



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PERANCANGAN PABRIK GAS SINTESIS MENGGUNAKAN  
PROSES GASIFIKASI BATUBARA SEBAGAI BAHAN BAKU  
PEMBUATAN BAHAN BAKAR CAIR**

**SKRIPSI**

**MUHAMMAD HABIBURROHMAN**

**0806456676**

**FAKULTAS TEKNIK  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
JULI 2012**



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PERANCANGAN PABRIK GAS SINTESIS MENGGUNAKAN  
PROSES GASIFIKASI BATUBARA SEBAGAI BAHAN BAKU  
PEMBUATAN BAHAN BAKAR CAIR**

**SKRIPSI**

**MUHAMAD HABIBURROHMAN**

**0806456676**

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik**

**FAKULTAS TEKNIK  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
JULI 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 : Muhammad Habiburrohman**

**NPM : 0806456676**

**Tanda Tangan :** 

**Tanggal :**

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :  
Nama : Muhammad Habiburrohman  
NPM : 0806456676  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul Skripsi : Perancangan Pabrik Gas Sintesis Menggunakan  
Proses Gasifikasi Batubara Bahan Baku  
Pembuatan Bahan Bakar Cair

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 : Ir. Dewi Tristantini, MT., PhD.

Penguji I : Prof. Dr. M. Nasikin, M. Eng

Penguji II : Eva Fathul Karamah, ST., MT

Penguji III : Dr. Eny Kusriani, S.Si.



Ditetapkan di : Depok, Jawa Barat, Indonesia

Tanggal :

## KATA PENGANTAR

Puji syukur saya panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya saya dapat menyelesaikan makalah skripsi ini. Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari tanpa bantuan, dukungan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan skripsi ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikannya. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Dewi Tristantini, MT., PhD. selaku dosen pembimbing;
2. Bapak dan Ibu tercinta, dan kedua adik saya serta seluruh keluarga yang telah memberikan dukungan baik berupa material dan moral;
3. Teman – teman satu bimbingan; Wisnu, Nur Rachman, Aira, dan terutama Bagas Triyatmojo sebagai teman satu tema dalam skripsi ini;
4. Teman-teman angkatan 2008 dan semua Rekan DTK yang selalu saling membantu dalam kuliah dan saling memberikan dukungan.
5. Teman – teman Teknik dan TRUI yang juga telah memberikan dukungan dan semangat;
6. Teman satu kosan, Faldy (Teknik Kimia 2007) Edi (Teknik Kimia 2007), Mada, Afreza, Bagas, Fazza, Sungging, Illyn, Adibowo, Harsono, Hilman yang selalu bercanda dan memberikan dukungan.
7. Dan semua pihak yang telah membantu baik secara langsung maupun tidak langsung dalam menyelesaikan skripsi ini.

Akhir kata, saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga seminar ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu.

Depok, 3 Juli 2012

Penulis

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

---

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

Nama : Muhammad Habiburrohman  
NPM : 0806456676  
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 :

**Perancangan Pabrik Gas Sintesis Menggunakan Proses Gasifikasi Batubara  
Sebagai Bahan Baku Pembuatan Bahan Bakar Cair**

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 : 3 Juli 2012

Yang menyatakan

  
(Muhammad Habiburrohman)

## ABSTRAK

Nama : Muhamad Habiburrohman  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul Program : Perancangan Pabrik Gas Sintesis Menggunakan Proses Gasifikasi Batubara sebagai Bahan Baku Pembuatan Bahan Bakar Cair

Integrasi antara gasifikasi batubara dan proses Fischer-Tropsch untuk memproduksi bahan bakar cair merupakan solusi mengatasi masalah kebutuhan BBM. Melihat cadangan batubara yang cukup banyak dan menunjukkan peningkatan produksi setiap tahunnya, maka perancangan pabrik ini dilakukan untuk mengetahui kelayakan pembangunannya secara teknis dan ekonomis. Secara teknis difokuskan pada gasifikasi batubara, sedangkan analisis keekonomian dilakukan setelah diintegrasikan dengan proses Fischer-Tropsch. Dari hasil perancangan, didapatkan kapasitas produksi *syngas* sebesar 671,3 ton/jam dengan kebutuhan batubara 557,43 ton/jam. Dari analisis keekonomian didapatkan *Net Present Value* (NPV) sebesar US\$ 250,01, *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 14,58% dengan nilai *Minimum Acceptabel Rate of Return* (MARR) 11%, serta *payback period* selama 12 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini masih layak diimplementasikan di Indonesia, tepatnya di Balikpapan, Kalimantan Timur.

Kata Kunci:

Gasifikasi batubara, Batubara, Fischer – Tropsch, *syngas*.

## ABSTRACT

Name : Muhammad Habiburrohman  
Study Program : Chemical Engineering  
Title : Syngas Production Plant Design through Coal Gasification  
Process as Raw Material to Produce Fuel Synthetic

Integration between coal gasification and Fischer-Tropsch process to produce fuel synthetic is a solution to solve the increasing of fuel demand. This was due to the abundance of coal reserve in Indonesia. This plant design is conducted to determine the technical and economic feasibility of its application. The economic feasibility study was conducted after integrated with Fischer-Tropsch process while the technical feasibility only focused on gasification plant. It shows that the syngas production is about 671,3 ton/hr, and the coal needed is 557,43 ton/hr. The economic analysis shows that the NPV value is US\$ 250,01, IRR value is 14,58% with MARR value is 11%, and the payback period is about 12 years. So, It shows that this plant is feasible to be implemented in Balikpapan, East Borneo, Indonesia.

Key words :

Coal Gasification, coal, Fischer – Tropsch, syngas.

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	II
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS .....	III
HALAMAN PENGESAHAN .....	IV
KATA PENGANTAR .....	V
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI .....	VI
ABSTRAK .....	VII
ABSTRACT .....	VIII
DAFTAR ISI .....	IX
DAFTAR GAMBAR .....	XII
DAFTAR TABEL .....	XIII
<b>BAB 1 PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	3
1.3 Tujuan .....	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Penulisan .....	4
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA .....</b>	<b>5</b>
2.1 Batubara .....	5
2.1.1 Jenis Batubara dan Aplikasinya .....	6
2.1.2 Sekilas tentang Batubara di Indonesia .....	7
2.1.3 Pemanfaatan Batubara di Indonesia .....	8
2.2 Gasifikasi .....	10
2.2.1 Tahap-tahap dalam Gasifikasi .....	10
2.2.2 Teknologi Gasifikasi.....	13
2.3 Analisis keekonomian.....	16
2.3.1 <i>Internal Rate of Return (IRR)</i> .....	16
2.3.2 <i>Analisa Net Present Value (NPV)</i> .....	17
2.3.3 <i>Payback period</i> .....	17
2.3.4 <i>Break EvenPoint (BEP)</i> .....	17
2.4 Teori Perancangan Pabrik .....	17
<b>BAB 3 METODE PERANCANGAN .....</b>	<b>21</b>
3.1 Diagram Alir Perancangan.....	21
3.2 Studi Literatur .....	22
3.3 Pengumpulan Data dan Informasi .....	22
3.4 Penentuan Lokasi dan Kapasitas .....	22
3.5 Seleksi Teknologi .....	22
3.6 Flowsheeting .....	23
3.7 Neraca Massa Energi (NME) dan Optimasi .....	23

3.8	Spesifikasi Peralatan.....	23
3.9	Analisis Keekonomian.....	23
3.9.1	Biaya investasi ( <i>capital investment</i> ).....	23
3.9.2	Biaya operasional produksi.....	24
3.9.3	Biaya Pemasukan.....	24
3.9.4	Perhitungan laba rugi dan <i>cash flow</i> .....	24
3.9.5	Kelayakan Ekonomi .....	24
3.10	Kesimpulan .....	24

## **BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN..... 25**

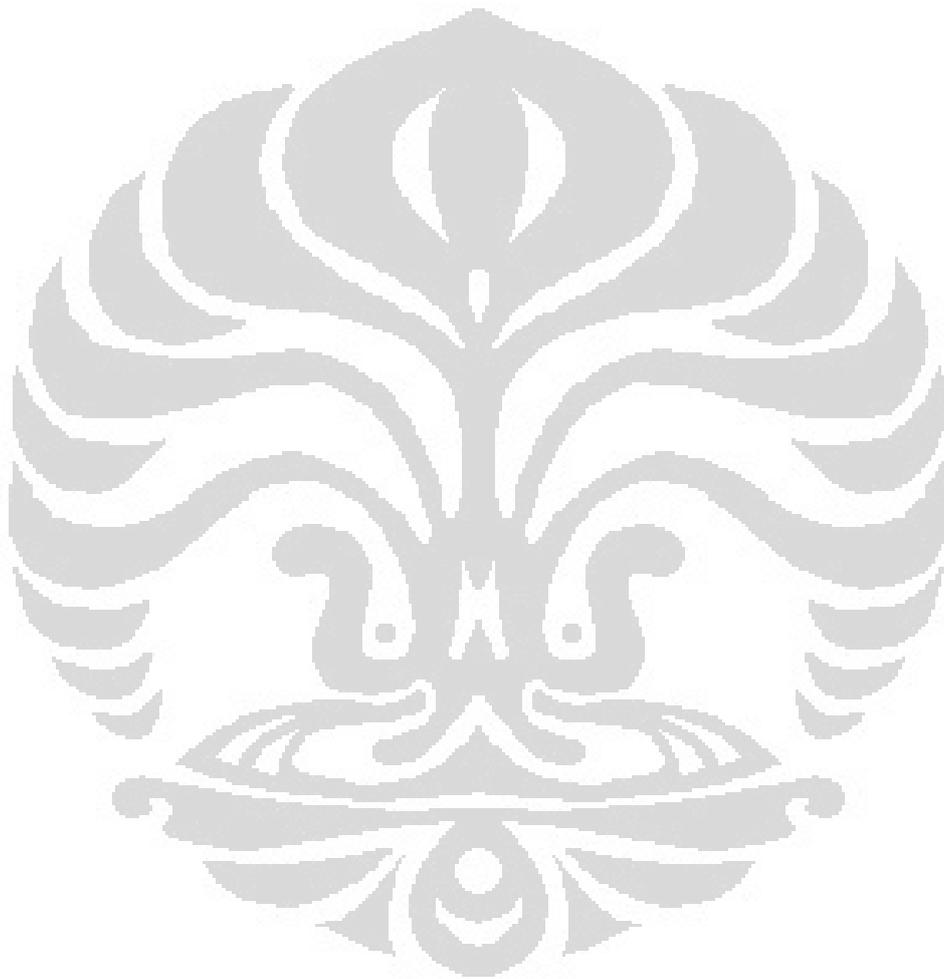
4.1	Analisis Lokasi dan Pasar .....	25
4.1.1	Analisis lokasi .....	25
4.1.2	Profil Daerah Lokasi.....	26
4.1.3	Analisis Pasar .....	28
4.2	Seleksi Teknologi.....	30
4.3	Deskripsi Proses ( <i>Flowsheeting</i> ).....	32
4.3.1	Pereduksi Ukuran ( <i>Size Reduction</i> ).....	32
4.3.2	Gasifikasi .....	34
4.3.3	<i>Water Gas Shift Reaction</i> .....	34
4.3.4	<i>Sour Gas Removal</i> atau Pemurnian Syngas .....	35
4.4	Neraca Massa Energi dan Utilitas .....	40
4.4.1	Neraca Massa .....	40
4.4.2	Neraca Massa Per aliran.....	41
4.4.3	Diagram alir energi.....	43
4.4.4	Diagram Alir Utilitas .....	44
4.5	Spesifikasi Peralatan.....	47
4.5.1	Belt Conveyor .....	47
4.5.2	Roll Mill.....	47
4.5.3	Pin Mill .....	48
4.5.4	Gasifier.....	48
4.5.5	Cyclone .....	49
4.5.6	Precooler WGS.....	50
4.5.7	WGS Reactor 1.....	51
4.5.8	Interstage Cooler .....	52
4.5.9	WGS Reactor 2.....	53
4.5.10	Cooler.....	54
4.6	Analisis Keekonomian.....	55
4.6.1	Total Capital Investment .....	55
4.6.2	Biaya Operasional Tahunan .....	56
4.6.3	Perhitungan Laba Rugi .....	60
4.6.4	Peminjaman Modal.....	60
4.6.5	Cash Flow .....	62
4.6.6	Analisis Kelayakan Investasi .....	64
4.6.7	Analisis Sensitivitas.....	67

## **BAB 5 PENUTUP ..... 71**

5.1 Kesimpulan .....	71
5.2 Saran .....	72

<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>73</b>
----------------------------	-----------

<b>LAMPIRAN A. PERHITUNGAN KONDISI REAKTOR GASIFIER.....</b>	<b>75</b>
--	-----------



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1. Pertumbuhan Batubara .....	5
Gambar 2. 2. Jenis Batubara dan Pemanfaatannya .....	6
Gambar 2. 3. Trend Produksi Batubara Indonesia .....	8
Gambar 2. 4. Tahapan Gasifikasi Batubara .....	11
Gambar 2. 5. Proses Pirolisis .....	12
Gambar 2. 6. Fixed Bed Reactor .....	14
Gambar 2. 7. Fluidized Bed Reactor .....	15
Gambar 2. 8. Entrained Bed Reactor .....	16
Gambar 2. 9. Tahapan Perancangan Pabrik .....	18
Gambar 2. 10. Tahapan dalam Feasibility Study .....	19
Gambar 3. 1. Diagram Alir Perancangan .....	21
Gambar 4. 1. Peta Persebaran Batubara di Indonesia .....	25
Gambar 4. 2. Lokasi Pemilihan Pabrik .....	27
Gambar 4. 3. Roll Mill .....	33
Gambar 4. 4. Pin Mill .....	33
Gambar 4. 5. Block Flow Diagram .....	37
Gambar 4. 6. Process Flow Diagram Plant-1 .....	38
Gambar 4. 7. Process Flow Diagram Plant-2 .....	39
Gambar 4. 8. Neraca Massa Aliran Utama .....	40
Gambar 4. 9. Diagram Alir Energi .....	44
Gambar 4. 10. Skema Pembuatan Steam .....	45
Gambar 4. 11. Diagram Alir Kebutuhan Utilitas .....	46
Gambar 4. 12. Grafik cash flow .....	62
Gambar 4. 13. Grafik ATCF kumulatif .....	62
Gambar 4. 14. Pengaruh kenaikan harga batubara terhadap NPV .....	69
Gambar 4. 15. Pengaruh kenaikan harga jual terhadap IRR .....	69
Gambar 4. 16. Pengaruh kenaikan harga jual distilat terhadap NPV .....	70

## DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1. Keterangan untuk setiap tahapan dalam feasibility study.....	20
Tabel 4. 1. Data Batubara Kalimantan.....	26
Tabel 4. 2. Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan.....	28
Tabel 4. 3. Proyeksi Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan hingga 2027 ..	29
Tabel 4. 4. Tabel hasil pembobotan setiap parameter pemilihan reaktor .....	31
Tabel 4. 5. Hasil penilaian setiap reaktor terhadap setiap parameter .....	31
Tabel 4. 6. Parameter Produksi Syngas.....	41
Tabel 4. 7. Neraca massa dan kondisi setiap aliran .....	41
Tabel 4. 8. Total Kebutuhan Listrik.....	44
Tabel 4. 9. Harga peralatan ( $C_{TBM}$ ).....	55
Tabel 4. 10. Hasil Perhitungan Total Capital Investment (TCI) .....	56
Tabel 4. 11. Biaya bahan baku dan utilitas .....	57
Tabel 4. 12. Perincian Upah Tenaga Kerja Langsung fixed .....	58
Tabel 4. 13. Total biaya tenaga kerja langsung .....	58
Tabel 4. 14. Perincian upah tenaga kerja tidak langsung (dalam rupiah) .....	59
Tabel 4. 15. Tabel Perincian Pendapatan .....	60
Tabel 4. 16. Skenario peminjaman modal kepada bank. ....	61
Tabel 4. 17. Skenario peminjaman modal kepada investor.....	61
Tabel 4. 18. Perincian cash flow.....	63
Tabel 4. 19. Perhitungan NPV .....	64
Tabel 4. 20. Perhitungan payback periode .....	66
Tabel 4. 21. Perhitungan BEP .....	66
Tabel 4. 22. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga batubara.....	68
Tabel 4. 23. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga jual produk .....	68

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Dari tahun ke tahun jumlah kendaraan yang menggunakan BBM di Indonesia semakin meningkat. Jika di tahun 2000 jumlah kendaraan sekitar 5 juta unit, untuk tahun 2009 sudah meningkat lebih dari 3 kalinya yaitu sekitar 18 juta unit, dan dari perkembangan kendaraan tersebut lebih dari 60% adalah kendaraan penumpang yang mencapai sekitar 10 juta unit. Hal itu tentu menyebabkan konsumsi bahan bakar minyak (BBM) terus meningkat, pada ditahun 2000 keperluan BBM untuk transportasi sekitar 20 ribu kiloliter, ditahun 2009 sudah mencapai 37 ribu kiloliter (Hartanto, 2011). Dengan semakin besarnya konsumsi BBM maka diperlukan produksi minyak yang lebih besar. Namun, kenyataannya produksi minyak dalam negeri terus mengalami penurunan dan mengharuskan Indonesia mengimpor sekitar 119 juta barel per tahunnya (Migas, 2010). Dengan pola konsumsi yang terus seperti ini, diperkirakan cadangan minyak bumi akan habis dalam kurun waktu sekitar 12 tahun jika tidak diusahakan suatu alternatif lain (ESDM, 2011).

Saat ini pemerintah sedang mengupayakan untuk mengkonversi penggunaan BBM ke BBG (Bahan Bakar Gas) terutama untuk keperluan transportasi, tentunya dengan harapan bahwa konsumsi minyak bumi akan turun. Selain karena cadangan gas masih cukup banyak dan harganya yang lebih murah dibandingkan dengan minyak bumi, yaitu 2/3 dari harga bensin subsidi (premium) atau sekitar 1/3 dari premium non subsidi, polusi yang dihasilkan oleh BBG lebih kecil dibandingkan dengan bensin (Hartanto, 2011). Namun, hal tersebut bukanlah hal yang dapat dilakukan dengan instan. Beberapa kendala yang muncul di antaranya adalah *Konverter Kit*, sebuah alat yang dipasang di kendaraan bermotor agar dapat beroperasi dengan BBG. Pemerintah baru dapat menyediakan 250.000 *konverter kit* hingga tahun 2014 (ESDM, 2011). Jumlah tersebut tidak seberapa bila dibandingkan dengan pengguna kendaraan bermotor di Indonesia. Sehingga

dapat disimpulkan dalam jangka waktu dekat ini, konversi BBM ke BBG tersebut belum dapat berjalan dengan baik.

Alternatif lain yang dapat diusahakan salah satunya adalah dengan memproduksi sendiri bahan bakar yang dibutuhkan (*fuel syntetic*). Proses yang ada saat ini dan sudah cukup digunakan ialah proses *Fischer-Tropsch*. Dengan menggunakan teknologi sintesis, *Fischer-Tropsch* (FT) memungkinkan pengolahan gas menjadi bahan bakar cair atau gas (BBM/BBG) yang setara dengan bahan bakar fosil (Jagger, 1995). Proses ini sudah diterapkan di beberapa negara seperti Afrika (*Sasol*), Malaysia (*shell*), China (*Shenhua CTL*) dan Jerman.

Bahan baku utama dalam FT adalah *syngas* yang terdiri dari  $H_2$  dan CO dengan rasio 2 : 1. Walaupun proses FT dapat berdiri sendiri sebagai suatu pabrik, hal tersebut tidak efektif baik secara teknis maupun secara ekonomi, karena *syngas* sebagai bahan baku bisaanya disimpan terlebih dahulu dalam fasa cairnya kemudian dikembalikan menjadi fasa gas ketika akan digunakan dalam proses. Lain halnya dengan mengintegrasikan pabrik FT dengan pabrik produksi *syngas*, proses dapat berlangsung secara kontinu sampai diperoleh *fuel syntetic*. Oleh karena itu, integrasi antara pabrik produksi *syngas* dengan pabrik FT memiliki kelebihan secara teknis dan ekonomis (liu, 2010).

Pembuatan *syngas* sendiri bermacam-macam prosesnya seperti ATR (*autothermal reforming*), *partial oxidation*, *steam methane reforming*, dan gasifikasi biomassa atau batubara. Jika melihat kondisi cadangan batubara di Indonesia yang sangat melimpah dibandingkan dengan minyak bumi dan gas alam, yaitu jika dilihat dari rasio cadangan dibagi produksi (*R/P Ratio*) maka batubara masih mampu untuk digunakan selama lebih dari 500 tahun. Sedangkan gas alam dan minyak bumi masing-masing sekitar 43 tahun dan 16 tahun (Sugiyono, 2000), serta produksinya yang meningkat rata-rata 20 juta ton per tahun (ESDM, 2010). Hal itu membuat *coal gasification-FT plant* menjadi sangat *feasible* dilakukan.

Integrasi secara penuh antara Gasifikasi Batubara–Fischer Tropsch (GBFT) ini belum pernah ada. Pabrik gasifikasi batubara yang sudah berjalan saat ini pada umumnya digunakan untuk keperluan pembangkit listrik (*power plant*), dengan komposisi utama *syngas* berupa hydrogen ( $H_2$ ). Sedangkan pabrik FT

yang terintegrasi dengan produksi *syngas* pada umumnya menggunakan proses *steam reforming*. Pada perancangan ini akan *men-design* proses gasifikasi batubara dengan spesifikasi produk *syngas* yang sesuai untuk kebutuhan proses FT, yaitu rasio mol  $H_2/CO$  sebesar 2.

Di Indonesia sendiri pabrik FT belum pernah ada, apalagi integrasi antara gasifikasi batubara dengan proses FT. Oleh karena itu, perlu dilakukan studi kelayakan secara ekonomi dan teknis dari pembangunan pabrik GBFT, dimana pada perancangan ini bagian teknisnya akan lebih detail dibahas pada gasifikasi batubara, tetapi perhitungan kelayakan ekonomi akan dilakukan setelah diintegrasikan dengan pabrik FT. Aplikasi teknologi ini diharapkan dapat menjadi solusi dalam mengatasi masalah kelangkaan BBM di Indonesia, selain itu juga menjadi titik terang dalam pengembangan teknologi serta menjadikan batubara sebagai alternatif bahan bakar minyak yang dapat digunakan.

## 1.2 Rumusan Masalah

1. Bagaimana kelayakan pembangunan pabrik Fischer – Tropsch terintegrasi dengan gasifikasi batubara di Indonesia?
2. Bagaimana proses gasifikasi batubara yang dapat menghasilkan *syngas* dengan spesifikasi rasio mol  $H_2/CO$  sebesar 2?

## 1.3 Tujuan

1. Tujuan dari perancangan ini adalah untuk mengetahui kelayakan pembangunan pabrik GBFT terintegrasi untuk memproduksi bahan bakar cair (*fuel syntetic*), baik secara teknis dan ekonomi.
2. Mendesain suatu pabrik Fischer – Tropsch terintegrasi dengan gasifikasi batubara untuk memproduksi bahan bakar (*fuel syntetic*), dimana pada perancangan secara teknis difokuskan pada pabrik gasifikasi batubara.

