total Flow of Stream etOH



H. Biaya Peralatan Utama

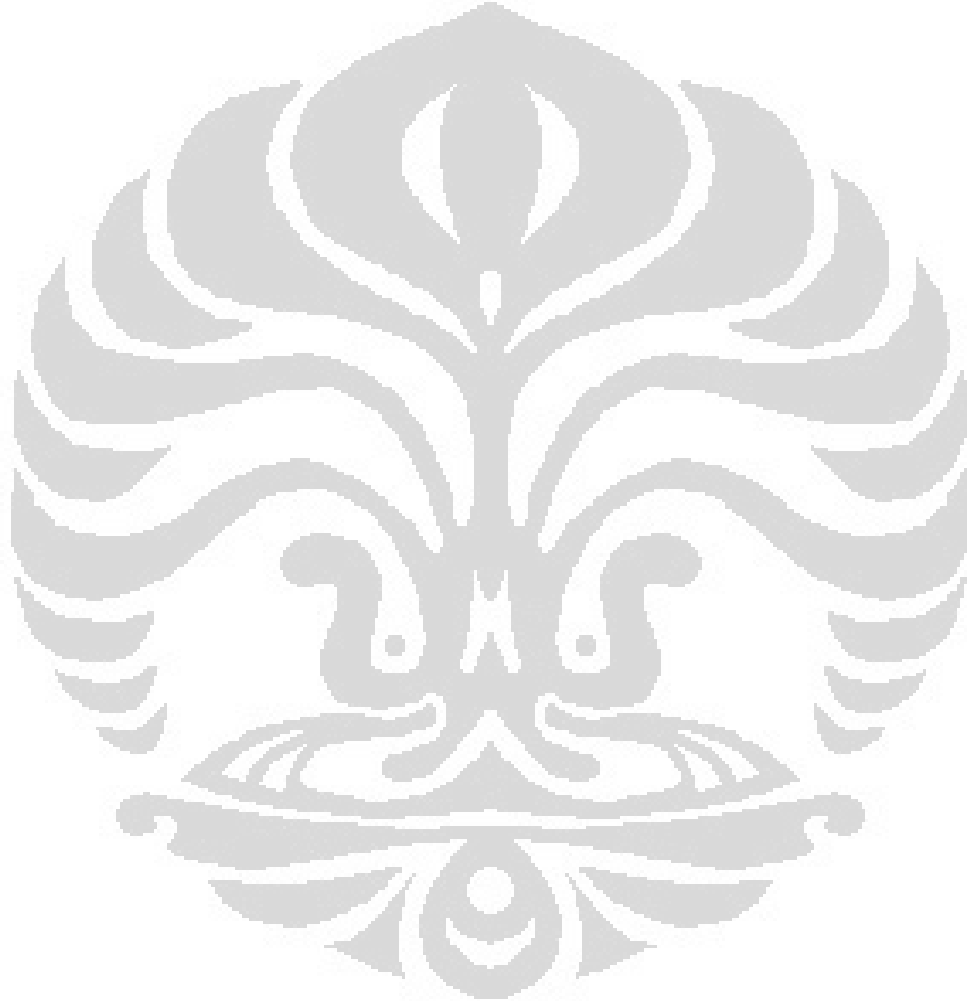
Quantity/ Stand-by	Name	Description	Unit Cost (\$)	Cost (\$)
2/0	Conveyor	Belt Conveyor Belt Length = 100.00 m	1,000	2,000
1/0	Ta.Pembasaan	Blending Tank Vessel Volume = 16494.91 gal	86,000	86,000
1/0	Fermentor Utama	Fermentor Vessel Volume = 16701.75 gal	164,000	164,000
1/0	Kolom Destilasi	Distillation Column Column Volume = 33838.74 L	115,000	115,000
1/0	Filter Lignin	Plate & Frame Filter Filter Area = 140.40 m ²	450,000	450,000
1/0	Ta. Pengasaman	Blending Tank Vessel Volume = 65457.81 L	88,000	88,000
1/0	Pencampuran	Mixer Size/Capacity = 67180.46 kg/h	0	0
1/0	Splitter Air	Component Splitter Size/Capacity = 104869.66 kg/h	0	0
		Unlisted Equipment		227,000
			TOTAL	1,133,000