## 1.4 Batasan Masalah

1. Perancangan secara teknis difokuskan pada pabrik gasifikasi batubara. Artinya dari proses batubara sampai menjadi *syngas*.

2. Analisis dilakukan hanya sampai analisis kelayakan ekonomi. Perhitungan kelayakan ekonomi akan dilakukan setelah diintegrasikan dengan pabrik FT.

### 1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang digunakan adalah sebagai berikut :

#### BAB I : PENDAHULUAN

Bab ini terdiri atas latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, pembatasan masalah, dan sistematika penulisan.

#### BAB II : TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini menjelaskan teori – teori mengenai batubara dan detail tahapan proses gasifikasi sampai menjadi *syngas* sesuai spesifikasi kebutuhan.

#### BAB III : METODE PERANCANGAN

Bab ini terdiri atas tahapan-tahapan perancangan mulai dari penentuan lokasi sampai analisis keekonomian.

#### BAB IV : HASIL PERANCANGAN

Bab ini berisi hasil dari perancangan yang berupa lokasi pabrik, kapasitas, spesifikasi peralatan utama.

#### BAB V : KESIMPULAN

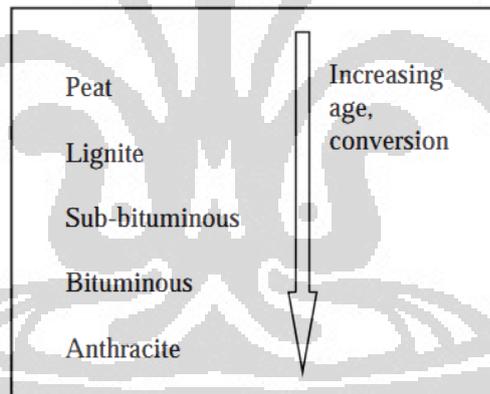
Bab ini berisi kesimpulan dari seluruh bab yang ada dan merupakan rangkuman singkat dari pembahasan - pembahasan sebelumnya.

## BAB 2

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1 Batubara

Batubara merupakan salah satu bahan bakar fosil dimana pembentukannya memerlukan kondisi-kondisi tertentu dan dalam waktu yang cukup lama. Batubara adalah sisa tumbuhan yang berubah bentuk yang awalnya berakumulasi di rawa dan lahan gambut. Penimbunan lanau dan sedimen lainnya, bersama dengan pergeseran kerak bumi (dikenal sebagai pergeseran tektonik) mengubur rawa dan gambut yang seringkali sampai ke kedalaman yang sangat dalam. Dengan penimbunan tersebut, material tumbuhan tersebut terkena suhu dan tekanan yang tinggi dan menyebabkan tumbuhan tersebut mengalami proses perubahan fisika dan kimiawi dan mengubah tumbuhan tersebut menjadi gambut dan kemudian batubara, proses ini disebut dengan *coalification* (Bell, 2011).



Gambar 2. 1. Pertumbuhan Batubara (Bell, 2011)

Mutu dari setiap endapan batubara ini berbeda-beda ditentukan oleh suhu dan tekanan serta lama waktu pembentukan yang disebut sebagai 'maturitas organik'. Proses awalnya gambut berubah menjadi *lignite* (batu baramuda) atau *brown coal* (batubara coklat) – Ini adalah batu bara dengan jenis maturitas organik rendah. Mendapat pengaruh suhu dan tekanan yang terus menerus, batubara muda mengalami perubahan yang secara bertahap menambah maturitas organiknya dan mengubah batubara muda menjadi batubara *sub-bitumen*. Perubahan kimiawi dan fisika terus berlangsung hingga batu bara menjadi lebih keras dan warnanya lebih

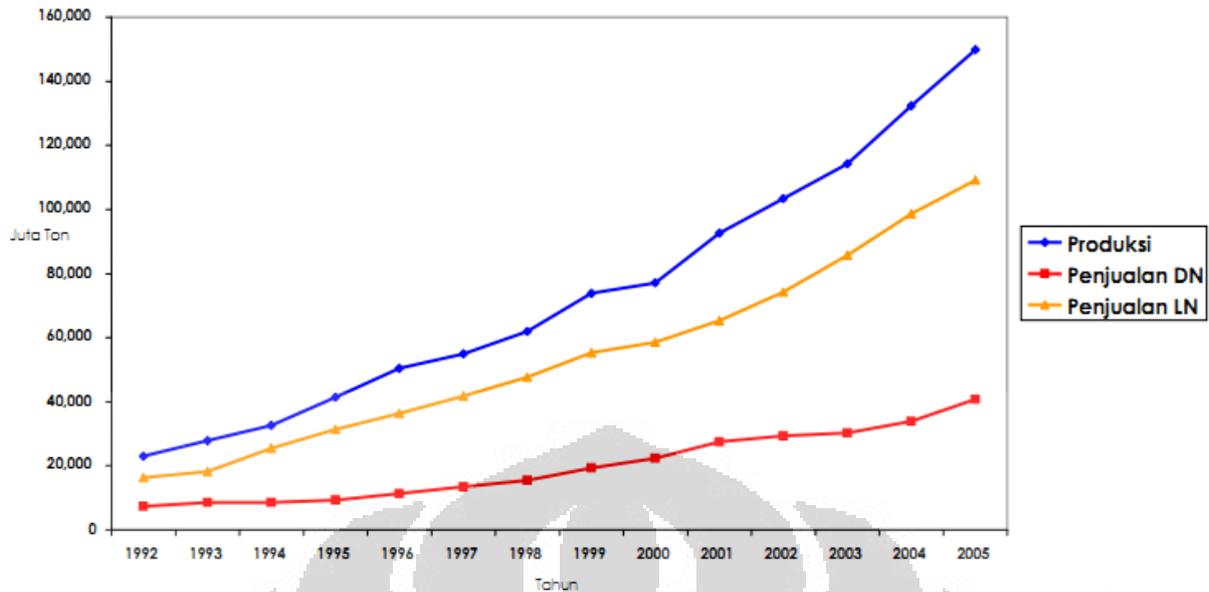


karbon yang lebih tinggi dan tingkat kelembaban yang lebih rendah membuat batubara ini memiliki nilai kalor yang lebih tinggi. Antrasit adalah batubara dengan mutu yang paling baik dengan demikian kandungan karbon dan energi yang lebih tinggi serta tingkat kelembaban yang lebih rendah. Pemanfaatan batubara ini lebih luas, selain untuk pembangkit listrik dan industri semen, batubara ini juga dimanfaatkan pada pembuatan industri besi dan baja.

### 2.1.2 Sekilas tentang Batubara di Indonesia

Pada masa mendatang, produksi batubara Indonesia diperkirakan akan terus meningkat; tidak hanya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri (domestik), tetapi juga untuk memenuhi permintaan luar negeri (ekspor). Hal ini mengingat sumber daya batubara Indonesia yang masih melimpah dan merupakan sumber energi dengan cadangan terbesar dibandingkan dengan gas alam dan minyak bumi, yaitu sekitar  $36,34 \times 10^6$  ton, sedangkan cadangan gas alam sebesar 137,79 TSCF (Tera Standard Cubic Feet) dan minyak bumi sebesar  $9,09 \times 10^9$  SBM (Setara Barel Minyak). Bila dilihat dari rasio cadangan dibagi produksi (R/P Ratio) maka batubara masih mampu untuk digunakan selama lebih dari 500 tahun, (Sugiyono, 2000). Setelah melihat cadangan batubara ini, diperkirakan bahwa di masa depan batubara mempunyai peran yang besar sebagai penyedia energi nasional (Pusta Litbang Teknologi Mineral dan Batubara, 2006). Hanya saja penggunaan batubara di Indonesia masih sangat terbatas.

Perkembangan produksi batubara selama beberapa tahun terakhir ini terus menunjukkan peningkatan yang cukup pesat, dengan kenaikan produksi rata-rata 15,68% pertahun. Dapat dilihat pada Gambar 2.3, tampak pada tahun 1992, produksi batubara sudah mencapai 22,95 juta ton dan selanjutnya pada tahun 2005 produksi batubara nasional telah mencapai 151,594 juta ton. Perkembangan produksi batubara nasional tersebut tentunya tidak terlepas dari permintaan dalam negeri (domestik) dan luar negeri (ekspor) yang terus meningkat setiap tahunnya. Sebagian besar produksi tersebut untuk memenuhi permintaan luar negeri, yaitu rata-rata 72,11%, dan sisanya 27,89% untuk memenuhi permintaan dalam negeri.



Gambar 2. 3. Trend Produksi Batubara Indonesia  
(Pusat Litbang Teknologi Mineral dan Batubara, 2006)

### 2.1.3 Pemanfaatan Batubara di Indonesia

#### 2.1.3.1 PLTU

PLTU merupakan industri yang paling banyak menggunakan batubara. Tercatat dari seluruh konsumsi batubara dalam negeri pada tahun 2005 sebesar 35,34 juta ton, 71,11% di antaranya digunakan oleh PLTU. Hingga saat ini, PLTU berbahan bakar batubara, baik milik PLN maupun yang dikelola swasta, ada 9 PLTU, dengan total kapasitas saat ini sebesar 7.550 MW dan mengkonsumsi batubara sekitar 25,1 juta ton per tahun.

Berdasarkan data dalam kurun waktu 1998-2005, penggunaan batubara di PLTU untuk setiap tahunnya meningkat rata-rata 13%. Hal tersebut sejalan dengan penambahan PLTU baru sebagai dampak permintaan listrik yang terus meningkat rata-rata 7,67% per tahun.

#### 2.1.3.2 Industri Semen

Selama delapan tahun terakhir ini, perkembangan pemakaian batubara pada industri semen berfluktuasi. Antara tahun 1998-2001, pemakaian batubara rata-rata naik sangat signifikan, yaitu 64,03%, namun pada tahun 2002 dan 2003 sempat mengalami penurunan hingga 7,59%.

Memasuki tahun 2004, kebutuhan batubara pada industri semen mengalami perubahan yang positif, yaitu 19,78% seiring perkembangan ekonomi yang mulai membaik di dalam negeri. Tahun 2005, tercatat sekitar 17,04% kebutuhan batubara dalam negeri digunakan oleh industri semen atau 5,77 juta ton.

#### 2.1.3.3 Industri Tekstil

Industri tekstil memiliki tingkat ketergantungan yang tinggi terhadap bahan bakar minyak (BBM), oleh karena itu dengan melambungnya harga BBM, banyak yang beralih ke bahan bakar ke batubara, walaupun harus melakukan modifikasi terhadap boiler atau mengganti boiler yang baru berbahan bakar batubara. Pada tahun 2003 jumlah perusahaan tekstil yang menggunakan bahan bakar batubara hanya 18 perusahaan saja, namun pada tahun 2006 sudah bertambah menjadi 224 perusahaan tersebar di Pulau Jawa terutama di Propinsi Jawa Barat. Kebutuhan batubaranya pun meningkat sangat signifikan, yaitu dari 274.150 ton pada tahun 2003 naik menjadi 3,07 juta ton pada tahun 2006.

#### 2.1.3.4 Industri Kertas

Seperti halnya pada perusahaan tekstil, batubara dalam industri kertas digunakan sebagai bahan bakar dimana energi panas yang dihasilkan digunakan untuk memasak air pada boiler sehingga menghasilkan uap yang diperlukan untuk memasak pulp (bubur kertas).

Perkembangan pemakaian batubara pada industri kertas selama kurun waktu 1998-2005 naik sangat signifikan, rata-rata 42,36%. Namun untuk waktu mendatang diperkirakan perkembangannya akan stabil pada kisaran 3– 6% per tahun. Pada tahun 2005, jumlah kebutuhan batubara untuk industri ini mencapai sekitar 2,2 juta ton.

#### 2.1.3.5 Industri Metalurgi dan lainnya

Perkembangan kebutuhan batubara oleh industri metalurgi berfluktuasi, namun ada trend perkembangan yang meningkat sejalan dengan kondisi produksi perusahaan yang mengalami turun naik. Tahun 1998 tercatat 144,907 ribu ton, meningkat hingga mencapai 236,8 ribu ton pada tahun 2002, namun kemudian menurun hingga 112,83 ribu ton tahun 2005.

Di samping industri metalurgi, masih banyak industri lainnya yang menggunakan batubara sebagai bahan bakar dalam mendukung proses produksinya, antara lain industri makanan, kimia, pengecoran logam, karet ban, dan lainnya. Di Propinsi Banten dan Jawa Barat ada 21 perusahaan yang telah menggunakan batubara dengan total kebutuhan diperkirakan mencapai 417 ribu ton untuk tahun 2005.

#### 2.1.3.6 Briket Batubara

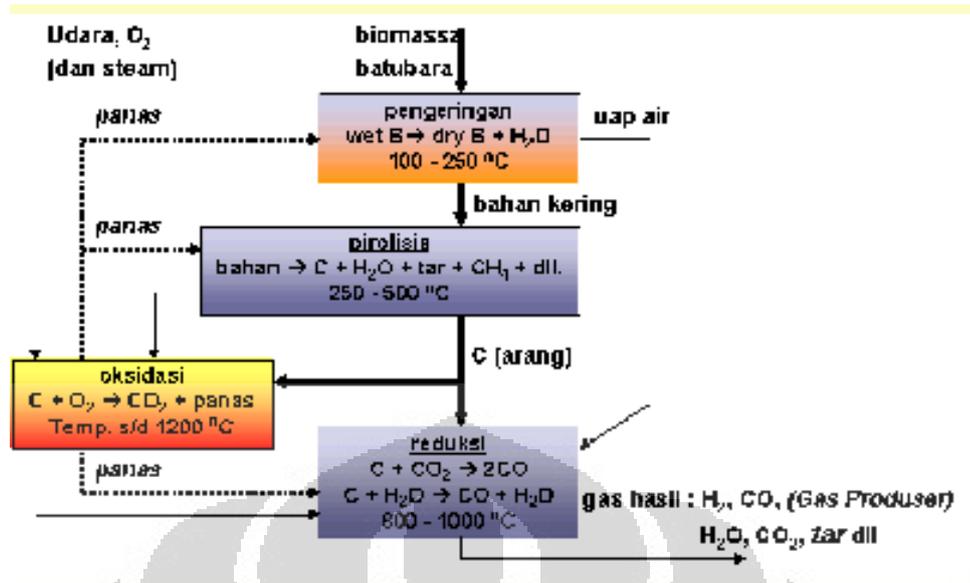
Dari data tahun 1998 – 2005, perkembangan briket batubara berfluktuatif, namun cenderung ada peningkatan. Konsumsi terendah sebesar 23 ribu ton pada tahun 2004 dan tertinggi pada mencapai 38 ribu ton tahun 1999. Pada sisi lain potensi konsumsi BBM yang dapat disubstitusi briket batubara untuk IKM dan rumahtangga sebesar 12,32 juta ton, dan jumlah optimisnya sebesar 1,3 juta ton per tahun atau ekuivalen dengan 936.000 kilo liter minyak tanah per tahun. Kondisi pasar akan menentukan bagaimana prospek perbriketan batubara di Indonesia sebagai bahan alternative substitusi minyak tanah khususnya, bersama-masa dengan energi alternative lainnya seperti bahan bakar nabati (biofuel) dan LPG

## 2.2 Gasifikasi

Gasifikasi batubara adalah proses mengkonversi karbon dalam batubara menjadi gas (*syngas*) dengan menggunakan media gasifikasi (*gasification agent*). Zat yang digunakan sebagai media adalah udara atau oksigen, air/steam, dan karbondioksida. Gas yang dihasilkan bermacam-macam seperti karbon monoksida dan hydrogen yang merupakan produk utama, karbon dioksida, steam, bahkan metana dan gas-gas seperti NO<sub>x</sub> dan SO<sub>x</sub> walaupun dalam jumlah sedikit.

### 2.2.1 Tahap-tahap dalam Gasifikasi

Tahapan dalam proses gasifikasi dapat dilihat pada Gambar 2.4 beserta penjelasannya :



Gambar 2. 4. Tahapan Gasifikasi Batubara  
(Liu, 2010)

#### 2.2.1.1 Tahap Pengeringan (*Evaporation of Moisture*)

Merupakan tahap dimana terjadi penguapan pada kandungan air dalam batubara. Proses ini bergantung pada jenis batubara, untuk jenis batubara subbituminous kelembabannya dapat mencapai 35% berat, sedangkan jenis bituminous lebih kecil sekita 5% berat. Proses ini dapat dihindari didalam gasifier dengan cara mentreatment terlebih dahulu batubara masukan (dehidrasi).

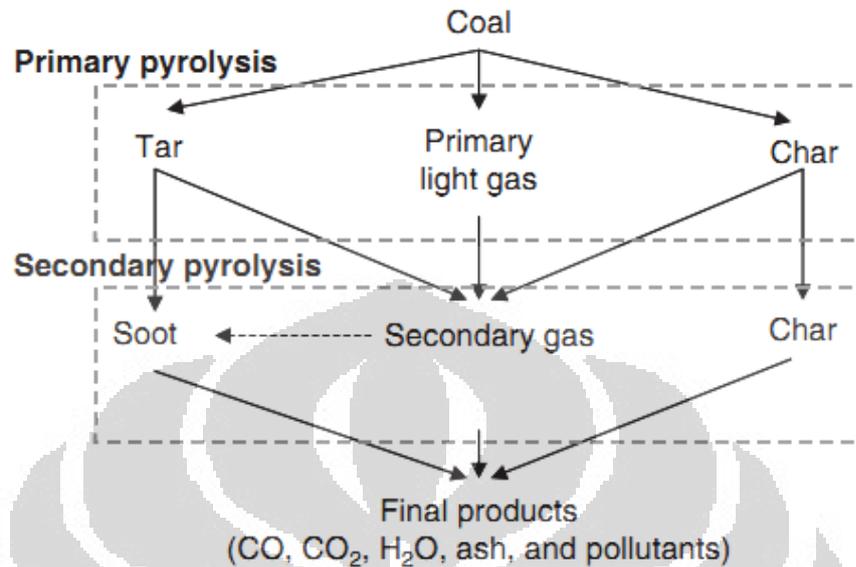
#### 2.2.1.2 Tahap Pirolisis

Merupakan proses *chemical decomposition* dengan cara pemanasan pada kondisi minim atau tanpa oksigen. Batubara akan mengalami perengkahan pada proses ini pada temperatur sekitar 250°C ke atas. Hasil proses ini adalah arang, uap air, uap tar, dan gas-gas. Tujuan dari tahap ini adalah untuk mempermudah reaksi pembentukan *syngas* pada *gasifier*. Gambar 2.5 merupakan skema proses pirolisis, Pada pirolisis ini dihasilkan seperti CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub> dan tar).

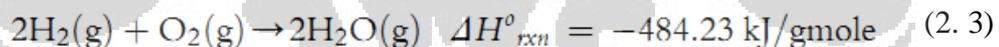
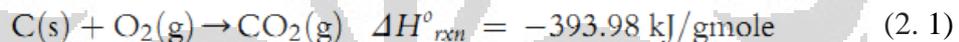
#### 2.2.1.3 Tahap Pembakaran Zat Volatil (*Combustion of Volatile matter*)

Zat hasil pirolisis bereaksi dengan oksigen untuk menghasilkan panas yang diperlukan oleh proses selanjutnya, gasifikasi oleh steam. Proses oksidasi (pembakaran) ini merupakan reaksi homogen yang bersifat eksotermis dan

menyediakan panas atau energi untuk proses reaksi heterogen. Reaksi 2.1-2.5 merupakan reaksi homogeny yang umum terjadi dalam gasifikasi.

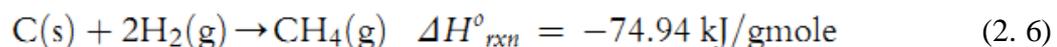
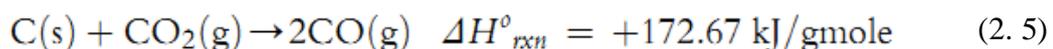
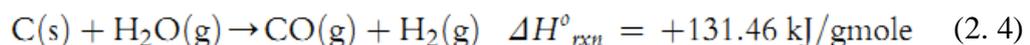


Gambar 2. 5. Proses Pirolisis (Kei Liu et al., 2010)



#### 2.2.1.4 Tahap Gasifikasi (*Heterogenous Reaction*)

Pada tahap ini, char bereaksi dengan uap air dan karbon dioksida. Untuk menghasilkan hidrogen dan karbon monoksida sebagai komponen utama gas hasil. Pada tahap ini adalah tahap yang terjadi di gasifier atau proses gasifikasi. Proses ini bergantung dengan pemilihan jenis dari *gasifier* itu sendiri dimana setiap gasifier itu sendiri memiliki kelebihan dan kekurangan dari gasifier itu sendiri. Berikut reaksi yang terjadi :



Pada tahap ini juga terbentuk metana pada kondisi tertentu. Untuk menyesuaikan rasio H/C agar sesuai dengan kebutuhan, bisaanya diatur supaya

terjadi reaksi *water-gas shift reaction* yang bertujuan untuk mengkonversi CO menjadi H<sub>2</sub>.



#### 2.2.1.5 Tahap Slagging

Didalam batubara juga terdapat kandungan dari abu (*ash*) dimana besarnya tergantung dari jenis batubara dan juga geografi tempat batubara. Abu ini dipisahkan dengan proses slagging.

#### 2.2.2 Teknologi Gasifikasi

##### 2.2.2.1 *Fixed Bed Reactor* (Teknologi Lurgi)

Proses ini menggunakan fixed bed reaktor, dimana didalam reaktor ini akan terjadi *counter-current* antara batubara dengan oksigen-steam. Untuk mendapatkan gasifikasi yang baik maka gas harus mengalir dengan kecepatan tinggi.

Karakteristik batubara untuk proses Lurgi :

- a. Batubara harus mengandung banyak zat volatile karena hasil utama didaerah devolatilisasi adalah tar, dan metana. (tidak semua jenis batubara cocok digunakan pada proses ini)
- b. Kandungan abu (*ash*) harus rendah, karena akan membutuhkan energi lebih untuk memisahkan abu yang mempunyai titik leleh tinggi.
- c. Ukuran batubara umpan kurang lebih antara 3-55 mm.
- d. Keuntungan teknologi ini adalah rendahnya temperature gasifikasi, sehingga oksigen yang dibutuhkan relatif sedikit, serta menghasilkan kandungan metana yang cukup tinggi. Teknologi ini relative lebih mudah dioperasikan, tapi investasinya cukup mahal jika digunakan untuk kapasitas yang kecil.

Gambar 2.6 adalah skema proses Lurgi.

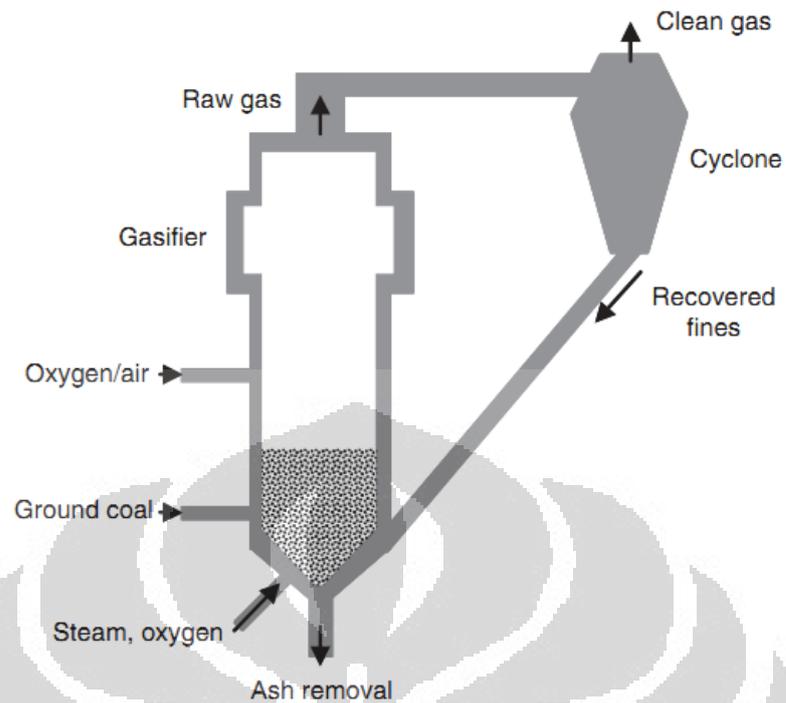


Gambar 2. 6. Fixed Bed Reactor  
(Towler, 2011)

#### 2.2.2.2 Fluidized Bed Reactor (Teknologi Winkler)

Pada proses ini batubara harus dihancurkan sampai berukuran 8 mesh (0.5 – 5 mm). batubara tersebut akan dimasukkan dari atas dan dialirkan dengan bantuan gas sehingga seperti fluida, sementara oksigen dan steam dialirkan dari bawah. Proses fluidisasi ini membuat perpindahan panasnya berlangsung cukup cepat dan suhunya seragam pada *gasifier*, selain itu hampir tidak dibutuhkan waktu tinggal sehingga proses ini dapat dianggap *continuous*.

Teknologi ini cocok untuk berbagai jenis batubara, luas permukaan reaksinya juga cepat dan efektif, pengontrolan kondisi operasi juga mudah dan fleksibel dengan mengatur perbandingan antara masukan udara atau oksigen dengan masukan batubara.



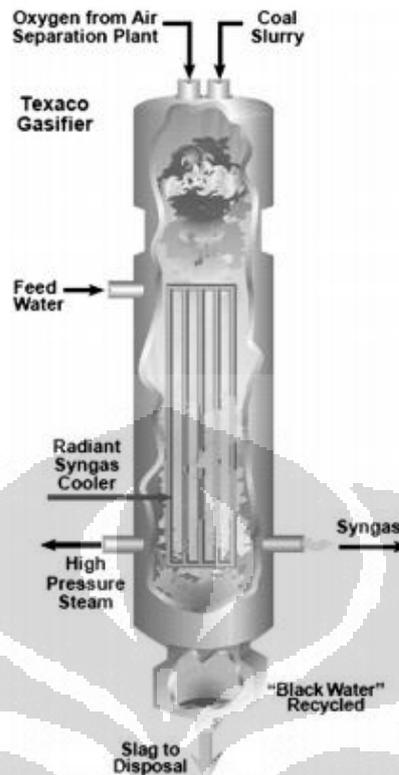
Gambar 2. 7. Fluidized Bed Reactor

(Towler, 2011)

### 2.2.2.3 *Entrained Bed Reactor*

Merupakan reaktor dimana batubara dan media gasifikasi (oksigen dan steam) dimasukkan secara *co-current*. Pada teknologi ini laju alir oksigen dan steam diatur tinggi agar menghasilkan kalor yang tinggi, laju reaksi juga akan berlangsung cepat. Batubara yang harus digunakan dalam reaktor ini harus berukuran sangat kecil, yaitu kurang dari 0.1 mm dan homogen.

Sama seperti *fluidized*, reaktor jenis ini cocok untuk semua jenis batubara, selain itu produk yang dihasilkan relative bersih dari tar, keluarannya pun memiliki suhu tinggi yang dapat digunakan panasnya lebih lanjut. Kekurangannya adalah jumlah oksigen yang dibutuhkan lebih banyak dan treatment awal batubara berupa *size reduction* yang harus diperhatikan.



Gambar 2. 8. Entrained Bed Reactor  
(Towler, 2011)

## 2.3 Analisis keekonomian

Analisis ekonomi diperlukan dalam suatu perancangan pabrik, sebelum pabrik tersebut dibangun, agar diketahui kelayakan pabrik tersebut secara ekonomi. Dalam analisis ekonomi ada beberapa analisis yang digunakan, di antaranya adalah *Internal Rate of Return (IRR)*, *Net Present Value (NPV)*, *payback period*.

### 2.3.1 *Internal Rate of Return (IRR)*

Internal Rate of Return atau IRR adalah bunga yang didapatkan ketika kita berinvestasi di pabrik yang kita miliki. Berbeda dengan IRR, *Minimum Acceptable Rate of Return* atau MARR merupakan tingkat bunga yang didapatkan ketika kita menginvestasikan uang di bank (Degarmo, 1997). Nilai IRR yang lebih besar dari MARR, menunjukkan bahwa laba yang diperoleh akan lebih besar dengan menginvestasikan uang dalam proyek pabrik ini jika dibandingkan dengan hanya menginvestasikan sejumlah uang yang sama di bank.

### 2.3.2 Analisa *Net Present Value* (NPV)

Investasi layak dilakukan apabila investasi yang memiliki nilai NPV  $> 0$ . Hal ini menunjukkan bahwa nilai uang dari laba pabrik tersebut tidak lebih rendah dari nilai uang yang dikeluarkan sebagai investasi awal pabrik tersebut. Sehingga, selama umur periode pabrik akan selalu memperoleh keuntungan.

### 2.3.3 *Payback period*

*Payback period* menunjukkan lama waktu yang diperlukan untuk suatu proyek dapat balik modal, atau dengan kata lain, jumlah akumulasi laba bersih selama pabrik tersebut dijalankan (telah dikurangi dengan biaya operasional tahunan) tepat sama dengan jumlah seluruh biaya yang dikeluarkan untuk investasi awal pabrik tersebut. Suatu proyek rancangan pabrik akan layak untuk dilaksanakan jika *payback periode*-nya masih berada dalam jangka waktu pengoperasian yang dievaluasi.

### 2.3.4 *Break Even Point* (BEP)

*Break even point* adalah titik (kurun waktu) dimana pengeluaran akan sama dengan pemasukan pabrik. Dihitung dengan melihat *direct production cost* dan *indirect production cost* dan *income* penjualannya. Titik ini terlihat tercapai ketika NPV bernilai nol.

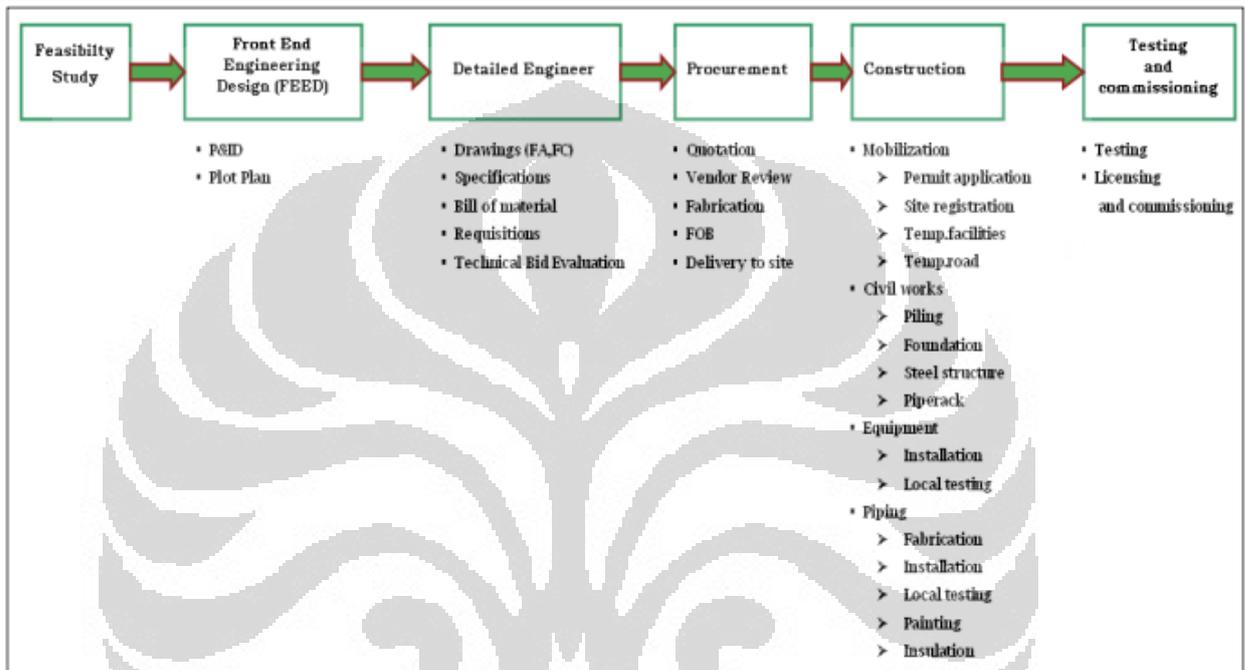
## 2.4 Teori Perancangan Pabrik

Dalam pembangunan suatu pabrik, ada beberapa proses atau tahapan yang harus dilalui sebelum pabrik tersebut dapat dikonstruksi dan beroperasi secara optimal. Tahapan-tahapan tersebut penting dilakukan untuk mengurangi tingkat resiko dan memperoleh akurasi yang lebih tinggi baik itu dari segi rancangan keseluruhan pabrik maupun biaya yang harus dikeluarkan. Alur tahapan pembangunan dari suatu pabrik dapat dilihat pada gambar 3.1.

Dari gambar tersebut dapat dilihat bahwa secara umum tahapan pembangunan suatu pabrik terdiri dari tahap studi kelayakan (*feasibility study*), front end engineering design, detailed engineering, procurement, construction, serta testing and commissioning. Untuk pelaksanaan tahapan-tahapan ini umumnya melibatkan dua pihak yaitu pihak pemilik (*owner*) yang akan

melakukan proses *feasibility study* dan pihak EPC yang akan melakukan proses *engineering, procurement, construction, testing, dan commissioning*.

Perusahaan EPC adalah suatu perusahaan yang bertanggung jawab dalam hal desain dari sebuah pabrik untuk selanjutnya dilakukan proses pembangunan. Setelah proses pembangunan pabrik selesai, pihak EPC kemudian menyerahkan pabrik tersebut kepada owner untuk dioperasikan.



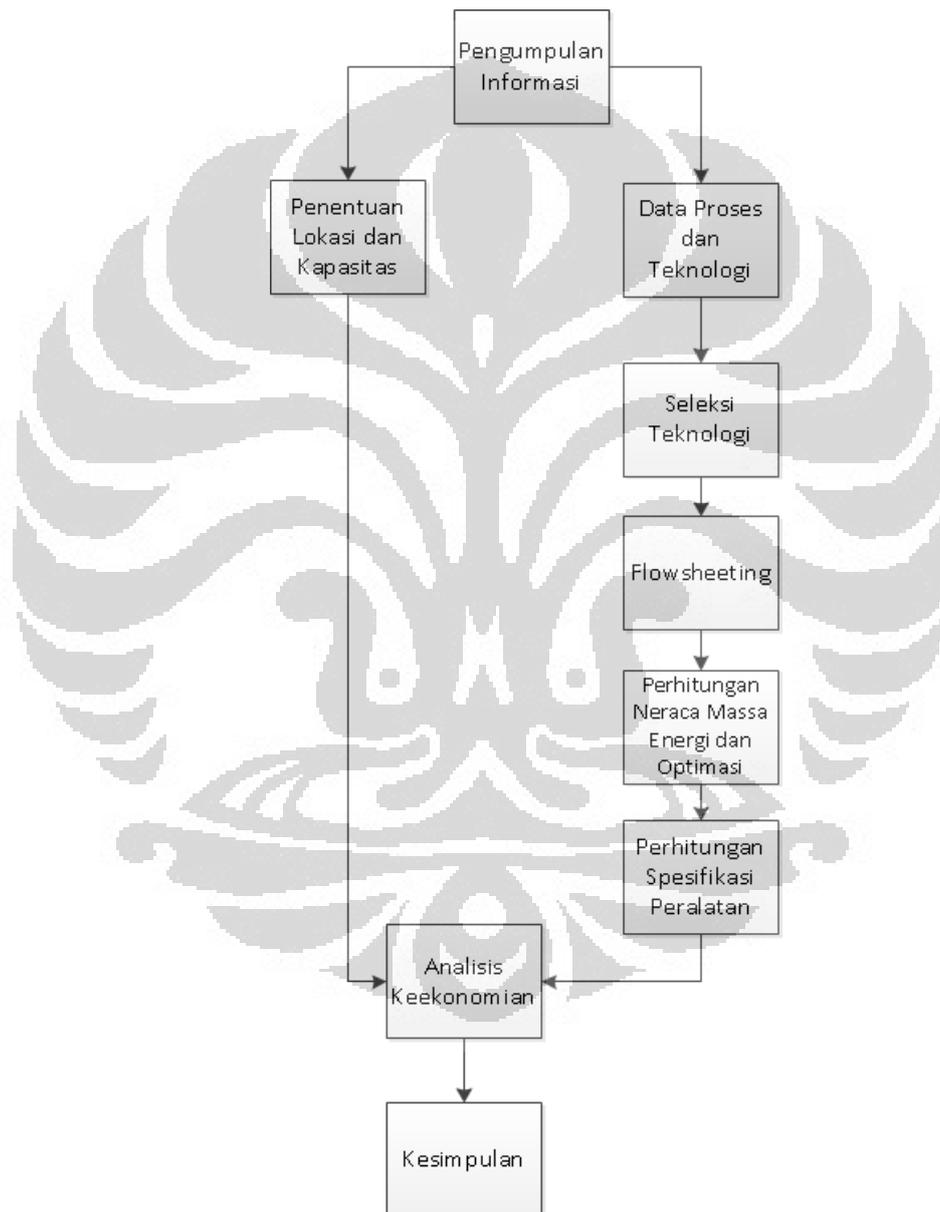
Gambar 2. 9. Tahapan Perancangan Pabrik

Dari gambar 3.1 dapat dilihat bahwa salah satu tahapan penting dan yang merupakan tahapan pertama dari perancangan pabrik ini adalah *feasibility study* atau studi kelayakan.

Tujuan *feasibilit study* adalah untuk menentukan apakah suatu proyek layak untuk dikerjakan baik ditinjau dari segi teknis maupun keekonomiannya. Dalam tahapan ini, beberapa alternatif yang mungkin dilaksanakan akan dikaji lebih lanjut antara lain dengan proses simulasi, seleksi, dan perbandingan, sehingga diperoleh alternatif terbaik dari segi teknis.

Studi teknis yang dilakukan umumnya berkaitan dengan lokasi pabrik, proses, kondisi operasi, kapasitas produksi yang diinginkan, ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan, dan spesifikasi produk yang diinginkan. Setelah melalui kelayakan teknis, maka selanjutnya akan dianalisa pula kelayakan dari segi

ekonomi sehingga memberikan informasi keuntungan proyek, lamanya pengembalian modal, analisa sensitivitas, dan lain sebagainya. Alternatif yang paling memenuhi kriteria teknis dan ekonomi inilah yang akan dikembangkan lebih lanjut melalui proses pembangunan. Secara sederhana, tahapan dalam feasibility study dapat dilihat pada gambar 2.10, sedangkan keterangan untuk setiap tahapan dapat dilihat pada Tabel 2.1.



Gambar 2. 10. Tahapan dalam *Feasibility Study*

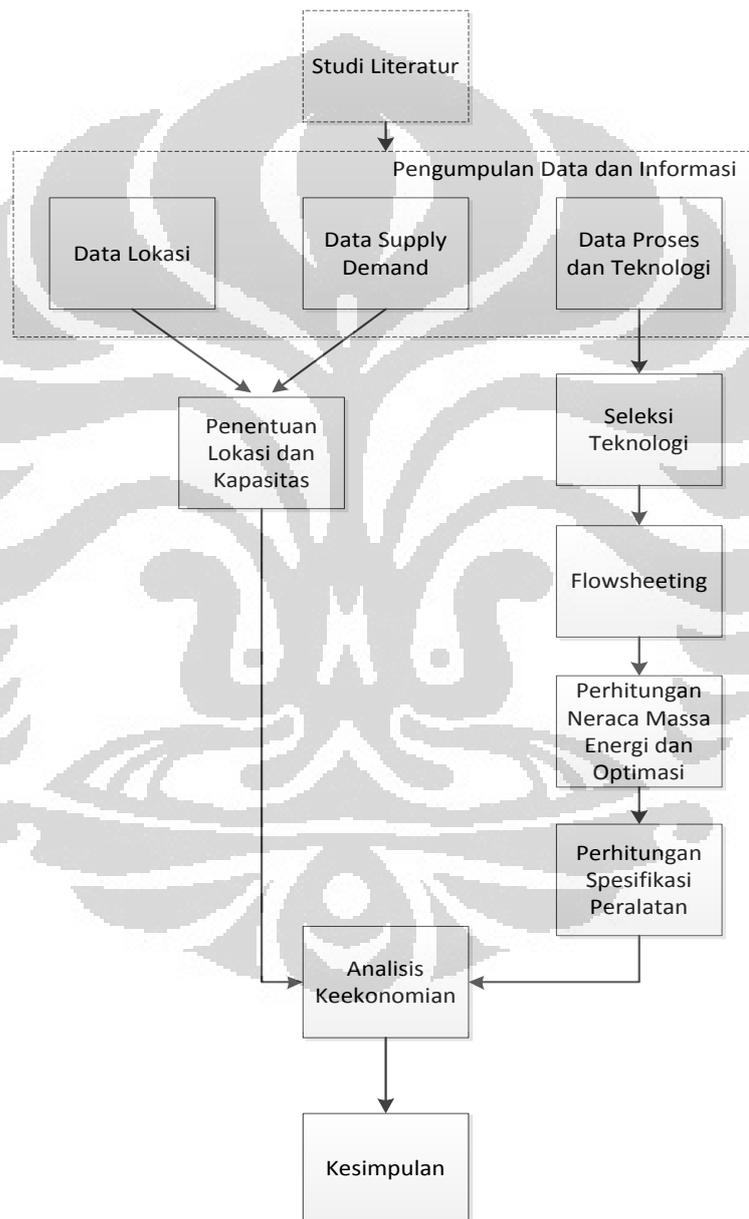
Tabel 2. 1. Keterangan untk setiap tahapan dalam feasibility study

<b>Tahapan</b>	<b>Keterangan</b>
<b>Pengumpulan Informasi</b>	Mengumpulkan segala informasi yang dibutuhkan. Mulai dari data supply demand, proses dan teknologi yang bersangkutan, sampai pabrik existing yang sudah ada untk benchmarking atau perbandingan
<b>Penentuan Lokasi dan Kapasitas</b>	Menentukan Lokasi yang terbaik untuk pendirian pabrik. Dalam penentuan lokasi biasanya dipertimbangkan faktor-faktor yang menguntungkan seperti ketersediaan bahan baku, akses transportasi dan komunikasi, pasar, dan lain-lain.
<b>Data proses dan Teknologi</b>	Mengumpulkan data-data penting yang dibutuhkan dalam proses, baik secara umum maupun spesifik. Dari informasi ini nantinya akan dilakukan penyeleksian dan perancangan proses yang paling sesuai untk pabrik yang dirancang.
<b>Seleksi teknologi</b>	Meneyeleksi atau memilih teknologi atau proses yang paling sesuai dan paling menguntungkan.
<b>Flowsheeting</b>	Membuat diagram alir proses yang telah dirancang.
<b>Perhitungan Neraca Massa Energi dan Optimasi</b>	Melakukan perhitungan Neraca Massa agar diketahui laju bahan baku yang dibutuhkan dalam proses berdasarkan kapasitas yang telah ditentukan. Dari perhitungan ini juga akan didapatkan aliran panas atau energi dalam proses yang nantinya dapat dioptimasi atau di recovery agar lebih efisien dan ekonomis
<b>Perhitungan Spesifikasi Peralatan</b>	Mendesain spesifikasi dan dimensi setiap peralatan yang digunakan dalam proses yang telah dirancang.
<b>Analisis Keekonomian</b>	Melakukan perhitungan estimasi biaya investasi, biaya produksi, dan menghitung laba atau rugi yang diperoleh, hingga melakukan analisis kelayakan terhadap beberapa parameter (biasanya NPV, IRR, dan Payback period). Hasil analisis ini yang paling menggambarkan apakah pabrik ini layak untk dibangun atau tidak
<b>Kesimpulan</b>	Menyimpulkan berdasarkan tahapn yang telah dilakukan sebelumnya, apakah pabrik yang dirancang ini layak atau tidak untk dibangun.

## BAB 3 METODE PERANCANGAN

### 3.1 Diagram Alir Perancangan

Perancangan pabrik ini terdiri dari berbagai tahapan antara lain sebagai berikut :



Gambar 3. 1. Diagram Alir Perancangan

### 3.2 Studi Literatur

Studi literatur berisi tentang tinjauan awal mengenai potensi batubara di Indonesia dan mengenai proses gasifikasi, termasuk berbagai macam teknologi dasar gasifikasi, sampai mekanisme proses gasifikasi, dan jenis-jenis reactor gasifikasi.

### 3.3 Pengumpulan Data dan Informasi

Pada tahap ini akan dikumpulkan data mulai dari lokasi strategis ditinjau dari potensi bahan baku, yaitu batubara, juga termasuk data jenis-jenis dan produksi batubara serta pemanfaatannya di Indonesia.

Data tersebut nantinya akan berpengaruh terhadap penentuan lokasi dan kapasitas produksi dari pabrik yang akan dirancang. Juga berpengaruh terhadap penentuan teknologi proses dan komponen proses dalam pabrik yang akan dirancang.

### 3.4 Penentuan Lokasi dan Kapasitas

Dengan data dan informasi yang didapatkan pada tahap sebelumnya, pada tahap ini akan ditentukan lokasi pabrik berdasarkan beberapa aspek yang seperti potensi bahan baku dan *supply demand* serta kemudahan aksesnya, juga akan ditentukan kapasitas produksi pabrik yang *feasible* dalam perancangan ini.

### 3.5 Seleksi Teknologi

Pada tahap ini akan dilakukan penentuan teknologi gasifikasi yang akan digunakan. Penentuan dengan mempertimbangkan variabel-variabel (berdasarkan literatur) seperti jenis batubara yang digunakan (*coal rank*) sebagai bahan baku, efisiensi dari segi energi dan utilitas (jumlah media gasifikasi), juga *capital cost* dari teknologi yang digunakan, konversi carbon, dan kemurnian *syngas* keluaran gasifier. Penentuan akan menggunakan metode pembobotan yang dibantu dengan *software expert choice 2000*.

### 3.6 Flowsheeting

Merupakan pembuatan blok diagram alir dan *process flow diagram* dari sistem proses yang telah dirancang.