I. Estimasi Biaya *Fixed Capital*

Total Plant Direct Cost (TPDC) (physical cost in \$)	
1. Equipment Purchase Cost	1,133,000
2. Installation	423,000
3. Process Piping	396,000
4. Instrumentation	453,000
5. Insulation	34,000
6. Electrical	113,000
7. Buildings	510,000
8. Yard Improvement	170,000
9. Auxiliary Facilities	453,000
TPDC	3,686,000
Total Plant Indirect Cost (TPIC)	
10. Engineering	921,000
11. Construction	1,290,000
TPIC	2,211,000
Total Plant Cost (TPC = TPDC+TPIC)	
TPC	5,897,000
Contractor's Fee & Contingency (CFC)	
12. Contractor's Fee	295,000
13. Contingency	590,000
CFC = 12+13	885,000
Direct Fixed Capital Cost (DFC = TPC+CFC)	
DFC	6,782,000

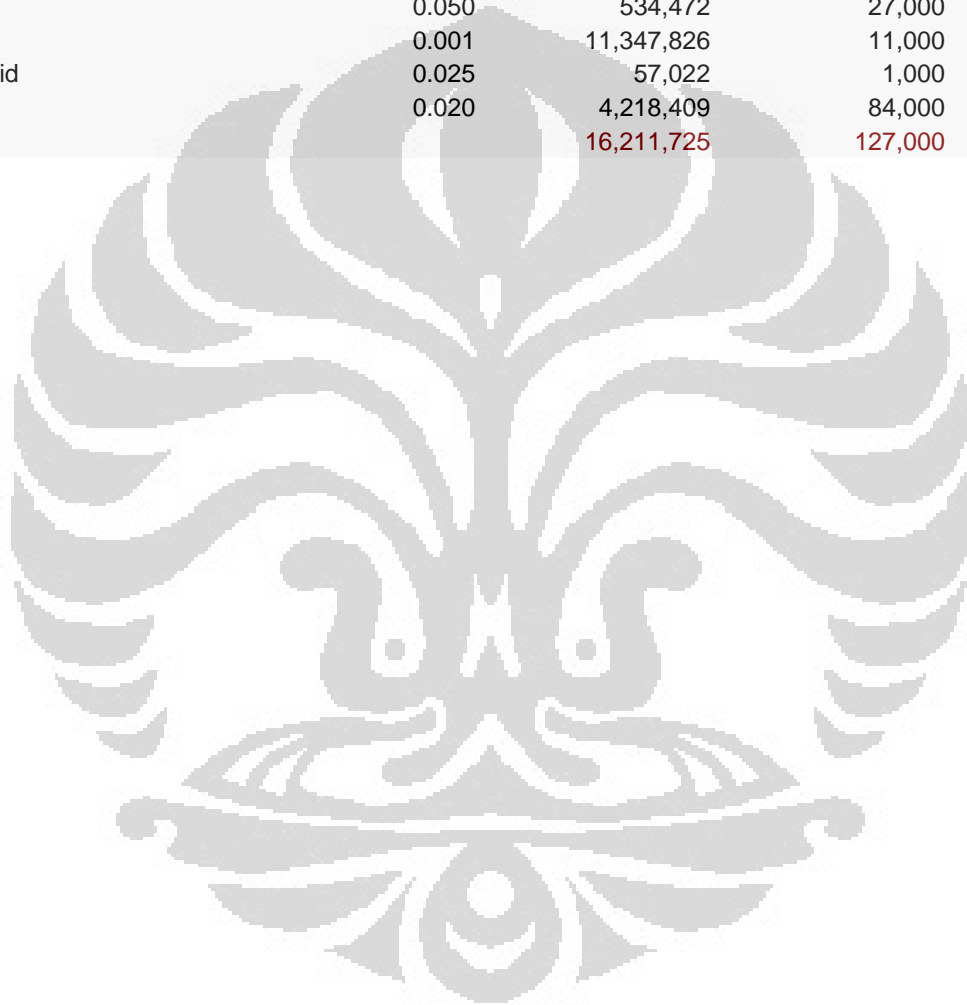
J. Upah Pekerja

Labor Type	Unit Cost (\$/h)	Annual Amount (h)	Annual Cost (\$)	%
Operator	1.54	22,436	35,000	100.00
TOTAL		22,436	35,000	100.00