### 3.7 Neraca Massa Energi (NME) dan Optimasi

Dari system proses yang dirancang, akan dilakukan perhitungan NME dari keseluruhan system tersebut, dari perhitungan ini akan diketahui efisiensi baik dari segi massa dan energi.

### 3.8 Spesifikasi Peralatan

Akan dilakukan perhitungan spesifikasi peralatan yang ada pada sistem, terutama peralatan utama proses seperti reaktor. Sehingga akan dihasilkan tabel spesifikasi peralatan dengan kondisi operasional, material, dan dimensi peralatan tersebut.

### 3.9 Analisis Keekonomian

Analisis keekonomian dapat dikatakan sebagai komponen utama dalam pengerjaan desain pabrik GBFT terintegrasi ini. Analisis keekonomian meliputi hal-hal berikut :

#### 3.9.1 Biaya investasi (*capital investment*).

Perhitungan *Total Capital Investment* pabrik ini melalui langkah-langkah perhitungan sebagai berikut. Metode yang digunakan adalah metode Guthrie yang dihitung dengan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} C_{TCI} &= C_{TPI} + C_{WC} \\ &= C_{TBM} + C_{site} + C_{buildings} + C_{offsite\ facilities} + C_{contingency} + C_{contractor\ fee} + C_{WC} \end{aligned} \quad (3.1)$$

Dengan

C site =	0,15 C <sub>TBM</sub>
C building =	0,2 C <sub>TBM</sub>
C offsite =	0,05 C <sub>TBM</sub>
Contingency =	0,15 C <sub>TBM</sub>
Contacttor fee =	0,03 C <sub>TBM</sub>
C <sub>Wc</sub> =	0,15 C <sub>TBM</sub>

### 3.9.2 Biaya operasional produksi

Meliputi biaya bahan baku, biaya utilitas, biaya tenaga kerja, sampai biaya perawatan dan asuransi. Biaya tersebut dihitung selama setahun pabrik beroperasi. Dalam perancangan pabrik ini, diasumsikan pabrik beroperasi selama 300 hari dalam satu tahun, dan 24 jam dalam sehari.

### 3.9.3 Biaya Pemasukan

Biaya ini merupakan pendapatan dari penjualan semua produk yang dihasilkan, baik produk utama maupun produk samping dalam setahun.

### 3.9.4 Perhitungan laba rugi dan *cash flow*

Laba rugi merupakan selisih biaya pemasukan dengan biaya operasional setiap tahunnya. Kemudian akan dilakukan perhitungan depresiasi, BTCF, dan ATCF untuk setiap tahunnya sampai umur pabrik, sehingga akan didapatkan cash flow dari pabrik ini. Umur pabrik ini diasumsikan 20 tahun.

### 3.9.5 Kelayakan Ekonomi

Selanjutnya akan dilakukan perhitungan IRR, NPV, *payback periode* dan analisis sensitivitas untuk mengetahui kelayakan pembangunan pabrik ini.

## 3.10 Kesimpulan

Berdasarkan studi secara teknis dan ekonomi maka dapat disimpulkan bahwa seberapa besar kapasitas dan kebutuhan batubara yang dibutuhkan, dan apakah pabrik gasifikasi batubara dan Fischer Tropsch terintegrasi ini layak untuk diimplementasikan di Indonesia atau tidak.

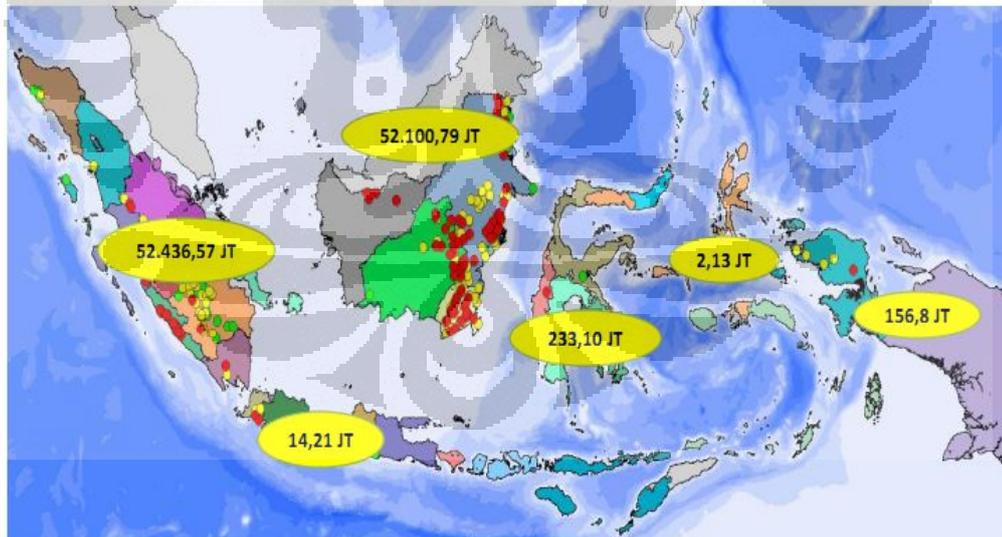
## BAB 4

### HASIL DAN PEMBAHASAN

#### 4.1 Analisis Lokasi dan Pasar

##### 4.1.1 Analisis lokasi

Pemilihan lokasi pabrik Gasifikasi batubara – *Fischer tropsch* (GBFT) merupakan salah satu faktor utama dalam menentukan keberhasilan dan kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk itu harus dipertimbangkan faktor – faktor tertentu yang menguntungkan seperti ketersediaan bahan baku, utilitas, pasar, dan akses transportasi & komunikasi. Faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini adalah ketersediaan bahan baku, yaitu batubara. Seperti yang telah dijelaskan pada bab 2, bahwa Indonesia memiliki ketersediaan batubara yang cukup besar. Gambar 4.1 menunjukkan persebaran batubara di berbagai wilayah di Indonesia pada tahun 2010, dan tabel 4.2 menunjukkan cadangan batubara di Kalimantan Timur.



**Total Sumber Daya Batubara (2010) = 104.943,59 Juta Ton**  
**Cadangan batubara (2010) = 21.131,84 Juta Ton**

Gambar 4. 1. Peta Persebaran Batubara di Indonesia  
(Badan Geologi, Kementerian ESDM, 2010)

Tabel 4. 1. Data Batubara Kalimantan

No.	Provinsi	Kualitas		Cadangan (juta ton)
		Kelas	Kriteria (kal/gr)	
1.	Kalimantan Barat	Kalori Tinggi	6100 – 7100	0,00
		Kalori Sangat Tinggi	> 7100	
2.	Kalimantan Tengah	Kalori Rendah	< 5100	48,59
		Kalori Sedang	5100 – 6100	
		Kalori Tinggi	6100 – 7100	
3.	Kalimantan Selatan	Kalori Sangat Tinggi	> 7100	1867,84
		Kalori Rendah	< 5100	
		Kalori Sedang	5100 – 6100	
		Kalori Tinggi	6100 – 7100	
4.	Kalimantan Timur	Kalori Sangat Tinggi	> 7100	2071,68
		<b>Kalori Rendah</b>	<b>&lt; 5100</b>	
		<b>Kalori Sedang</b>	<b>5100 – 6100</b>	
		<b>Kalori Tinggi</b>	<b>6100 – 7100</b>	
		<b>Kalori Sangat Tinggi</b>	<b>&gt; 7100</b>	

(Pusta Litbang Teknologi Mineral dan Batubara, 2006)

Dari Gambar 4.1 dan Tabel 4.1 terlihat bahwa daerah dengan ketersediaan batubara paling banyak ada di Kalimantan dan Sumatera. Namun, pulau Kalimantan memiliki cadangan total lebih besar daripada Sumatera. Oleh karena itu, lokasi pabrik ini direncanakan akan dibangun di daerah Kalimantan, tepatnya di Balikpapan.

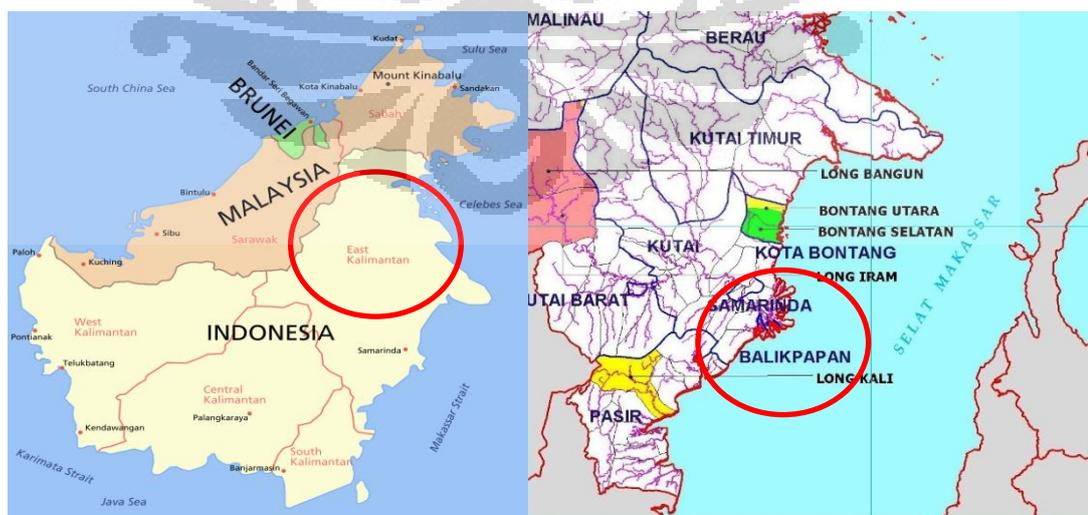
#### 4.1.2 Profil Daerah Lokasi

Kalimantan Timur merupakan propinsi yang terletak pada koordinat 113044' - 119000' dan BT 4024' LU - 2025' LS dan merupakan propinsi terluas di Indonesia, dengan luas wilayah kurang lebih 245.237,80 Km<sup>2</sup> atau sekitar 11% dari total luas wilayah Indonesia. Propinsi ini berbatasan langsung dengan negara tetangga, yaitu negara bagian Sabah dan Serawak, Malaysia Timur. Secara administratif, provinsi Kalimantan Timur terbagi menjadi 9 kabupaten dan 4 kota dengan Samarinda sebagai ibukota propinsinya. Daerah ini memiliki sumber daya alam yang melimpah, baik berupa pertambangan seperti emas, batubara, minyak dan gas bumi, juga hasil-hasil hutan yang pada umumnya belum dimanfaatkan secara optimal.

Potensi sumberdaya alam dan sumberdaya mineral yang cukup besar dapat dilihat dari segi geologi dan potensi lahan galian yang mempunyai daya

tarik cukup tinggi dimata para investor dibidang pertambangan. Namun, masih banyak yang belum dimanfaatkan secara optimal terkait dengan perlunya secara terus menerus informasi geologi sumberdaya mineral dalam rangka mengelola sumberdaya mineral, energi, air tanah, pengelolaan lingkungan, penggunaan lahan dan penataan ruang wilayah pertambangan. Saat ini terdapat enam perusahaan yang telah memproduksi minyak bumi, masing-masing Pertamina, OPEP Sangata, tiga perusahaan asing serta dua perusahaan swasta nasional.

Potensi sumber energi Kaltim terbagi dua, yakni energi tak terbarukan dan energi terbarukan. Energi tak terbarukan seperti batubara kini memiliki cadangan sekitar 38% perhitungan secara nasional dengan kapasitas produksi sekitar 93 juta ton/tahun. Sedangkan untuk gas bumi masih berpotensi dalam perhitungan secara nasional mencapai 26,2% dengan produksi sekitar 37% secara nasional. Demikian juga dengan minyak bumi yang diperkirakan hanya bertahan sampai 10 tahun kedepan. Sebagai tujuan investasi, provinsi ini juga memiliki berbagai sarana dan prasarana penunjang diantaranya kawasan industri Kariangau yang terletak di Balikpapan dan Kaltim Industrial Estate di Bontang, Kalimantan Timur, Bandara Sepinggian di Balikpapan, Bandara Juwata di Tarakan, Bandara Temindung di Samarinda dan Bandar Long Apung di Long Apung serta memiliki Pelabuhan Tanjung Redep, Pelabuhan Khusus Suaran Jetty, Pelabuhan Tanjung Selor, Pelabuhan Tanah Grogot, Pelabuhan Samarinda dan Pelabuhan Balikpapan serta didukung sarana listrik dan telekomunikasi.



Gambar 4. 2. Lokasi Pemilihan Pabrik

Dengan informasi tersebut diatas, maka ditetapkan **lokasi untuk pembangunan berada di Balikpapan, Kalimantan Timur** (Gambar 4.2). Salah satu alasan lagi pemilihan Balikpapan adalah terdapatnya salah satu unit Pengolahan Minyak Bumi (*kompleks refinery*) di daerah tersebut, dimana *fuel syntetic* yang merupakan produk dari pabrik ini akan di-*upgrading* dengan *hydrotreating* pada unit pertamina tersebut.

#### 4.1.3 Analisis Pasar

Lokasi pabrik GBFT terintegrasi direncanakan akan didirikan di daerah Balikpapan, Kalimantan Timur, berdasarkan pertimbangan ketersediaan bahan baku berupa batubara di sana. Berikutnya akan dibahas mengenai analisis pasar berupa *supply and demand* (ketersediaan dan permintaan).

*Supply* merupakan ketersediaan batubara di daerah Balikpapan, Kalimantan Timur, sebagai bahan baku pabrik GBFT terintegrasi. Sedangkan *demand* merupakan kebutuhan akan produk akhir pabrik GBFT terintegrasi, berupa bahan bakar cair, yang setara dengan bahan bakar minyak bumi.

##### 4.1.3.1 Kebutuhan Bahan Bakar

Besar kebutuhan bahan bakar cair di Pulau Kalimantan, dapat dilihat pada Tabel 4.2 :

Tabel 4. 2. Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan

Tahun	Total Kebutuhan
2006	2.125.205
2007	2.571.656
2008	2.653.854
2009	2.814.320

(BPH Migas)

Dari data-data di atas, kemudian diproyeksikan hingga kebutuhan 15 tahun ke depan, dengan asumsi umur manfaat pabrik direncanakan adalah sekitar 15 tahun, Tabel 4.3 menunjukkan hasil proyeksi kebutuhan bahan bakar cair di Kalimantan hingga tahun 2027.

Tabel 4. 3. Proyeksi Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan hingga 2027

Tahun	Total Kebutuhan (1000 kL)
2012	3.505
2013	3.720
2014	3.935
2015	4.150
2016	4.364
2017	4.579
2018	4.793
2019	5.008
2020	5.222
2021	5.437
2022	5.652
2023	5.866
2024	6.081
2025	6.295
2026	6.510
2027	6.724

Dapat dilihat pada Tabel 4.3, total kebutuhan bahan bakar cair di pulau Kalimantan untuk prediksi 15 tahun ke depan adalah sekitar 6,72 juta kilo liter. Setelah mengetahui total kebutuhan tersebut, ditentukan kapasitas pabrik GBFT terintegrasi.

Kapasitas pabrik ditargetkan untuk memenuhi sebesar **20%** kebutuhan total bahan bakar cair di pulau Kalimantan, sehingga kapasitas pabrik GBFT terintegrasi sekisar **1.344.877 kL**.

#### 4.1.3.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan batubara sebagai bahan baku pabrik GBFT terintegrasi, adalah sangat melimpah di Kalimantan Timur, selain itu juga tidak kalah banyaknya ketersediaan batubara di dekatnya, yaitu di Kalimantan Selatan, sehingga Balikpapan, Kalimantan Timur, dipilih sebagai lokasi berdirinya pabrik.

## 4.2 Seleksi Teknologi

Dalam pemilihan teknologi ini akan diseleksi jenis gasifier yang akan digunakan. Seperti yang telah dijelaskan dalam bab 2, terdapat 3 macam jenis gasifier, *fixed bed reactor*, *fluidized bed reactor*, dan *entrained bed reactor*. Dari ketiga macam jenis gasifier diatas akan dipilih jenis yang paling sesuai berdasarkan parameter yang telah ditentukan. Pemilihan teknologi ini menggunakan teori pembobotan dibantu dengan *software expert choice 2000*, yaitu software khusus untuk pemilihan termasuk pemilihan teknologi.

Berikut ini adalah aspek yang menjadi parameter dalam pemilihan *gasifier* :

- Konversi  
Konversi selalu menjadi salah satu parameter dalam pemilihan reaktor, karena konversi menyatakan seberapa besar karbon dalam batubara dapat bereaksi dengan media gasifikasi (oksigen dan steam).
- Jumlah media gasifikasi  
Media gasifikasi yang digunakan adalah steam dan oksigen, dimana yang menjadi parameter disini adalah jumlah media gasifikasinya. Semakin banyak jumlah yang dibutuhkan, maka akan berdampak pada biaya utilitas yang dibutuhkan yang nantinya akan berpengaruh secara ekonomi.
- *Feedstock (coal rank)*  
Yang dimaksud dengan *feedstock* ini adalah jenis batubara (*coal rank*) yang menjadi umpan masukan. Karena di Indonesia ini batubara yang dihasilkan bervariasi jenisnya.
- *Purity of product (kemurnian produk)*  
Produk yang dihasilkan berupa gas yang tentunya diharapkan kemurniannya terutama dari kandungan *tar*.
- *Cost*  
*Cost* atau biaya merupakan harga investasi dari unit reaktor yang digunakan..

Kelima parameter diatas akan ditentukan urutan prioritasnya menggunakan *software expert choice*, hasil dari pembobotan dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 4. Tabel hasil pembobotan setiap parameter pemilihan reaktor

Parameter	Bobot
Konversi	0,107
Biaya (cost)	0,246
Jumlah steam dan oksigen (gasification agent)	0,079
Kemurnian syngas (syngas purity)	0,235
Feedstock (coalrank)	0,334

Dari Tabel 4.4 terlihat bahwa urutan prioritas secara berurutan adalah feedstock (0,334), cost (0,246), kemurnian syngas (0,235), konversi (0,107) dan terakhir media gasifikasi (0,079).

Batubara yang digunakan bisa jadi bervariasi jenisnya sesuai dengan kondisi yang ada di Indonesia. Dalam hal ini maka kemampuan fleksibilitas reaktor dalam memroses semua jenis batubara (*coal rank*) sebagai umpan dan dengan hasil produk yang masih stabil sangat penting. Oleh karena itu feedstock menjadi parameter utama dalam pemilihan ini. Kedua disusul oleh *cost* yang merupakan harga investasi dimana akan berpengaruh terhadap analisis keekonomian. Faktor ketiga adalah kemurnian *syngas*, hal ini penting karena *syngas* yang dihasilkan akan dijadikan sebagai bahan baku proses *fischer-tropsch* yang membutuhkan kemurnian dan rasio H/C yang cukup ketat. Selain itu semakin murni maka akan berdampak pada treatment yang lebih mudah dan lebih ekonomis. Dan dua parameter yang terakhir adalah konversi dan media gasifikasi.

Berikutnya akan dilakukan pemilihan reaktor yang ada berdasarkan parameter – parameter yang telah ditentukan. Dalam pemilihan ini juga digunakan *software expert choice*, hasil penilaian disajikan dalam Tabel 4.5.

Tabel 4. 5. Hasil penilaian setiap reaktor terhadap setiap parameter

Parameter	Fixed Bed	Fluidized Bed	Entrained Bed
Konversi	0,540	0,163	0,297
Biaya (cost)	0,297	0,54	0,163
Jumlah steam dan oksigen (gasification agent)	0,484	0,349	0,168
Kemurnian syngas (syngas purity)	0,122	0,320	0,558
Feedstock (coalrank)	0,122	0,648	0,230
<b>Hasil</b>	<b>1,565</b>	<b>2,02</b>	<b>1,416</b>

Pada Tabel 4.5 terlihat bahwa untuk setiap jenis reaktor sebenarnya mempunyai kelebihan masing-masing, seperti *fixed bed* yang mempunyai kelebihan dalam hal konversinya yang besar dan jumlah media gasifikasi yang kecil. *Entrained bed* dengan kemurnian produknya yang tinggi, dan *fluidized bed* dengan jenis batubara sebagai umpannya dapat bervariasi. Setiap nilai tersebut akan digabungkan dan hasilnya akan dipilih reaktor dengan nilai paling besar.

Dari hasil pembobotan pada Tabel 4.5, **maka ditetapkan bahwa gasifier yang digunakan adalah jenis *Fluidized Bed Reactor***. Jenis gasifier ini terpilih karena jenis batubara sebagai masukan dapat bervariasi yang merupakan parameter utama, selain itu cost dari jenis ini lebih ekonomis daripada jenis lainnya.

### 4.3 Deskripsi Proses (*Flowsheeting*)

Pengolahan batubara sampai menjadi *syngas* terdiri dari empat langkah utama. gambaran umum prosesnya dapat dilihat melalui *Flow Diagram* (BFD) pada Gambar 4.5 – 4.7. Empat proses tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

- *Size reduction* atau mereduksi ukuran batubara
- Gasifikasi
- *Water Gas Shift reaction* (WGS) atau reaksi untuk mengubah CO menjadi hydrogen ( $H_2$ ).
- *Sour Gas Removal* atau pemurnian *syngas* dari  $CO_2$  dan  $H_2S$ .

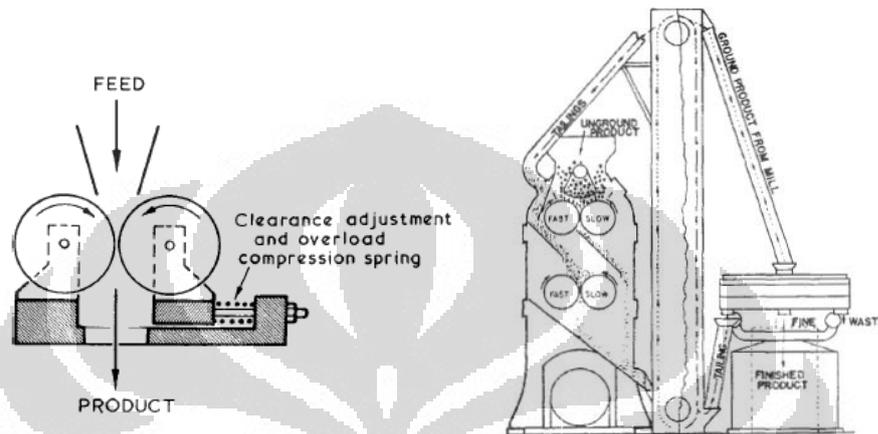
#### 4.3.1 Pereduksi Ukuran (*Size Reduction*)

Bahan baku yang digunakan adalah batubara yang masih berbentuk bongkahan – bongkahan berukuran besar. Oleh karena itu, batubara perlu dikurangi ukurannya agar dapat dialirkan seperti fluida ke dalam reaktor.

##### 4.3.1.1 *Roll mill*

Alat ini digunakan sebagai pereduksi ukuran tahap pertama untuk mengurangi ukuran batubara sehingga sesuai spesifikasi umpan *pin mill* yang digunakan. *Roll mill* terdiri dari dua roll baja silinder yang berdiri secara horizontal dan berputar berlawanan satu sama lainnya. Partikel umpan masuk

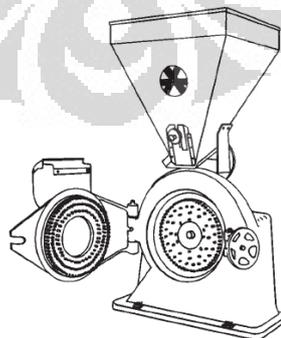
secara langsung di antara roll akan terjepit diantara roll dan hancur dengan adanya gaya *compressive* yang dihasilkan oleh kedua roll tersebut. Bisaanya jarak antara roll dapat diatur sesuai kebutuhan agar umpan dapat terjepit dan dihancurkan. Skema *roll mill* dapat dilihat pada Gambar 4.3 . Pada alat ini, batubara yang pada umumnya berukuran 10 – 20 cm direduksi hingga menjadi 1 cm.



Gambar 4. 3. Roll Mill

#### 4.3.1.2 Pin Mill

Untuk penghancuran tahap kedua digunakan jenis *impact mill*. *Impact mill* sendiri terdiri dari beberapa jenis, diantaranya hammer mill dan pin mill. Untuk menginginkan produk dengan tingkat kehalusan medium bisaa digunakan penghancur jenis hammer mill. Sedangkan untuk produk yang lebih halus dapat digunakan penghancur berkecepatan tinggi seperti *entoleter pin mill*. Dengan alat ini batubara akan direduksi menjadi 3-5 mm.



Gambar 4. 4. Pin Mill

#### 4.3.2 Gasifikasi

Batubara yang telah mengalami penghancuran masuk kedalam Gasifier. Gasifier yang digunakan adalah *fluidized bed*. Suhu operasi diatur sekitar 800-900°C dan tekanan operasi maksimal 12 bar. Oksigen dan steam bertekanan rendah digunakan sebagai media gasifikasi, dan masuk kedalam reaktor melalui bagian tengah.

Seperti yang telah diuraikan pada bab 2, didalam gasifier terjadi sederet tahapan proses gasifikasi mulai dari tahap pengeringan, pirolisis, dan pembakaran zat volatil (*homogenous reaction*). Reaksi homogen ini merupakan reaksi yang sangat eksotermis dan berfungsi menyediakan panas untuk tahap selanjutnya, yaitu tahap gasifikasi itu sendiri.

Panas yang telah dihasilkan tersebut akan digunakan untuk reaksi heterogen, yaitu reaksi antara char (C) dengan H<sub>2</sub>O dan CO<sub>2</sub> untuk menghasilkan CO dan H<sub>2</sub>. Pada kondisi ini bisaanya juga terbentuk sejumlah metana karena *char* yang bereaksi dengan H<sub>2</sub> yang terbentuk. Abu yang terbentuk dan ikut terbawa dalam gas produk dapat dipisahkan oleh *cyclone* dan dialirkan kembali ke dalam gasifier, selanjutnya abu akan dipisahkan pada bagian bawah dengan proses *slagging*

#### 4.3.3 Water Gas Shift Reaction

*Water gas shift* merupakan reaksi antara air (*steam*) dengan karbon monoksida (CO) untuk menghasilkan hidrogen dan karbon dioksida. Tujuan utamanya adalah menkonversi CO menjadi H<sub>2</sub> untuk mendapatkan rasio H/C yang sesuai spesifikasi proses FT, yaitu 2:1. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Reaksi WGS adalah reaksi yang sangat eksotermis, sehingga dalam prosesnya akan terjadi peningkatan suhu. Pastinya, kinetika reaksi katalis lebih diharapkan pada suhu tinggi.

Untuk menutupi keterbatasan laju reaksi pada suhu tinggi, proses WGS diatur dalam *multiple adiabatic stages* dengan *intercooler*. Dalam pabrik ini digunakan dua stage reaktor, yaitu *High Temperature Shift* (HTS) pada tingkatan

pertama dimana suhu operasi antara 250°C – 600°C dan *Low Temperature Shift* (LTS) pada tingkatan kedua dimana suhu operasi antara 200°C – 500°C.

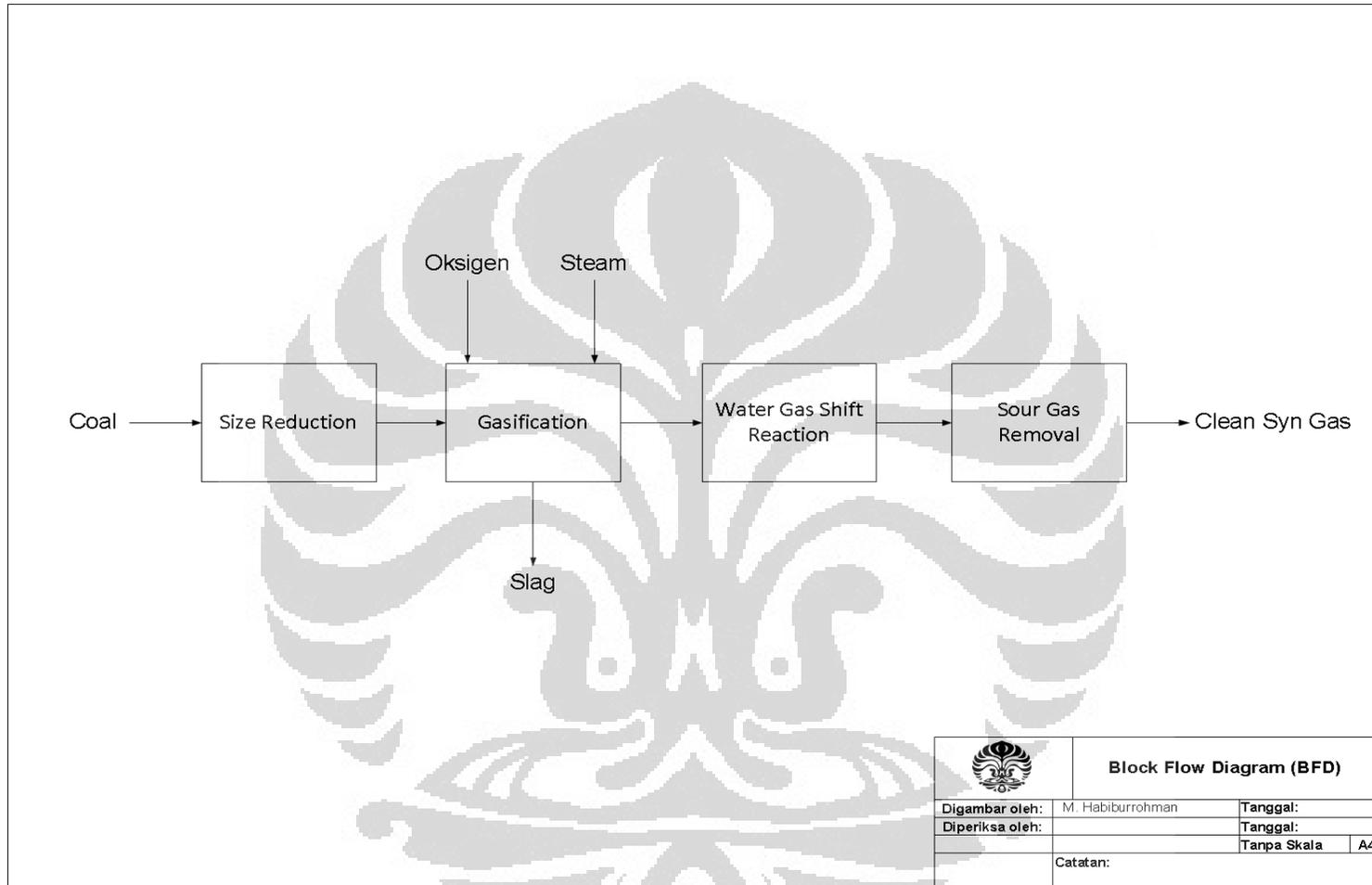
Untuk masing-masing proses tersebut digunakan katalis yang berbeda sesuai dengan kemampuan aktivasinya berdasarkan suhu. Untuk HTS, katalis yang digunakan adalah Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> yang dikombinasikan dengan krom. Untuk LTS, katalis yang digunakan adalah CoMo.

#### 4.3.4 *Sour Gas Removal* atau Pemurnian *Syngas*

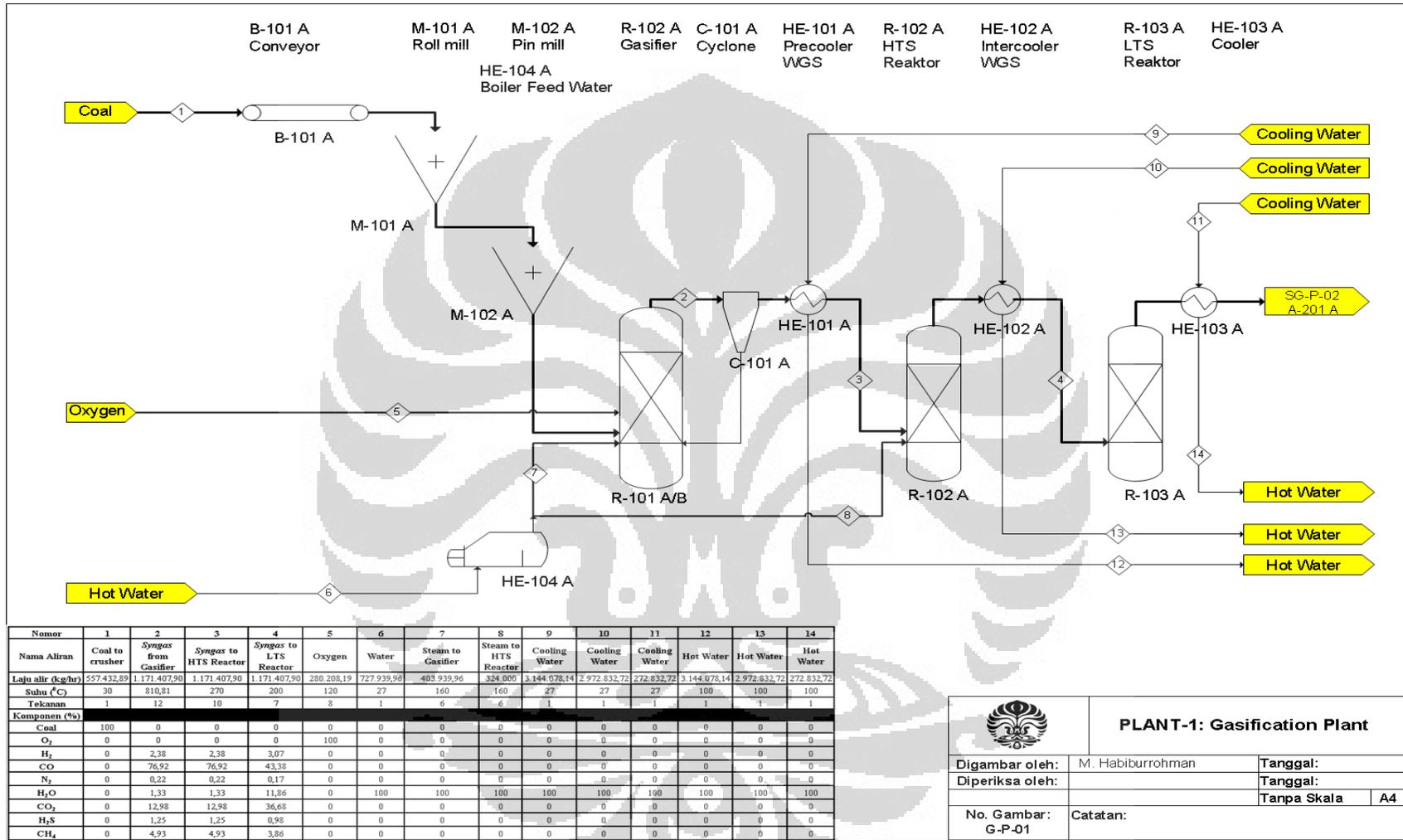
Proses gasifikasi batubara juga menghasilkan gas asam berupa sulfur (H<sub>2</sub>S, COS) dan CO<sub>2</sub> dalam jumlah tertentu. Komponen tersebut perlu dihilangkan, karena selain bersifat pengotor, gas asam tersebut juga merupakan racun katalis. Hal ini tentu akan mempengaruhi kinerja proses FT dan menurunkan kualitas produk.

Untuk menghilangkan sulfur dan CO<sub>2</sub>, digunakan metode absorpsi menggunakan sistem amina. Unit ini terdiri dari kolom absorpsi dan kolom regenerasi, serta beberapa unit penukar panas dan tambahan lainnya.

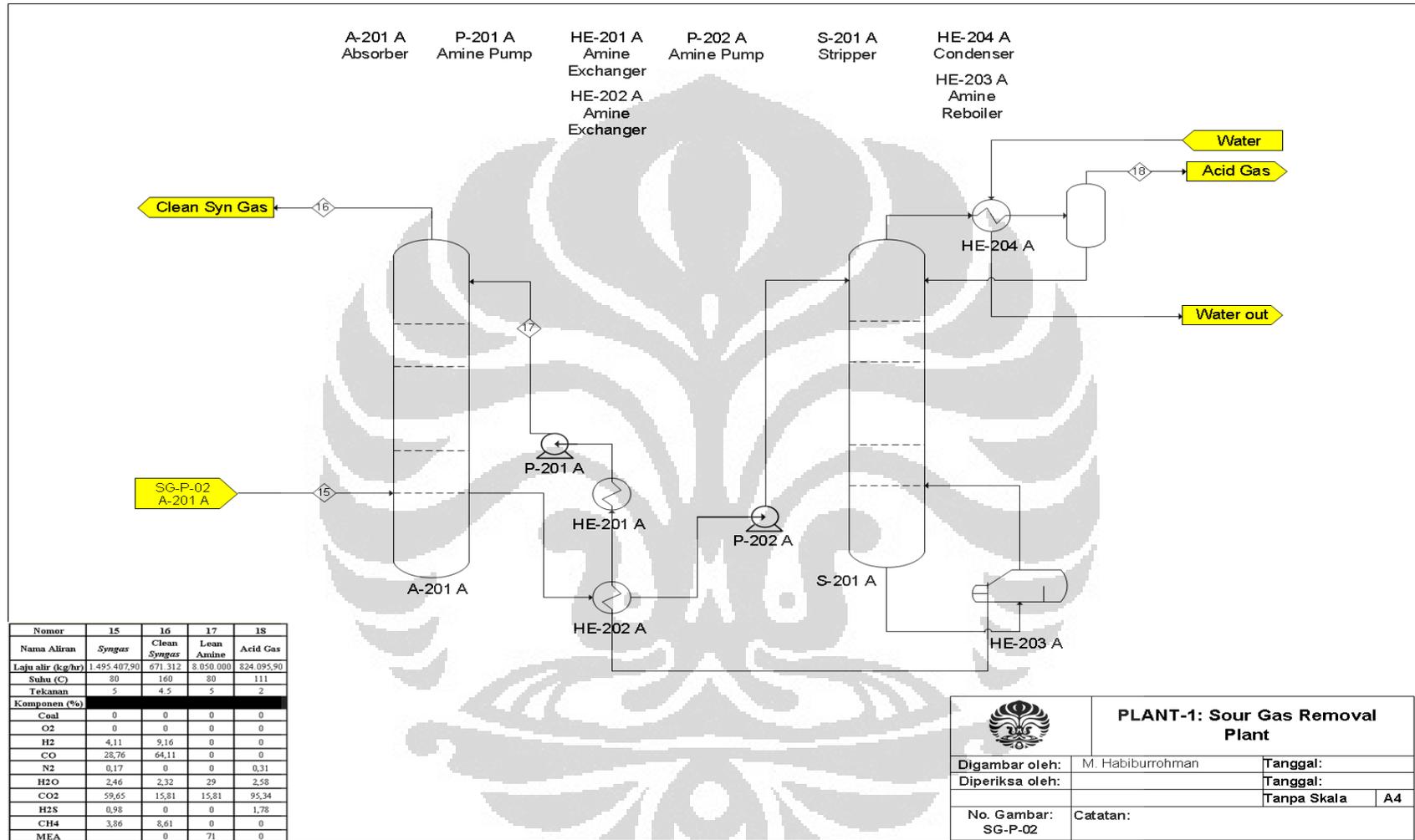
Dalam kolom absorpsi, amina akan mengabsorb sulfur dan CO<sub>2</sub> melalui kontak yang terjadi di dalam kolom absorber, fraksi gas yang keluar melalui bagian atas kolom absorpsi berupa *syngas* yang telah bersih. Amina yang telah mengabsorb CO<sub>2</sub> (*rich amine*) diregenerasi pada kolom regenerasi (*stripper*), sehingga diperoleh amina yang “bersih” (*lean amine*) dan dialirkan kembali ke dalam kolom absorpsi untuk mengabsorb kembali gas asam dalam *syngas*. Keluaran atas dari kolom regenerasi berupa gas CO<sub>2</sub> yang akan dilepaskan ke udara.



Gambar 4. 5. Block Flow Diagram



Gambar 4. 6. Process Flow Diagram Plant-1

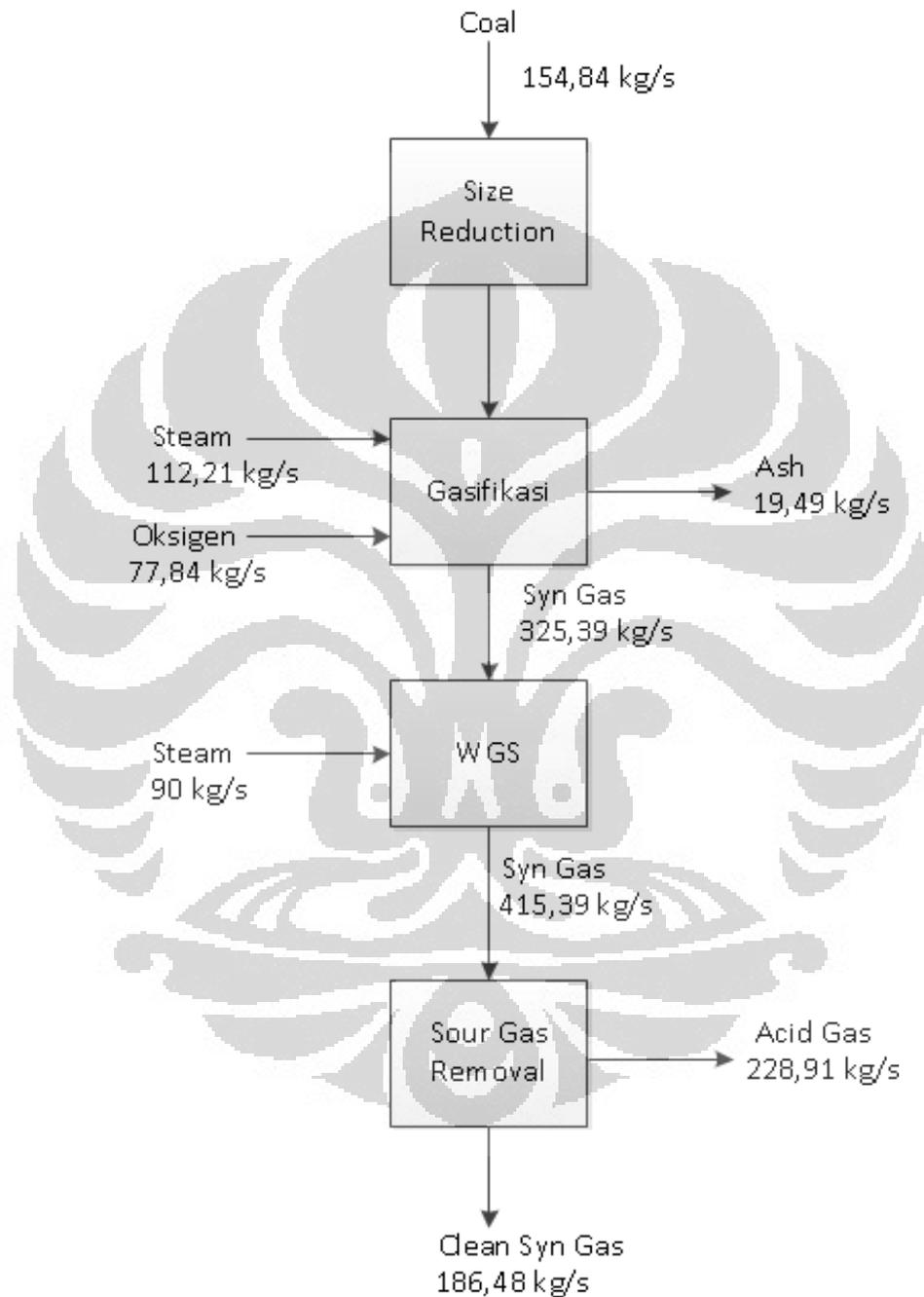


Gambar 4. 7. Process Flow Diagram Plant-2

#### 4.4 Neraca Massa Energi dan Utilitas

##### 4.4.1 Neraca Massa

Gambar 4.8 menunjukkan aliran neraca massa proses secara keseluruhan



Gambar 4. 8. Neraca Massa Aliran Utama

Dari neraca tersebut dapat disimpulkan suatu parameter produksi *syngas* terhadap jumlah bahan baku yang digunakan.

Tabel 4. 6. Parameter Produksi *Syngas*

1,2	Kg <i>syngas</i> /kg coal
0,9	Kg <i>syngas</i> /kg steam
2,4	Kg <i>syngas</i> /kg Oxygen

Tabel 4.6 memperlihatkan parameter perbandingan tersebut. Artinya dihasilkan sebesar 1,2 kg *syngas* untuk setiap kg batubara yang digunakan, parameter terhadap steam dan oksigen juga dapat terdapat dalam Tabel 4.6.

#### 4.4.2 Neraca Massa Per aliran

Tabel 4.7 merupakan neraca massa berdasarkan aliran dalam *process flow diagram*.