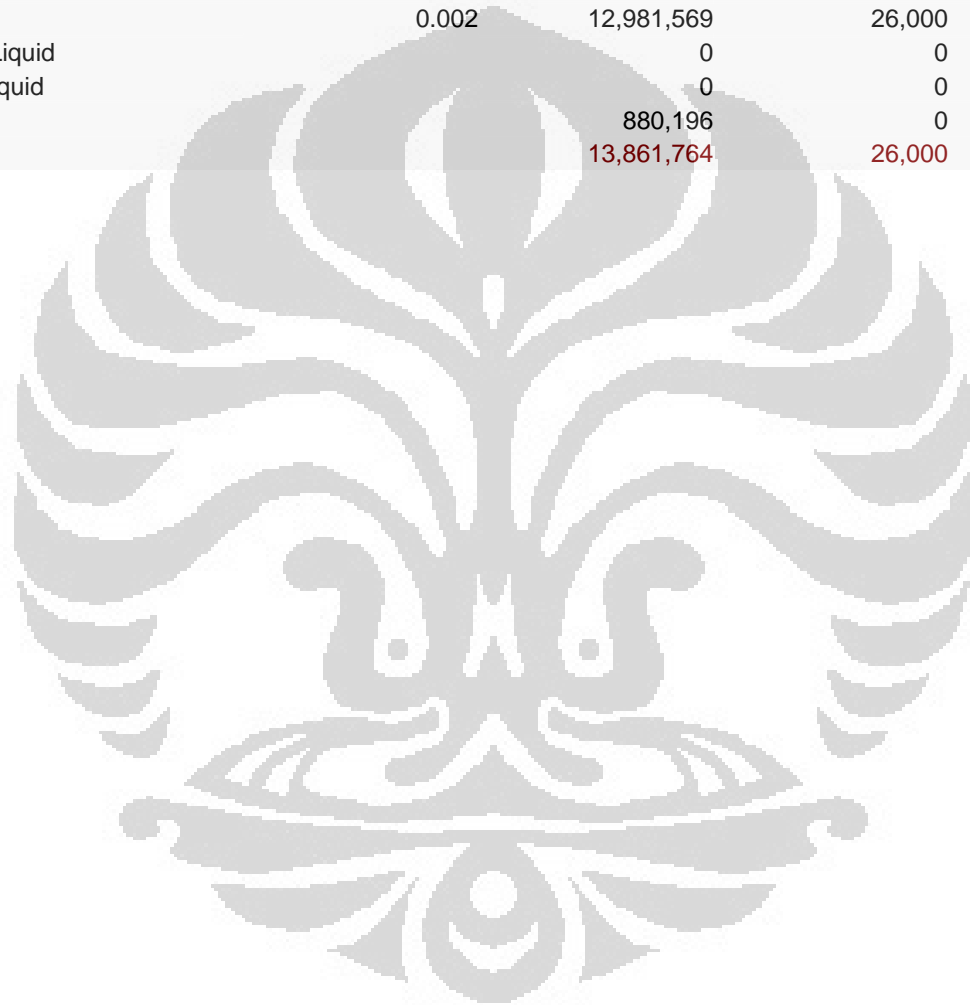
K. Biaya Raw Material

Bulk Raw Material	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Annual Cost (\$)	%
CaCO ₃	0.060	53,996	3,000	2.55
Yeast	0.050	534,472	27,000	21.02
Water	0.001	11,347,826	11,000	8.93
Sulfuric Acid	0.025	57,022	1,000	1.12
Bagasse	0.020	4,218,409	84,000	66.38
TOTAL		16,211,725	127,000	100.00