Tabel 4. 7. Neraca massa dan kondisi setiap aliran

Nomor	1	2	3	4	5
Nama Aliran	Coal to crusher	<i>Syngas</i> from Gasifier	<i>Syngas</i> to HTS Reactor	<i>Syngas</i> to LTS Reactor	Oxygen
Laju alir (kg/hr)	557.432,89	1.171.407,90	1.171.407,90	1.171.407,90	280.208,19
Suhu ( $^{\circ}$ C)	30	810,81	270	200	120
Tekanan	1	12,00	10	7	8
Komponen (%)					
Coal	100	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	0	0	0	0	100
H <sub>2</sub>	0	2,38	2,38	3,07	0
CO	0	76,92	76,92	43,38	0
N <sub>2</sub>	0	0,22	0,22	0,17	0
H <sub>2</sub> O	0	1,33	1,33	11,86	0
CO <sub>2</sub>	0	12,98	12,98	36,68	0
H <sub>2</sub> S	0	1,25	1,25	0,98	0
CH <sub>4</sub>	0	4,93	4,93	3,86	0

Tabel 4.8. Neraca massa dan kondisi setiap aliran (lanjutan)

Nomor	6	7	8	9	10
Nama Aliran	Water	Steam to Gasifier	Steam to HTS Reactor	Cooling Water	Cooling Water
Laju alir (kg/hr)	727.939,96	403.939,96	324.000	3.144.078,14	2.972.832,72
Suhu (C)	27	160	160	27	27
Tekanan	1	6	6	1	1
Komponen (%)					
Coal	0	0	0	0	0
O	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	100	100	100	100	100
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	0	0	0	0	0
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0

Tabel 4.8. Neraca massa dan kondisi setiap aliran (lanjutan)

Nomor	11	12	13	14
Nama Aliran	Cooling Water	Hot Water	Hot Water	Hot Water
Laju alir (kg/hr)	272.832,72	3.144.078,14	2.972.832,72	272.832,72
Suhu (C)	27	100	100	100
Tekanan	1	1	1	1
Komponen (%)				
Coal	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	100	100	100	100
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> S	0	0	0	0
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0

Tabel 4.8. Neraca massa dan kondisi setiap aliran (lanjutan)

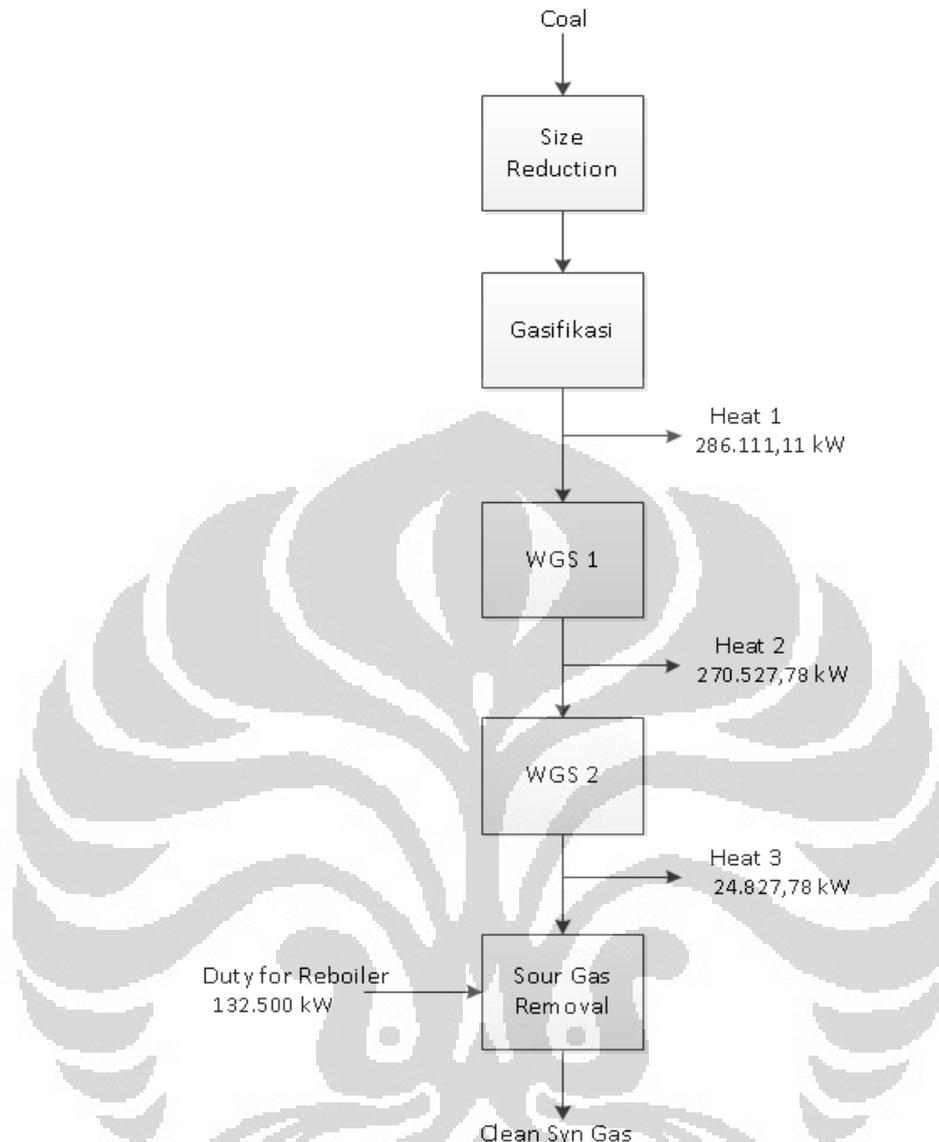
Nomor	15	16	17	18
Nama Aliran	<i>Syngas</i>	<i>Clean Syngas</i>	<i>Lean Amine</i>	<i>Acid Gas</i>
Laju alir (kg/hr)	1.495.407,90	671.312	8.050.000	824.095,90
Suhu (C)	80	160	80	111
Tekanan	5	4.5	5	2
Komponen (%)				
Coal	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub>	4,11	9,16	0	0
CO	28,76	64,11	0	0
N <sub>2</sub>	0,17	0	0	0,31
H <sub>2</sub> O	2,46	2,32	29	2,58
CO <sub>2</sub>	59,65	15,81	15,81	95,34
H <sub>2</sub> S	0,98	0	0	1,78
CH <sub>4</sub>	3,86	8,61	0	0
MEA		0	71	0

#### 4.4.3 Diagram alir energi

Gambar 4.9 memperlihatkan bahwa dalam proses keseluruhan justru dihasilkan panas (*heat*) yang cukup besar. Hal itu dikarenakan terdapat aliran panas yang harus didinginkan atau dibuang panasnya. Aliran *heat* 1 berasal dari aliran *syngas* keluaran *gasifier* yang didinginkan sampai mencapai suhu 270°C sebelum masuk kedalam reaktor WGS, karena WGS merupakan reaksi *reversible eksotermis*, maka penurunan suhu ini penting untuk mencapai konversi yang diinginkan. Demikian pula dengan aliran *heat* 2 dan *heat* 3 yang harus didinginkan untuk keperluan tahap proses selanjutnya. Dari ketiga aliran panas tersebut, maka total panas yang keluar atau dihasilkan adalah 581.466,67 kW. Selain itu juga dibutuhkan energi untuk amine reboiler sebesar 132.500 kW.

Selain energi berupa aliran panas, dalam suatu proses juga dibutuhkan energi listrik untuk beberapa peralatan. Tabel 4.8 menunjukkan total kebutuhan energi termasuk listrik dalam sekali proses produksi.

Total kebutuhan energi adalah **134.008,29 kW** untuk sekali proses. Karena dalam proses dihasilkan *syngas* sebesar 186,48 kg. maka kebutuhan energi per kilogram produk yang dihasilkan adalah **718,62 kW/kg syngas**.



Gambar 4. 9. Diagram Alir Energi

Tabel 4. 8. Total Kebutuhan Listrik

Alat	Power (kW)
Belt Conveyor	1,79
Roll Mill	144,68
Pin Mill	66,820
Amine Pump (all)	1.295
Amine Reboiler	132.500
<b>Total</b>	<b>134.008,29</b>

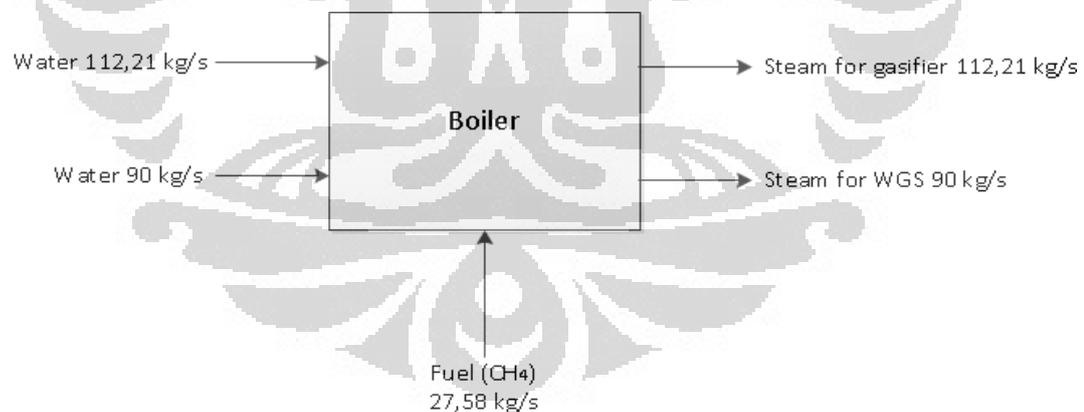
#### 4.4.4 Diagram Alir Utilitas

Secara teknis, dalam proses seharusnya dilakukan analisis HEN (*heat exchanger network*), yaitu saling menukarkan panas antar aliran panas dan dingin

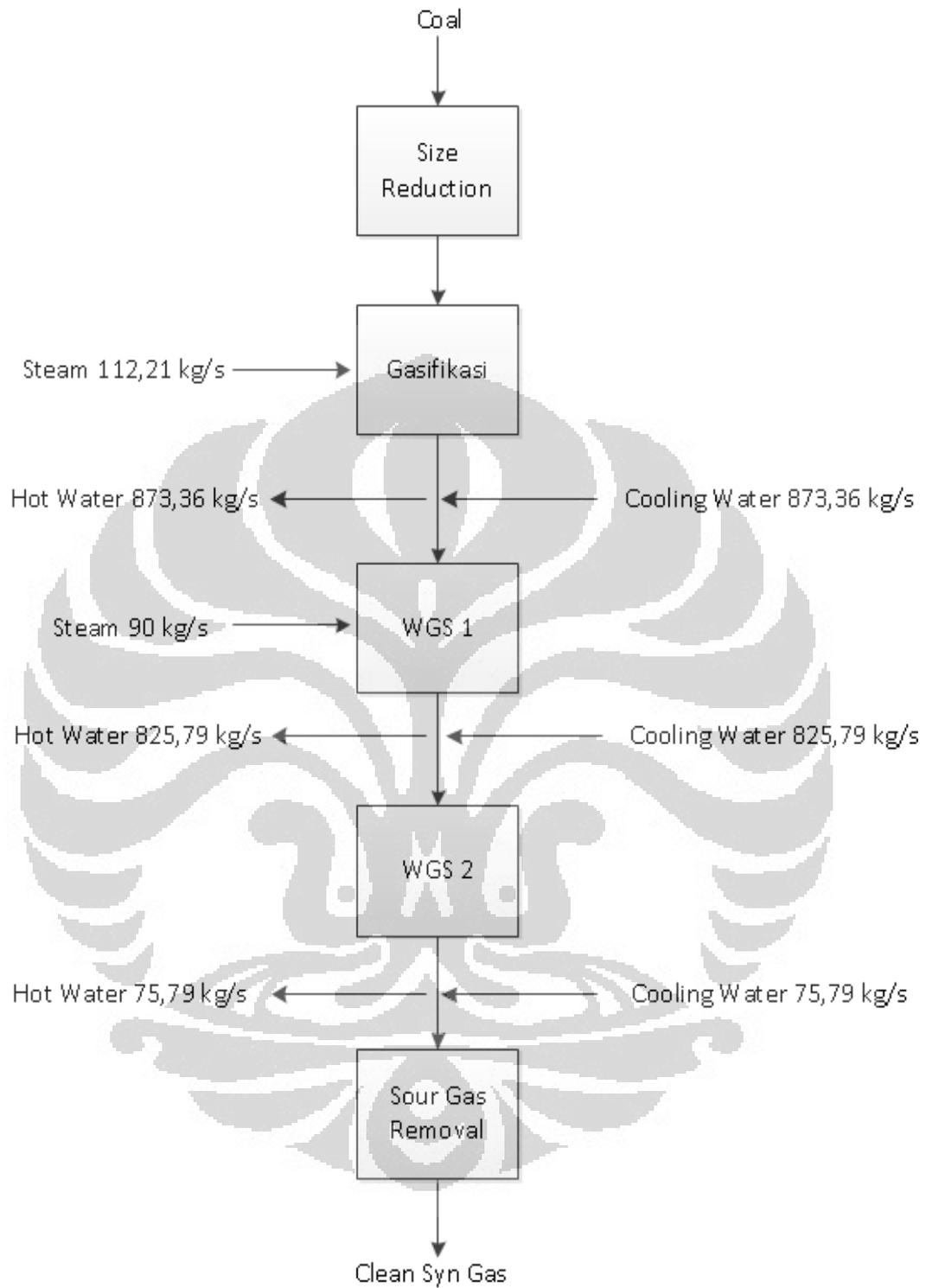
dalam proses dengan tujuan memperkecil jumlah utilitas yang diperlukan. Namun, dalam proses ini tidak dapat dilakukan analisis HEN dikarenakan tidak ada aliran dingin, hanya terdapat aliran panas. Oleh karena itu, dalam aliran panas tersebut semuanya menunjukkan kebutuhan utilitas dingin, yaitu air (*cooling water*).

Gambar 4.11 menunjukkan kebutuhan utilitas secara keseluruhan dalam proses. Terlihat bahwa jumlah utilitas panas yang dibutuhkan berupa *steam* total sebesar 202 kg/s, sedangkan utilitas dingin berupa air dingin total sekitar 1.774,93 kg/s. Kebutuhan utilitas dingin ini akan dipenuhi dengan membeli air, air tersebut akan berputar terus-menerus (siklus) untuk digunakan sebagai pendingin, laju air akan di *make up* sekitar 10% (seider, 2006).

Sementara kebutuhan *steam* untuk proses gasifikasi dan proses WGS. akan dibuat dengan menggunakan *boiler* (HE-104) yang menggunakan *fuel* berupa metana ( $\text{CH}_4$ ) yang dihasilkan dari proses FT. Gambar 4.10 menunjukkan skema pembuatan *steam* yang dibutuhkan. Metana yang dihasilkan cukup banyak, sekitar 74,76 kg/s, sedangkan metana yang dibutuhkan hanya sekitar 27,58 kg/s. Kebutuhan energi dalam *amine reboiler* juga akan dipenuhi oleh metana yang dihasilkan.



Gambar 4. 10. Skema Pembuatan Steam



Gambar 4. 11. Diagram Alir Kebutuhan Utilitas

## 4.5 Spesifikasi Peralatan

### 4.5.1 Belt Conveyor

<b>Belt Conveyor</b>		
<b>Identification:</b>	Item	Belt Conveyor
	Item no.	C-101
	No. required	4
<b>Function:</b>	Deliver coal to crusher	
<b>Operation:</b>	Continuous	
<b>Material handled:</b>	Coal	
<b>Design data:</b>	Type	Troughed belt on continuous plate
	Flowrate (ton/hr)	139.36
	Coal size (cm)	10-15 cm
	Width (cm)	75
	Length (m)	50
	Speed (m/min)	137
<b>Utilities:</b>	Power (hp)	0.6

### 4.5.2 Roll Mill

<b>Roll Mill</b>		
<b>Identification:</b>	Item	Roll Mill
	Item no.	M-101
	No. required	4
<b>Function:</b>	Crusher stage 1	
<b>Operation:</b>	Continuous	
<b>Material handled:</b>	Coal	
<b>Design data:</b>	Type	Ring roll mill
	Flowrate (ton/hr)	139.36
	Width (cm)	35.56
	Diameter (cm)	112
	Speed (rpm)	70
<b>Utilities:</b>	Power (hp)	48.5

## 4.5.3 Pin Mill

Pin Mill		
<b>Identification:</b>	Item	Pin Mill
	Item no.	M-102
	No. required	4
<b>Function:</b>	Crusher stage 2	
<b>Operation:</b>	Continuous	
<b>Material handled:</b>	Coal	
<b>Design data:</b>	Type	Pin mill
	Flowrate (ton/hr)	139.36
<b>Utilities:</b>	Power (hp)	22.42

## 4.5.4 Gasifier

Gasifier		
<b>Identification:</b>	Item	Gasifier
	Item no.	R-101
	No. required	1
<b>Function:</b>	Coal Gasification Reaction	
<b>Operation:</b>	Continuous	
<b>Material handled:</b>	Coal, Steam, Oxygen	
<b>Design data:</b>	<b>General Specification</b>	
	Coal flowrate (ton/hr)	557.43
	Steam flowrate (ton/hr)	403.94
	Oxygen flowrate (ton/hr)	280.21
	Max. operation temperature (°C)	820
	Max. operation pressure (bar)	12
	Type	Fluidized bed
	Material of construction	Carbon Steel
	<b>Geometri</b>	
	ID (m)	4.5
	Total height (m)	11.25
	Freeboard height (m)	2.25
	Bed height (m)	9

## 4.5.5 Cyclone

Cyclone		
<b>Identification:</b>	Item	Cyclone
	Item no.	C-101
	No. required	1
<b>Function:</b>	Remove solid particle in <i>syngas</i>	
<b>Operation:</b>	Continuous	
<b>Material handled:</b>	<i>Syngas</i>	
<b>Design data:</b>	<b>General Specification</b>	
	Flowrate (ton/hr)	1,1701.41
	Temperature (°C)	810
	Pressure (bar)	12
	Inlet velocity (m/s)	12
	Outlet velocity (m/s)	5
	<b>Geometri</b>	
	ID (m)	1.15
	Inlet area (m <sup>2</sup> )	0.26
	Outlet area (m <sup>2</sup> )	0.41

## 4.5.6 Precooler WGS

Precooler WGS/Steam Generator				
<b>Identification:</b>	Item	Precooler WGS		
	Item no.	HE-101		
	No. required	2		
<b>Function:</b>	Cooling <i>syngas</i> /generate steam for gasifier			
<b>Operation:</b>	Continuous			
<b>Design data:</b>	<b>Operating Data</b>			
	Length (m)	13		
	Diameter (m)	2		
	Surface per unit (m <sup>2</sup> )	1,357.06		
	Type	Shell and Tube		
	Fluid allocation	Shell Side	Tube Side	
	Material handled	Water	<i>Syngas</i>	
	Mass flow rate (kg/h)	403,941.60	1,171,407.60	
	Operating temperature (°C)	27	100	810 270
	Heat exchanged (kW)	242,363.97		
	Heat transfer rate (W/m <sup>2</sup> .K)	300		
	LMTD (°C)	351.39		
	Geometry	Shell	Tube	
	No. of pass per shell	ONE	ONE	
	Diameter (in/out) (mm)	2,000	37.6	40
	No. of Tube	832		
	Length (mm)	7		
	Baffle cut (%)	25		
	Baffle spacing (mm)	875		
	Pitch (mm)	50		
	Flow angle	90°		
Material of construction	Carbon Steel			

## 4.5.7 WGS Reactor 1

<b>WGS Reactor 1</b>		
<b>Identification:</b>	Item	WGS Reactor
	Item no.	R-102
	No. required	1
<b>Function:</b>	Convert CO to H <sub>2</sub>	
<b>Operation:</b>	Continuous	
<b>Material handled:</b>	<i>Syngas</i>	
<b>Design data:</b>	<b>General Specification</b>	
	<i>Syngas</i> flowrate (ton/hr)	1,701.41
	Max. operation temperature (°C)	600
	Max. operation pressure (bar)	12
	Type	Packed Bed Reactor
	Catalyst	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> promoted with Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
	Material of construction	Stainless Steel SS 316
	<b>Geometri</b>	
	Diameter (m)	2.5
	Height (m)	6.25

## 4.5.8 Interstage Cooler

Interstage Cooler/Steam Generator					
<b>Identification:</b>	Item	Interstage Cooler			
	Item no.	HE-102			
	No. required	2			
<b>Function:</b>	Cooling <i>syngas</i> /generate steam for WGS				
<b>Operation:</b>	Continuous				
<b>Design data:</b>	<b>Operating Data</b>				
	Length (m)	10			
	Diameter (m)	2			
	Surface per unit (m <sup>2</sup> )	1,814.16			
	Type	Shell and Tube			
	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side	
	Material handled	Water		<i>Syngas</i>	
	Mass flow rate (kg/h)	324,000		1,495,407.6	
	Operating temperature (°C)	100	100	600	200
	Heat exchanged (kW)	270,527.78			
	Heat transfer rate (W/m <sup>2</sup> .K)	300			
	LMTD (°C)	280,59			
	Geometry	Shell		Tube	
	No. of pass per shell	ONE		ONE	
	Diameter (in/out) (mm)	2,000		37.6	40
	No. of Tube	963			
	Length (mm)	10			
	Baffle cut (%)	25			
	Baffle spacing (mm)	815			
	Pitch (mm)	50			
	Flow angle	90°			
Material of construction	Carbon Steel				

## 4.5.9 WGS Reactor 2

<b>WGS Reactor 2</b>		
<b>Identification:</b>	Item	WGS Reactor
	Item no.	R-103
	No. required	1
<b>Function:</b>	Convert CO to H <sub>2</sub>	
<b>Operation:</b>	Continuous	
<b>Material handled:</b>	<i>Syngas</i>	
<b>Design data:</b>	<b>General Specification</b>	
	<i>Syngas</i> flowrate (ton/hr)	1,495.41
	Max. operation temperature (°C)	500
	Max. operation pressure (bar)	9
	Type	Packed Bed Reactor
	Catalyst	CoMo
	Material of construction	Stainless Steel SS 316
	<b>Geometri</b>	
	Diameter (m)	2.5
	Height (m)	6.25

## 4.5.10 Cooler

Cooler				
<b>Identification:</b>	Item	Cooler		
	Item no.	HE-103		
	No. required	1		
<b>Function:</b>	Cooling <i>syngas</i>			
<b>Operation:</b>	Continuous			
<b>Design data:</b>	<b>Operating Data</b>			
	Length (m)	6		
	Diameter (m)	1.5		
	Surface per unit (m <sup>2</sup> )	456.77		
	Type	Shell and Tube		
	Fluid allocation	Shell Side	Tube Side	
	Material handled	Water	<i>Syngas</i>	
	Mass flow rate (kg/h)	324,000	1,495,407.6	
	Operating temperature (°C)	27	33.6	450   80
	Heat exchanged (kW)	24.827.78		
	Heat transfer rate (W/m <sup>2</sup> .K)	300		
	LMTD (°C)	163,07		
	Geometry	Shell	Tube	
	No. of pass per shell	ONE	ONE	
	Diameter (in/out) (mm)	1,520	37.6	40
	Length (mm)	5		
	Baffle cut (%)	25		
	Baffle spacing (mm)	725		
	Pitch (mm)	50		
	Flow angle	90°		
Material of construction	Carbon Steel			

## 4.6 Analisis Keekonomian

### 4.6.1 Total Capital Investment

Tabel 4.9 menunjukkan harga peralatan yang digunakan dalam pabrik GBFT ini, sedangkan Tabel 4.10 menunjukkan hasil TCI yang dibutuhkan. Harga dihitung menggunakan referensi dari *Chemical Process Equipment; Selection and Design* (Walas, 1990), *Product & Process Design Principles; Synthesis, Analysis, and Evaluation* (Seider, 2003), *Chemical Engineering Design* (sinnot, 2005), *Coal Gasification* (Higman, 2008), dan *Hydrogen and Syngas Production* (Liu, 2010). Berdasarkan referensi, metode estimasi harga yang digunakan memiliki tingkat error senesar 30% (Seider, 2006).

Tabel 4. 9. Harga peralatan ( $C_{TBM}$ )

Equipment	No. of Unit	Cost/unit (\$)	Cost (\$)
Belt Conveyor	4	50.564	202.255
Roll Mill	4	161.804	647.214
Pin Mill	4	161.803	647.214
Gasifier (include cyclone)	1	241.407.537	241.407.537
Pre cooler WGS	2	391.698	783.397
WGS reactor HT	1	887.505	887.505
Interstage cooler	2	799.983	1.599.966
WGS reactor LT	1	856.886	856.886
Boiler	1	46.653.973	46.653.973
Amine Unit system (11%)*	1	30.878.997	30.878.997
Bare module cost for coal gasification plant			324.564.949
Effluent Cooler	1	293.590	293.590
flash separator	1	42.502	42.502
amine HE	1	390.656	390.656
MEA Pump	1	531.282	531.282
distl. feed heater	1	162.386	162.386
Slurry Reactor	10	2.297.768	22.977.680
Amine System	1	817.537	817.537
Distilasi	1	667.244	667.244
Bare module cost for FT plant			25.882.877
<b>Total bare module cost (CTBM)</b>			<b>350.447.827</b>

Tabel 4. 10. Hasil Perhitungan Total Capital Investment (TCI)

CTBM	\$	350.447.827
Csite	\$	52.567.174
C building	\$	70.089.565
C offsite	\$	17.522.391
Contingency	\$	52.567.174
Contacttor fee	\$	10.513.434
CWc	\$	52.567.174
<b>TCI</b>	<b>\$</b>	<b>606.274.742</b>

Dari Tabel 4.10 terlihat bahwa *Bare Module Cost* untuk pabrik FT adalah US\$. 26 juta dan untuk pabrik gasifikasi adalah US\$. 350 juta. Komponen investasi paling besar berasal dari pabrik gasifikasi, yaitu sekitar 88% dari TCI. Hal ini cukup sesuai dengan literature bahwa produksi *syngas* (untuk CTL) memiliki komposisi sekitar 80% atau lebih jika termasuk unit purifikasi didalamnya (*Sasol reference frame*, 2003). Total biaya investasi (TCI) yang dibutuhkan adalah **\$ 606,28 juta.**

#### 4.6.2 Biaya Operasional Tahunan

Biaya operasional tahunan dibagi menjadi dua jenis, *fixed* dan *variable cost*, biaya ini akan dikeluarkan selama pabrik beroperasi. Beberapa asumsi yang digunakan untuk menghitung biaya operasional adalah sebagai berikut.

1. Umur pabrik ini adalah 20 tahun
2. Dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama 300 hari, 24 jam

Biaya operasi dihitung dengan melakukan perincian sebagai berikut :

##### 4.6.2.1 Biaya Bahan Baku dan Utilitas

Tabel 4.11 menunjukkan biaya bahan baku dan biaya utilitas. Biaya ini termasuk biaya batubara, oksigen, air, amine (make up), listrik, dan biaya waste treatment.

Tabel 4. 11. Biaya bahan baku dan utilitas

Bahan Baku & Utilitas	Kebutuhan	Harga per satuan unit	Harga per tahun
Batubara	3,99 juta ton/tahun	\$ 90 / ton	\$359.100.000
Air	17,35 juta ton/tahun	\$ 1 / ton	\$17.352.657
Oksigen	1.411,91 juta m <sup>3</sup> /tahun	\$ 0.178 / m <sup>3</sup>	\$225.904.862
Amine	9,85 ribu ton/tahun	\$ 1.780 / ton	\$15.308.000
Utilitas Listrik	11.95 juta kW/tahun	Rp 735 / kW	\$975.549
Waste Treatment	-	-	\$32.350.056
<b>Total Biaya Bahan Baku dan Utilitas</b>			<b>\$ 647.001.124</b>

Jadi total biaya bahan baku dan utilitas adalah \$ **647.001.124**

#### 4.6.2.2 Biaya Tenaga Kerja Langsung

Biaya tenaga kerja langsung merupakan upah karyawan yang secara tetap dikeluarkan per bulan yang terdiri dari :

- a. Operator dengan kualifikasi minimal lulusan D3 dan bertugas untuk mengontrol proses produksi yang berlangsung di pabrik. Tiap operator memiliki jam kerja 8 jam sehari, 21 hari dalam sebulan dengan sistem *shift*.
- b. Teknisi dengan kualifikasi minimal lulusan STM dan bertugas untuk mengawasi dan mengupayakan kerja alat yang optimal. Tiap teknisi memiliki jam kerja 8 jam sehari, 21 hari dalam sebulan dengan sistem *shift*.
- c. Supervisor dengan kualifikasi minimal lulusan S1 dan bertugas untuk mengawasi buruh, operator, dan teknisi lapangan. Tiap supervisor memiliki jam kerja 8 jam sehari, 21 hari dalam sebulan dengan sistem *shift*.

Upah yang diberikan kepada tenaga kerja setidaknya lebih besar dari batas upah minimum propinsi (UMRP) Kalimantan Timur. Nilai UMP tersebut pada tahun 2012 sebesar Rp 1.131.000,00.

Biaya tenaga kerja langsung terbagi atas biaya *fixed* dan variabel. Biaya *fixed* adalah biaya yang nilainya tetap sepanjang tahun, telah memiliki patokan harga yang tetap untuk setiap detail penjelasan biaya tenaga kerja yang terlibat.

Untuk operator, teknisi dan supervisor jumlah yang tertera dibawah ini telah memperhitungkan waktu shift. Perinciannya diberikan pada Tabel 4.12.

Tabel 4. 12. Perincian Upah Tenaga Kerja Langsung *fixed*

Kualifikasi	Jumlah	Upah per Orang/Bulan	Upah per Orang/Tahun	Total Biaya/Tahun
Operator proses kontrol	12.00	2.500.000	30.000.000	360.000.000
Operator lapangan	8.00	3.000.000	36.000.000	288.000.000
Teknisi perawatan	12.00	2.500.000	30.000.000	360.000.000
Supervisor	4.00	3.000.000	36.000.000	144.000.000
<b>Total</b>				<b>1.152.000.000</b>

Komponen lain dalam biaya ini adalah biaya tenaga kerja langsung variabel, yaitu biaya tambahan yang diberikan perusahaan kepada para pekerja sebagai bonus misalnya tunjangan khusus hari raya maupun tahunan, biaya lembur, dsb. Biaya variabel ini adalah kurang lebih 20% dari upah pekerja selama setahun. Total variable cost untuk biaya tenaga kerja langsung adalah

$$20\% \times \text{Rp } 1.152.000.000 = 230.400.000$$

Maka, total biaya tenaga kerja langung diberikan pada Tabel 4.13.

Tabel 4. 13. Total biaya tenaga kerja langsung

Biaya Tenaga Kerja Langsung	Biaya
Fixed cost	Rp. 1.152.000.000
Variable cost	Rp 230.400.000
<b>Total</b>	<b>Rp. 1.382.400.000</b>

Jadi total biaya tenaga kerja langsung sebesar \$ **153.600**

#### 4.6.2.3 Biaya Tenaga Kerja Tak Langsung

Tabel 4.14 menunjukkan perincian biaya tenaga kerja tidak langsung, biaya ini merupakan biaya tenaga kerja professional mulai dari jajaran pimpinan perusahaan, jajaran departemen dalam perusahaan, dan biaya *engineer* untk setiap bagian.

Tabel 4. 14. Perincian upah tenaga kerja tidak langsung (dalam rupiah)

Kualifikasi	Jumlah	Upah per orang/bulan	Upah per orang/tahun	Total Biaya/tahun
<b>Pimpinan Perusahaan</b>				
Presiden Direktur	1	30.000.000	360.000.000	360.000.000
Wakil Presiden Direktur	1	25.000.000	300.000.000	300.000.000
<b>Departemen Produksi</b>				
Kepala Departemen	1	10.000.000	120.000.000	120.000.000
Kepala divisi logistik	1	10.000.000	120.000.000	120.000.000
Kepala divisi perawatan	1	10.000.000	120.000.000	120.000.000
Kepala divisi K3	1	10.000.000	120.000.000	120.000.000
<b>Professional Engineer</b>				
Electrical engineer	4	6.000.000	72.000.000	288.000.000
Process engineer	3	6.000.000	72.000.000	216.000.000
Corrosion engineer	2	6.000.000	72.000.000	144.000.000
Facilities engineer	2	6.000.000	72.000.000	144.000.000
Safety engineer	2	6.000.000	72.000.000	144.000.000
<b>Divisi Litbang</b>				
Kepala litbang	1	5.500.000	66.000.000	66.000.000
Kepala Lab	1	5.500.000	66.000.000	66.000.000
HRD	-	7.000.000	84.000.000	84.000.000
Departemen Keuangan	-	7.000.000	84.000.000	84.000.000
Humas	-	5.500.000	66.000.000	66.000.000
Pemasaran	-	5.500.000	66.000.000	66.000.000
<b>Total</b>				<b>2.508.000.000</b>

Jadi total biaya tenaga kerja tidak langsung adalah Rp. 2.508 juta atau sekitar \$ 278.666,67

#### 4.6.2.4 Biaya Perawatan

Biaya perawatan perlu dianggarkan untuk menjaga keberlangsungan proses di pabrik. Biaya ini meliputi biaya pekerja dalam untuk perawatan, dan material yang diperlukan untuk perawatan pabrik. Sebagai estimasi awal, biaya perawatan tahunan kurang lebih sekitar 10% dari *fixed capital cost* (Sinnot, 2005). Biaya maintenance sebesar 10 % dari total *bare module cost* \$ 35.044.782,75 atau sekitar \$ 35,05 juta.

#### 4.6.2.5 Biaya Asuransi

Biaya asuransi dari sebesar 1 % dari total *bare module cost* (seider, 2006), yaitu sekitar \$ **3.504.478,28** atau \$ **3,51 juta**.

#### 4.6.2.6 Total Production Cost

*Total Production Cost* merupakan penjumlahan dari semua komponen biaya, yaitu :

Biaya Bahan Baku Total + Biaya Tenaga Kerja Langsung + Biaya Tenaga Kerja Tak Langsung + Biaya Asuransi + Biaya Perawatan :

$$\begin{aligned} & \$ 647.001.124 + \$ 153.600 + \$ 278.666,67 + \$ 35.044.782,75 + \$ 3.504.478,28 \\ & = \$ \mathbf{685.982.651,69} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan total production cost sebesar \$ **685,98 juta**.

#### 4.6.3 Perhitungan Laba Rugi

Penerimaan per tahun dari pabrik pengolahan ini dapat dirinci pada Tabel 4.15 sebagai berikut untuk basis perhitungan satu tahun.

Tabel 4. 15. Tabel Perincian Pendapatan

Produk	Kapasitas	Harga per satuan Unit	Harga per tahun
Nafta	173.433 ton/tahun	\$ 879 / ton	\$152.447.607
Distillate	4.431.518 barrel/tahun	\$ 92 / barrel	\$ 407.699.688
Wax	402.307 ton/tahun	\$ 900 / ton	\$ 362.076.480
<i>Total</i>			\$ <b>922.223.563</b>

Labarugi merupakan selisih antara pendapatan dengan biaya operasional. Karena nilai pendapatan lebih besar, maka pabrik ini memperoleh laba sebesar \$ **236,24 juta per tahun**.

#### 4.6.4 Peminjaman Modal

Dalam membangun sebuah pabrik, faktor paling utama yang akan ditinjau adalah apakah pabrik tersebut menguntungkan atau tidak. Dalam perhitungan *cash flow* dapat dilihat Tabel 4.10 bahwa *total capital investment* yang harus dikeluarkan adalah \$ **606,28 juta**. Pemilik dapat saja menanamkan modal keseluruhan, tapi itu akan sangat beresiko apabila terjadi sesuatu saat pabrik masih dalam masa aktifnya.

Untuk mengurangi resiko, maka kita dapat meminjam modal dari bank dan investor. Suku bunga pinjaman dari bank sekitar 11% dan investor sekitar 5%. Untuk desain pabrik ini akan digunakan skenario 70% pinjaman modal dari bank dan 30% dari investor, pinjaman ini akan dikembalikan dalam kurun waktu kurang lebih 10 tahun.

Tabel 4.16 dan 4.17 menunjukkan skenario peminjaman dan pengembalian terhadap masing-masing komposisi modal yang dipinjam.

Tabel 4. 16. Skenario peminjaman modal kepada bank.

(\$ 1.000.000)					
Tahun	Total hutang	Interest	Hutang + Bunga	Hutang yang dibayar	Sisa Hutang
0	424,39	-	-	-	-
1	399,01	46,68	471,08	72,06	399,01
2	370,84	43,89	442,90	72,06	370,84
3	339,57	40,79	411,63	72,06	339,57
4	304,86	37,35	376,93	72,06	304,86
5	266,34	33,53	338,40	72,06	266,34
6	223,57	29,30	295,63	72,06	223,57
7	176,10	24,59	248,16	72,06	176,10
8	123,41	19,37	195,47	72,06	123,41
9	64,92	13,57	136,98	72,06	64,92
10	0,00	7,14	72,06	72,06	0,00

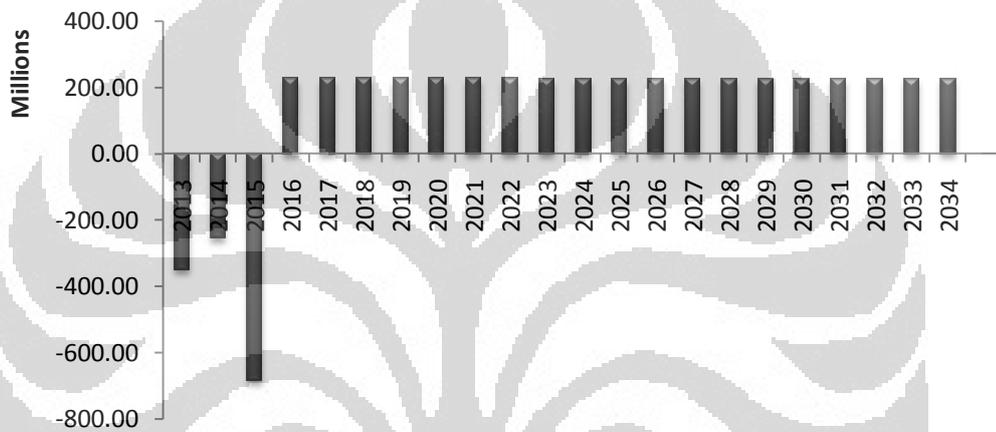
Tabel 4. 17. Skenario peminjaman modal kepada investor.

(\$ 1.000.000)					
Tahun	Total hutang	Interest	Hutang + Bunga	Hutang yang dibayar	Sisa Hutang
0	181,88	-	-	-	-
1	167,42	9,09	190,98	23,55	167,42
2	152,24	8,37	175,79	23,55	152,24
3	136,30	7,61	159,85	23,55	136,30
4	119,56	6,81	143,11	23,55	119,56
5	101,98	5,98	125,53	23,55	101,98
6	83,52	5,10	107,08	23,55	83,52
7	64,15	4,18	87,70	23,55	64,15
8	43,80	3,21	67,35	23,55	43,80
9	22,43	2,19	45,99	23,55	22,43
10	0,00	1,12	23,55	23,55	0,00

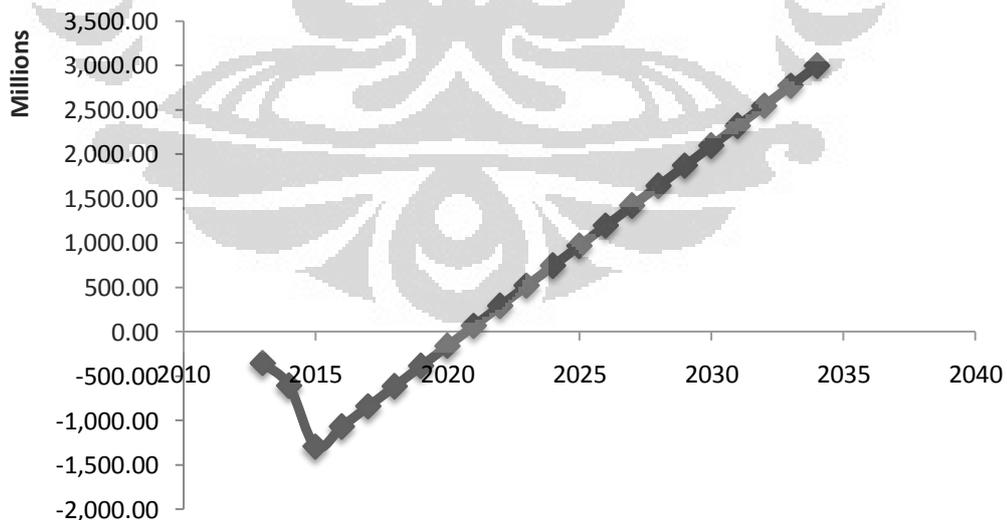
#### 4.6.5 Cash Flow

*Cash flow* dapat menunjukkan fluktuasi aliran laba yang diperoleh sepanjang umur pabrik melalui pendapatan bersih. Perhitungan adalah dengan mengurangi aliran kas masuk dengan aliran kas keluar. Perhitungan aliran kas masuk melibatkan pendapatan sebelum dipotong pajak (BTCF), depresiasi, dan nilai pendapatan setelah dipotong pajak yang (ATCF).

Tabel 4.18 menunjukkan perhitungan *cash flow*, dan Gambar 4.12 dan 4.13 merupakan grafik *cash flow* dari pabrik ini selama umur pabrik.



Gambar 4. 12. Grafik *cash flow*



Gambar 4. 13. Grafik ATCF kumulatif

Tabel 4. 18. Perincian *cash flow*

CASH FLOW									
Tahun	Gross Income	Operating Expenses	Investment P and Reinvestment (USD)	BTCF	Interest	Depreciation	Taxable Income	Taxes	ATCF
	(USD)	(USD)		(USD)	(USD)	USD	USD	USD	USD
	(1)	(2)		(3)	(4)=(1)+(2)+(3)	(5)	(6)	(7)=(4)-(5)-(6)	(8)=0.05(7)
2013	0,00	0,00	-350.447.827,47	-350.447.827,47			-350.447.827,47	0,00	-350.447.827,47
2014	0,00	0,00	-255.826.914,05	-255.826.914,05			-255.826.914,05	0,00	-255.826.914,05
2015	0,00	-685.982.651,69	0,00	-685.982.651,69	40.289.792,38		-726.272.444,07	0,00	-685.982.651,69
2016	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	37.880.405,30	17.334.354,70	181.026.151,31	9.051.307,57	227.189.603,75
2017	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	35.205.985,64	17.334.354,70	183.700.570,97	9.185.028,55	227.055.882,76
2018	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	32.237.379,82	17.334.354,70	186.669.176,79	9.333.458,84	226.907.452,47
2019	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	28.942.227,35	17.334.354,70	189.964.329,25	9.498.216,46	226.742.694,85
2020	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	25.284.608,12	17.334.354,70	193.621.948,49	9.681.097,42	226.559.813,89
2021	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	21.224.650,77	17.334.354,70	197.681.905,84	9.884.095,29	226.356.816,02
2022	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	16.718.098,11	17.334.354,70	202.188.458,50	10.109.422,93	226.131.488,39
2023	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	11.715.824,65	17.334.354,70	207.190.731,95	10.359.536,60	225.881.374,71
2024	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	6.163.301,12	17.334.354,70	212.743.255,49	10.637.162,77	225.603.748,54
2025	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	17.334.354,70	218.906.556,61	10.945.327,83	225.295.583,48
2026	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	17.334.354,70	218.906.556,61	10.945.327,83	225.295.583,48
2027	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	17.334.354,70	218.906.556,61	10.945.327,83	225.295.583,48
2028	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	17.334.354,70	218.906.556,61	10.945.327,83	225.295.583,48
2029	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	17.334.354,70	218.906.556,61	10.945.327,83	225.295.583,48
2030	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	17.334.354,70	218.906.556,61	10.945.327,83	225.295.583,48
2031	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	13.219.260,87	223.021.650,44	11.151.082,52	225.089.828,79
2032	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	13.219.260,87	223.021.650,44	11.151.082,52	225.089.828,79
2033	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	0,00	13.219.260,87	223.021.650,44	11.151.082,52	225.089.828,79
2034	922.223.563,00	-685.982.651,69	0,00	236.240.911,31	46,68	13.219.260,87	223.021.603,75	11.151.080,19	225.089.831,12

Dari Gambar 4.19 terlihat bahwa cash flow bernilai negatif atau dengan kata lain mengalami kerugian. Hal itu sangat wajar mengingat dua tahun pertama merupakan masa pembangunan pabrik, sehingga hanya dilakukan pengeluaran tanpa ada pendapatan yang masuk. Pengeluaran pada dua tahun pertama ini sudah jelas adalah biaya investasi keseluruhan pabrik yang meliputi biaya pembelian alat, biaya konstruksi pabrik, biaya *start up*, dan lain – lain. Sedangkan pada tahun ketiga merupakan pertama kalinya pabrik beroperasi, disini semua pengeluaran yang dilakukan adalah berupa total biaya operasional. Ditahun ketiga ini total pendapatannya juga bernilai nol dikarenakan pemasukan baru ada (terakumulasi) pada akhir tahun ketiga dan menjadi pendapatan (*gross income*) pada awal tahun berikutnya, yaitu tahun keempat, sehingga kolom *gross income* baru terisi pada tahun keempat dan seterusnya secara stabil.

#### 4.6.6 Analisis Kelayakan Investasi

##### 4.6.6.1 *Net Present Value*

Dengan menggunakan prinsip *time value of money*, dengan MARR sebesar 11%, nilai NPV dari pabrik sesuai dengan cash flownya dapat diketahui. Nilai NPV pabrik ini ditunjukkan pada Tabel 4.19.

Tabel 4. 19. Perhitungan NPV

Tahun	(\$ 1.000.000)	
	ATCF	PW
0	(606,27)	(606,27)
1	(685,98)	(618,00)
2	227,19	184,39
3	227,06	166,02
4	226,91	149,47
5	226,74	134,56
6	226,56	121,13
7	226,36	109,03
8	226,13	98,12
9	225,88	88,30
10	225,60	79,45
11	225,30	71,48
12	225,30	64,40
13	225,30	58,02
14	225,30	52,27
15	225,30	47,09

Tabel 4.19. Perhitungan NPV (lanjutan)

Tahun	(\$1.000.000)	
	ATCF	PW
16	225,30	42,42
17	225,09	38,18
18	225,09	34,40
19	225,09	30,99
20	225,09	27,92
<b>NPV</b>		<b>373,37</b>

Dari Tabel 4.20 didapatkan nilai NPV sekitar \$ 373,37 juta. Nilai NPV positif menunjukkan bahwa pabrik ini cukup layak untuk dijalankan.

#### 4.6.6.2 IRR (*interest rate of return*)

Nilai IRR juga dapat menggambarkan besar keuntungan pabrik. Nilai IRR yang diharapkan adalah lebih besar daripada nilai MARR, yaitu nilai bunga yang diberikan oleh bank. MARR pada pabrik ini pada umumnya adalah 11% (Higman, 2008; Seider, 2006). Nilai **IRR pada pabrik ini didapatkan adalah sebesar 15,24%**.