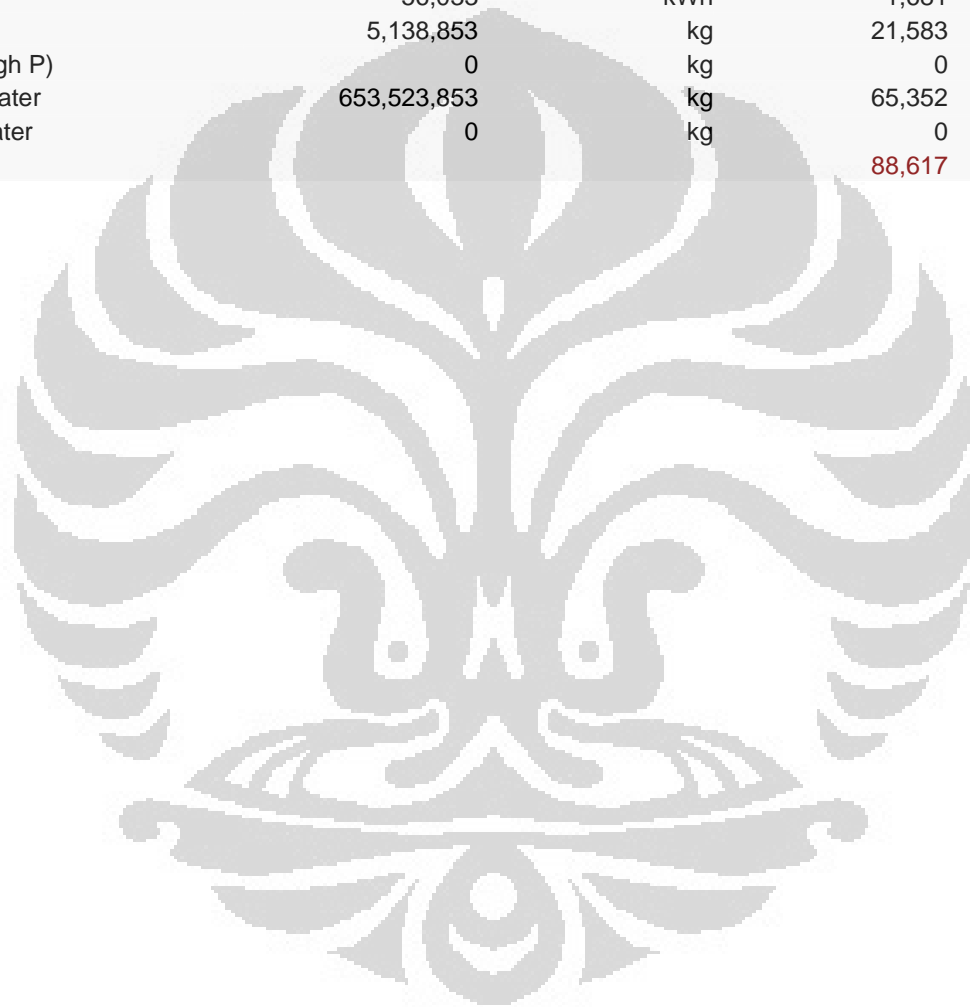
L. *Treatment Limbah*

Waste Category	Unit Cost (\$/kg)	Annual Amount (kg)	Annual Cost (\$)	%
Solid Waste		12,981,569	26,000	100.00
Slurry	0.002	12,981,569	26,000	99.86
Aqueous Liquid		0	0	0.00
Organic Liquid		0	0	0.00
Emissions		880,196	0	0.00
TOTAL		13,861,764	26,000	100.00



M. Biaya Utilitas

Utility	Annual Amount	Reference Units	Annual Cost (\$)	%
Electricity	56,033	kWh	1,681	1.90
Steam	5,138,853	kg	21,583	24.36
Steam (High P)	0	kg	0	0.00
Cooling Water	653,523,853	kg	65,352	73.75
Chilled Water	0	kg	0	0.00
TOTAL			88,617	100.00



N. Analisa Profitabilitas

A.	Direct Fixed Capital	6,782,000 \$
B.	Working Capital	25,000 \$
C.	Startup Cost	339,000 \$
D.	Up-Front R&D	0 \$
E.	Up-Front Royalties	0 \$
F.	Total Investment (A+B+C+D+E)	7,146,000 \$
G.	Investment Charged to This Project	7,146,000 \$
H. Revenue Stream Flowrates		
	Total flow in etOH	1,081,870 kg/yr
I. Production Unit Cost		
	etOH	1.24 \$/kg
J. Selling / Processing Price		
	Total flow in etOH	2.40 \$/kg
K. Revenues		
	etOH	2,596,000 \$/yr
L.	Annual Operating Cost	1,341,000 \$/yr
M.	Gross Profit (K-L)	1,256,000 \$/yr
N.	Taxes (5%)	63,000 \$/yr
O.	Net Profit (M-N + Depreciation)	1,623,000 \$/yr
	Gross Margin	48.37 %
	Return On Investment	22.71 %
	Payback Time	4.40 years