Berdasarkan pengertiannya, bila nilai IRR lebih besar daripada MARR, maka pilihan untuk ber-investasi di pabrik lebih dipilih daripada di bank. Berdasarkan perhitungan, didapatkan nilai IRR sebesar 15,24%. Selisih nilai ini IRR lebih besar dengan nilai MARR sebesar 4,24%. Hal ini sesuai dengan harapan, walaupun selisihnya hanya sedikit terhadap MARR. Maka dapat disimpulkan bahwa investasi dapat dilakukan pada pabrik ini untuk mendapatkan keuntungan (profit).

#### 4.6.6.3 *Payback Period*

*Payback period* adalah waktu yang diperlukan untuk mencapai *Net Present Value* bernilai 0. Untuk mendapatkan lama waktu ini, dengan mencari nilai NPV setiap tahunnya, dengan perincian seperti pada Tabel 4.21. Dari Tabel 4.22 terlihat bahwa *payback periode* terjadi pada tahun antara 12 – 13, artinya *payback periodenya* membutuhkan waktu sekitar **12 tahun lebih sedikit**.

Tabel 4. 20. Perhitungan *payback periode*

Tahun	(\$1.000.000)		
	ATCF	PW	NPV
0	(606,27)	(606,27)	(825,70)
1	(685,98)	(618,00)	(1.417,07)
2	227,19	184,39	(1.211,22)
3	227,06	166,02	(1.025,87)
4	226,91	149,47	(858,99)
5	226,74	134,56	(708,74)
6	226,56	121,13	(573,48)
7	226,36	109,03	(451,72)
8	226,13	98,12	(342,12)
9	225,88	88,30	(243,49)
10	225,60	79,45	(154,73)
11	225,30	71,48	(74,86)
12	225,30	64,40	(2,90)
13	225,30	58,02	61,92
14	225,30	52,27	120,32
15	225,30	47,09	172,94
16	225,30	42,42	220,33
17	225,09	38,18	263,00
18	225,09	34,40	301,44
19	225,09	30,99	336,07
20	225,09	27,92	367,27

## 4.6.6.4 Break Event Point (BEP)

*Break even point* adalah titik dimana pengeluaran akan sama dengan pemasukan pabrik. BEP dapat dilihat pada Tabel 4.21, yaitu ATCF kumulatif ketika bernilai nol.

Tabel 4. 21. Perhitungan BEP

tahun	ATCF Kumulatif
0	(606,27)
1	(1.292,26)
2	(1.065,07)
3	(838,01)
4	(611,10)
5	(384,36)
6	(157,80)
7	68,55
8	294,69
9	520,57

Tabel 4.22. Perhitungan BEP (lanjutan)

<b>tahun</b>	<b>ATCF Kumulatif</b>
<b>10</b>	746,17
<b>11</b>	971,47
<b>12</b>	1.196,76
<b>13</b>	1.422,06
<b>14</b>	1.647,35
<b>15</b>	1.872,65
<b>16</b>	2.097,94
<b>17</b>	2.323,03
<b>18</b>	2.548,12
<b>19</b>	2.773,21
<b>20</b>	2.998,30

Dari Tabel 4.22 dapat dilihat bahwa BEP tercapai pada tahun ke 5 sampai ke 6.

$$\frac{n - 6}{7 - 6} = \frac{0 - (-157,8)}{68,55 - (-157,8)} = 6,7 \text{ tahun}$$

BEP dicapai dalam kurun waktu **6,7 tahun**, atau pada saat kapasitas **9.010,67 m<sup>3</sup>**.

#### 4.6.7 Analisis Sensitivitas

Pada analisis keekonomian ini akan dilihat seberapa sensitif pengaruh harga bahan baku, dan harga jual produk terhadap pabrik ini.

##### 4.6.7.1 Pengaruh harga bahan baku

Harga bahan baku pabrik ini yang paling dominan adalah batubara. Sehingga akan dilihat sensitivitasnya terhadap kenaikan dari harga batubara. Perubahan harga batubara perlu dianalisis berdasarkan harga market dari tahun-tahun sebelumnya. Dengan data tersebut dapat terlihat seberapa besar fluktuasi harga bahan baku yang mungkin terjadi selama pabrik beroperasi.

Dalam analisis ini akan dilakukan dilihat pengaruh fluktuasi harga bahan baku utama hingga 40%. Berdasarkan hasil tersebut, pada kenaikan harga batubara 10% sudah terjadi penurunan NPV yang cukup besar. Dan untuk kenaikan 20% keatas, nilai NPV sudah bernilai negatif, artinya sudah tidak layak untuk diinvestasikan. Pada kenaikan 10% pun IRR turun cukup signifikan. Selisih nilai IRR dengan MARR sangat kecil, yaitu sekitar 0,93%.

Tabel 4. 22. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga batubara

<b>Kenaikan</b>	<b>IRR</b>	<b>NPV (\$ 1.000.000)</b>
<b>0</b>	15,24	373,37
<b>10%</b>	12,14	98,98
<b>20%</b>	-	-174,58
<b>30%</b>	-	-447,97
<b>40%</b>	-	-721,37

Oleh karena itu, jika tidak ada perubahan pada pendapatan maka kenaikan harga bahan baku batubara harus kurang dari 10% jika ingin pabrik ini tetap layak untuk diinvestasikan.

#### 4.6.7.2 Pengaruh harga jual produk utama

Sama seperti pengaruh harga bahan baku, sensitivitas terhadap harga jual produk terutama produk utama juga perlu dipertimbangkan.

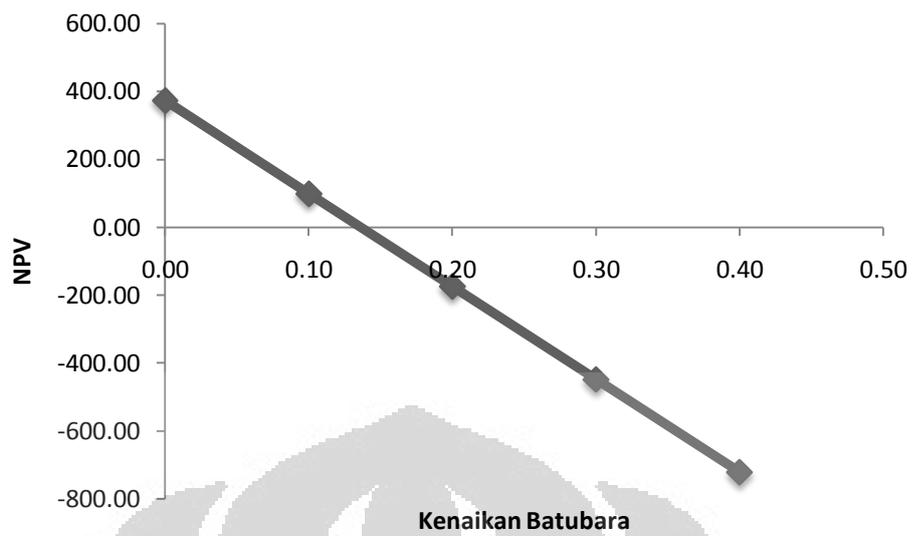
Dalam analisis ini akan dilakukan dilihat pengaruh fluktuasi harga bahan baku utama hingga 40%.

Tabel 4. 23. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga jual produk

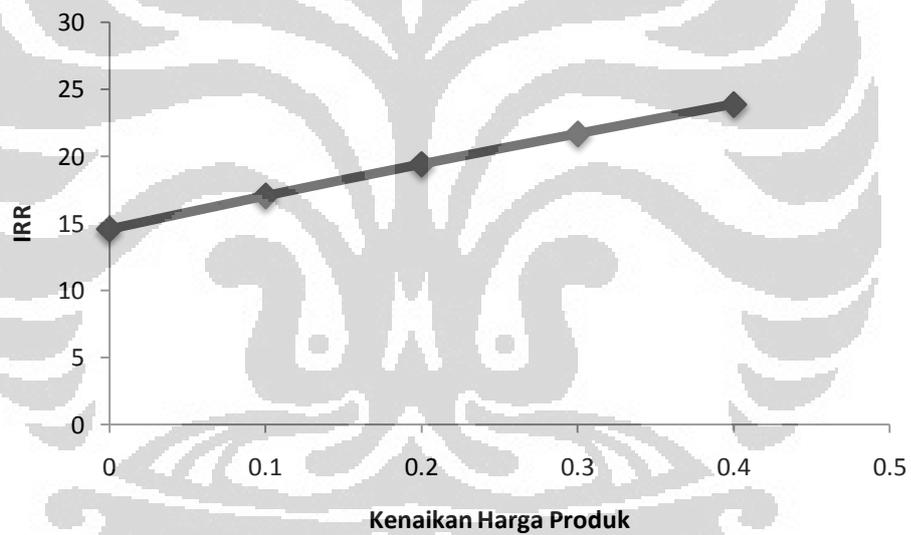
<b>Kenaikan</b>	<b>IRR</b>	<b>NPV (\$ 1.000.000)</b>
<b>0</b>	15,24	373,37
<b>10%</b>	18,11	646,91
<b>20%</b>	20,84	920,45
<b>30%</b>	23,46	1.193,98
<b>40%</b>	25,99	1.467,52

Dari Tabel 4.24 terlihat bahwa nilai NPV dan IRR sangat sensitif terhadap harga bahan baku utama (distilat). Setiap kenaikan 10% harga bahan baku, diperoleh rata-rata kenaikan NPV sekitar 1,63 kali dari NPV awal. Nilai IRR juga semakin besar seiring dengan kenaikan harga produk.

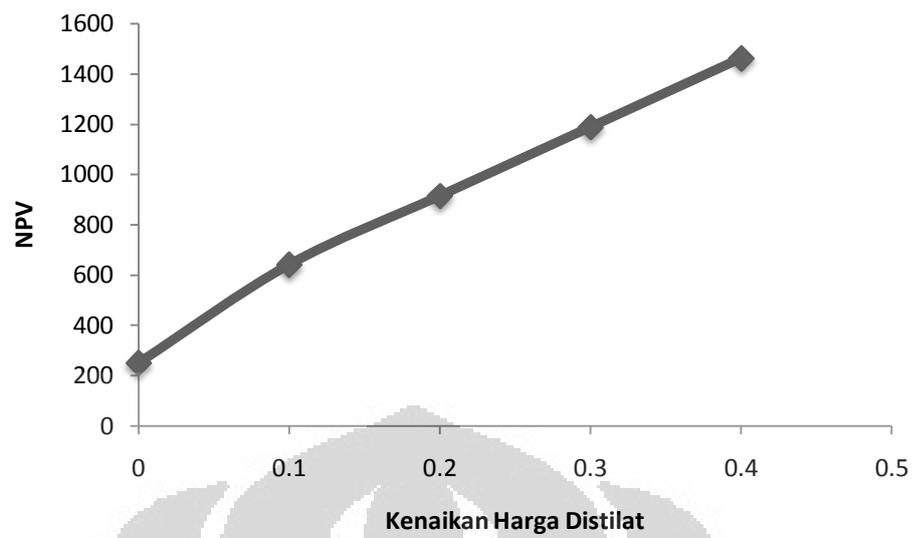
Berdasarkan analisis ini dapat ditarik kesimpulan bahwa investasi pabrik ini sangat sensitif terhadap harga jual produk utama.



Gambar 4. 14. Pengaruh kenaikan harga batubara terhadap NPV



Gambar 4. 15. Pengaruh kenaikan harga jual terhadap IRR



Gambar 4. 16. Pengaruh kenaikan harga jual distilat terhadap NPV

## BAB 5

### PENUTUP

#### 5.1 Kesimpulan

Beberapa kesimpulan yang dapat diambil dari perancangan pabrik ini adalah :

1. Pabrik gasifikasi batubara terintegrasi dengan proses *Fischer – Tropsch* ini dirancang dengan kapasitas produksi *syngas* sebesar 16.111,87 ton/hari yang akan digunakan sebagai bahan baku pembuatan bahan bakar cair pada *Fischer-Tropsch Plant* dengan kapasitas 13.428,84 barrel/hari. Laju kebutuhan batubara adalah sebesar 13.378,32 ton/hari. Kebutuhan tersebut dapat terpenuhi karena produksi batubara di Kalimantan Timur sebesar 254,79 ribu ton/hari.
2. Lokasi yang tepat untuk pabrik ini adalah di daerah Kalimantan Timur dengan mempertimbangkan akses dan komunikasi, serta aspek utama teknis berupa ketersediaan batubara, selain itu dekat dengan *refinery* Pertamina sebagai unit *upgrading* produk bahan bakar cair.
3. Teknologi Gasifikasi yang dipilih dalam perancangan pabrik ini adalah *fluidized bed reactor* berdasarkan parameter-parameter utama seperti kemampuan untuk memproses variasi jenis *feedstock (coal rank)*, harga unit, kemurnian *syngas*, konversi dan jumlah *gasification agent*.
4. Dari perhitungan estimasi biaya didapat kan TCI untuk pabrik GBFT ini adalah \$ 606,28 juta atau sekitar Rp. 5,4 triliun. Dan dari analisis keekonomian didapatkan nilai Net Present value (NPV) adalah sebesar \$ 373,37 juta (Rp. 3,3 triliun), IRR sebesar 15,24%, dan *payback period* selama kurang lebih 12 tahun.
5. Berdasarkan latar belakang kenapa pabrik ini dirancang dan berdasarkan analisis keekonomian, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik GBFT ini layak untuk diimplementasikan.

## 5.2 Saran

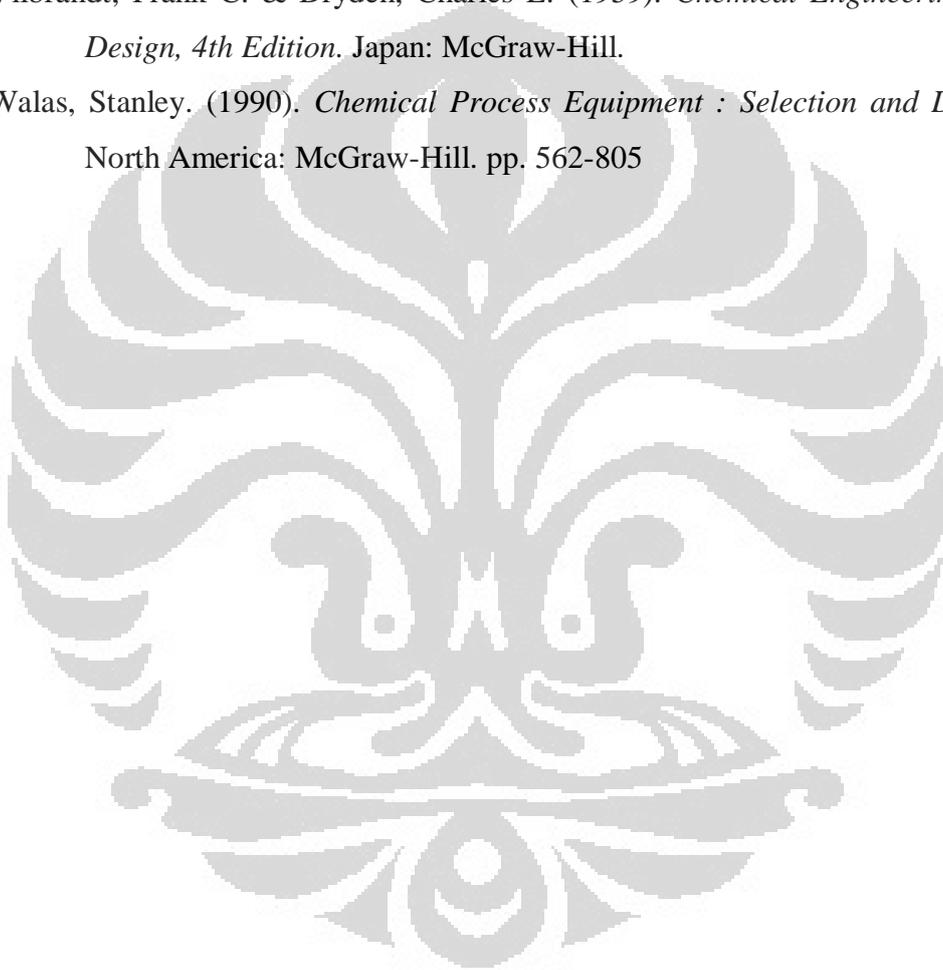
Beberapa saran yang menjadi masukan untuk kelanjutan dari studi kelayakan pabrik GBFT ini adalah :

1. Melakukan percobaan skala laboratorium untuk mendapatkan data kinetika dari reaksi gasifikasi, sehingga perhitungan konversi, kondisi, sampai volum reaktor gasifikasi (*gasifier*) bisa lebih akurat.
2. Jika saran pada poin 1 tidak dapat dilakukan, maka setidaknya dilakukan modeling dari reaksi dalam gasifier terutama untuk *heterogenous reaction* sampai didapatkan hubungan antara konversi dengan kondisi operasi berupa suhu atau tekanan.
3. Melakukan perancangan dalam unit penyediaan oksigen sebagai salah satu media gasifikasi. Dengan menyediakan sendiri oksigen yang dibutuhkan, maka diharapkan dapat mengurangi *production cost* yang dikeluarkan dan menambah kelayakan pabrik GBFT secara ekonomi.
4. Melakukan analisis kesehatan dan keselamatan kerja agar semakin memperlihatkan bahwa pabrik ini layak atau tidak untuk diimplementasikan di Indonesia.
5. Merancang sistem kontrol dan tata letak dari pabrik GBFT ini.

## DAFTAR PUSTAKA

- Cavaseno, Vincent. (1979). *Process Heat Exchange – Chemical Engineering Magazine*. New York: McGraw-Hill. 1-424
- Davidson, J. F. and Friends. (1985). *Fluidization, 2nd Edition*. United State of America: Academic Press.
- Douglas, James M. (1988). *Conceptual Design of Chemical Processes*. New York: McGraw-Hill. pp. 1-362
- Fogler, H. Scott. (2006). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. United State of America: Prentice Hall. 250-626
- Gas Processors Suppliers Association (GPSA). (2004). *Engineering Data Book, FPS Version, 12th Edition*, Tulsa. pp. 100-254
- Higman, Chistopher. (2008). *Gasification : second edition*. United State of America: Elsevier.
- Hoffman, Zachary. (2005). *Simulation And Economic Evaluation Of Coal Gasification With Sets Reforming Process For Power Production*. United State of America: Department of Chemical Engineering Lousiana State of University.
- Kunii, Daizo, & Levenspiel, Octave. (1991). *Fluidization Engineering, 2nd Edition*. , United State of America: Butterworth – Heinenmann.
- Liu, Ke. (2010). *Hydrogen and Syngas Production and Purification*. United State of America: Wiley. 121-456
- McKetta, John J. (1979). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design, volume 10*. New York: Marcel Dekker Inc.
- NETL. (2007). *Baseline Technical and Economic Assessment of a Commercial Scale Fischer-Tropsch Liquids Facility*. United State of America: Department of Energi.
- Perry, Robert H., & Green, Don. (1985). *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6<sup>th</sup> Edition*. North America: McGraw-Hill. sec. 21
- Sinnot, R.K & Towler, Gavin. (2005). *Chemical Engineering Design*. United State of America : Elsevier. pp. 251-891

- Silla, Harry. (2003). *Chemical Process Engineering – Design and Economics.* ., New York: Marce Dekker, Inc.
- Sugiyono, Agus. (2000). Prospek Penggunaan Teknologi Bersih Untuk Pembangkit Listrik Dengan Bahan Bakar Batubara Di Indonesia, *Jurnal teknologi Lingkungan*, Vol.1, No. 1. Indonesia. pp. 90-95
- Tim Kajian Batubara Nasional. (2006). *Batubara Indonesia*, Pusat Litbang Teknologi Mineral dan Batubara, Indonesia.
- Vilbrandt, Frank C. & Dryden, Charles E. (1959). *Chemical Engineering Plant Design, 4th Edition.* Japan: McGraw-Hill.
- Walas, Stanley. (1990). *Chemical Process Equipment : Selection and Design.* , North America: McGraw-Hill. pp. 562-805



## LAMPIRAN A. PERHITUNGAN KONDISI REAKTOR GASIFIER

Sebelum dilakukan perhitungan reactor, perlu diestimasi terlebih dahulu komposisi syngas keluaran dalam gasifier. Namun, karena tidak ditemukan data kinetic atau pun model dari reaksi gasifikasi secara keseluruhan, maka komposisi syngas keluaran gasifier diestimasi berdasarkan literature.

Tabel A. 1. Estimais Komposisi Syngas keluaran *Fluidized Bed Gasifier* (Liu, 2010)

Komposisi	%mol
H <sub>2</sub>	25,489
CO	58,886
N <sub>2</sub>	0,329
H <sub>2</sub> O	1,581
CO <sub>2</sub>	6,323
H <sub>2</sub> S	0,790
CH <sub>4</sub>	6,603

Dari komposisi syngas pada tabel A.1, maka dapat dilakukan perhitungan kondisi gasifikasi pada gasifier secara termodinamika. Perhitungan dilakukan dengan menggunakan persamaan berikut :

$$K_{WG} = \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{P_{CO} P_{H_2O}} = \frac{\gamma_{CO_2} \gamma_{H_2}}{\gamma_{CO} \gamma_{H_2O}} \quad (A 1)$$

$$\ln(K_{WG}) = 1,89[(\ln(T))^2 - 30,08 \ln(T) + 117,94] \quad (A 2)$$

$$a = -7,164(T/1000)^5 + 53,38(T/1000)^4 - 157,83(T/1000)^3 + 230,86(T/1000)^2 - 166,32(T/1000)^1 + 44,85 \quad (A 3)$$

$$b = 9,56(T/1000)^3 - 52,5(T/1000)^2 + 105,19(T/1000)^1 - 61,45 \quad (A 4)$$

$$\ln(P) = \left( \frac{1}{2-a} \right) [b - \ln(\gamma_{CO}) - 3\ln(\gamma_{H_2}) + \ln(\gamma_{CH_4}) + \ln(\gamma_{H_2O})] \quad (A 4)$$

Tahapan dalam perhitungan adalah sebagai berikut :

- a. Menghitung nilai  $K_{wg}$  dengan persamaan (A.1).
- b. Dari nilai  $K_{wg}$  yang telah didapatkan, maka dapat dihitung nilai  $T$  menggunakan persamaan (A.2). tahap ini merupakan *trial error* sampai didapatkan  $T$  yang nilainya sama dengan  $\ln(K_{wg})$ .
- c. Menghitung nilai  $a$  menggunakan persamaan (A.3) dengan memasukkan nilai  $T$  yang telah didapatkan.
- d. Menghitung nilai  $b$  menggunakan persamaan (A.4) dengan memasukkan nilai  $T$  yang telah didapatkan.
- e. Menghitung nilai  $\ln(P)$ .
- f. Menghitung nilai  $P$  dari nilai  $\ln(P)$  yang telah didapatkan pada poin e.

Dari tahapan tersebut maka didapatkan hasilnya adalah sebagai berikut :

Tabel A. 2. Hasil perhitungan

$K_{wg}$	1,731
<b>T (celcius)</b>	<b>810,81</b>
a	-2,23
b	3,01
$\ln(P)$	0,182
<b>P (bar)</b>	<b>12</b>

Maka kondisi gasifer adalah suhu sebesar **810,81 °C** dan tekanan sebesar **12 bar**.