



UNIVERSITAS INDONESIA

**PERANCANGAN PABRIK BAHAN BAKAR SINTETIK
MELALUI SINTESIS *FISCHER – TROPSCH*
BERBAHAN BAKU GAS SINTESIS
DARI GASIFIKASI BATUBARA**

SKRIPSI

BAGAS TRIYATMOJO

0806456392

**FAKULTAS TEKNIK
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
DEPOK
JUNI 2012**



UNIVERSITAS INDONESIA

**PERANCANGAN PABRIK BAHAN BAKAR SINTETIK
MELALUI SINTESIS *FISCHER – TROPSCH*
BERBAHAN BAKU GAS SINTESIS
DARI GASIFIKASI BATUBARA**

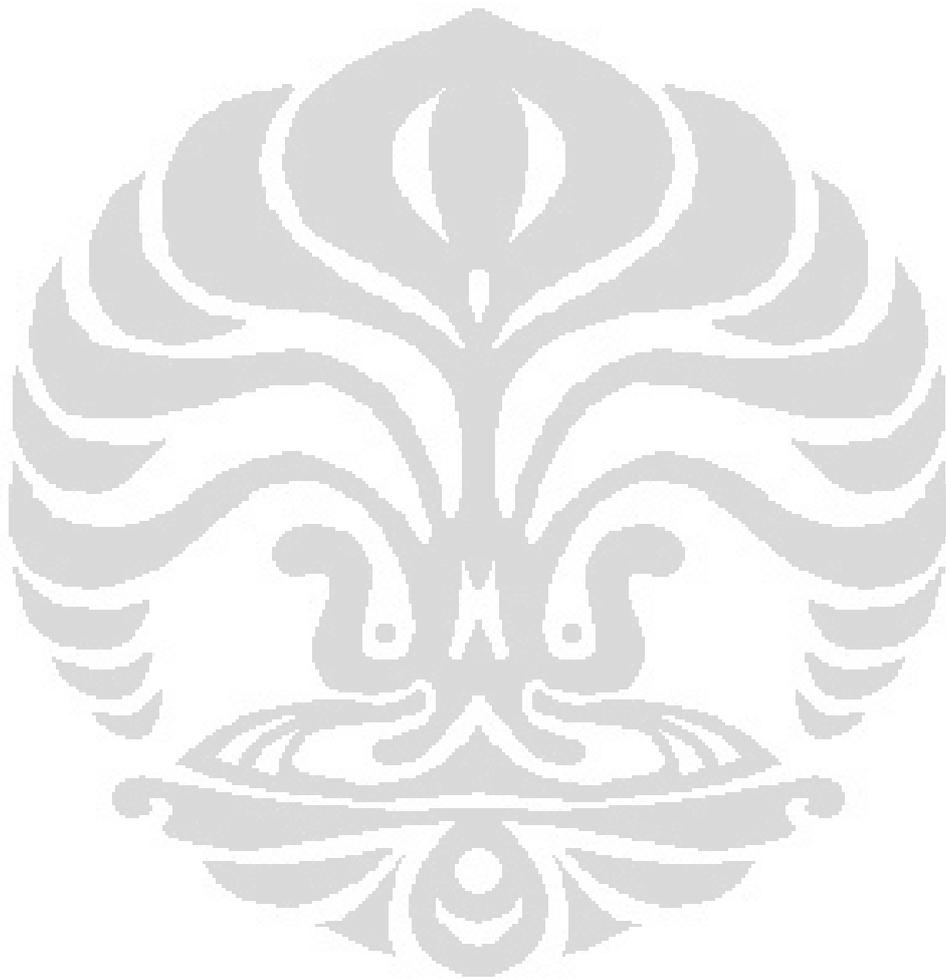
SKRIPSI

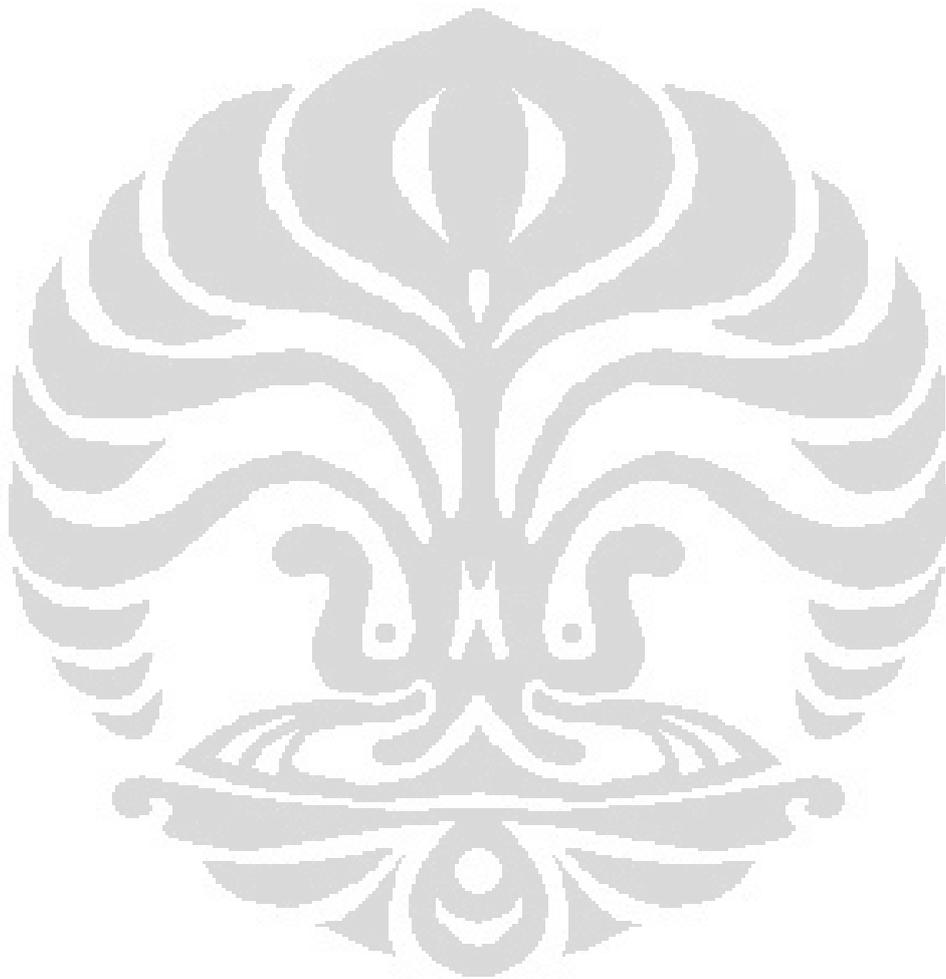
BAGAS TRIYATMOJO

0806456392

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik

**FAKULTAS TEKNIK
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
DEPOK
JUNI 2012**





KATA PENGANTAR

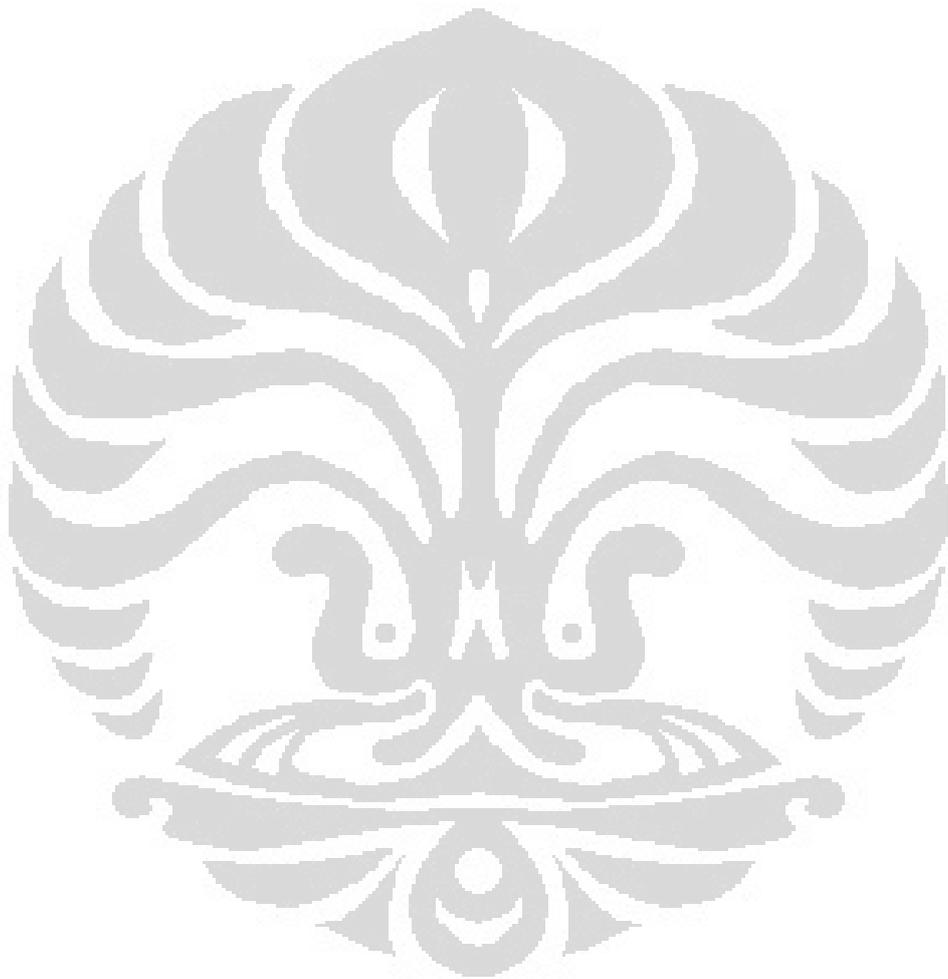
Segala puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat dan hidayah-Nya sehingga makalah skripsi ini dapat selesai tepat pada waktunya. Shalawat serta salam tak lupa penulis panjatkan kepada Rasulullah SAW, keluarga, sahabatnya, serta umatnya hingga akhir zaman. Penulisan makalah skripsi dengan judul “Perancangan Pabrik Bahan Bakar Sintetik melalui Sintesis Fischer – Tropsch Berbahan Baku Gas Sintetis dari Gasifikasi Batubara” dilakukan dalam rangka memenuhi mata kuliah Skripsi. Penulisan makalah skripsi ini tak lepas dari bantuan beberapa pihak. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Dewi Tristantini, MT., Ph.D. sebagai pembimbing skripsi yang telah banyak membimbing, memberikan pemahaman dan mengarahkan penulis dalam menyusun makalah skripsi ini;
2. Ibu Rahayu Suharti dan Bapak Ngatno, serta kakak – kakak di rumah, Bian Adiantoro dan Wisnu Priyambodo, yang senantiasa mendo’akan saya;
3. Rekan penelitian seperjuangan, M. Habiburrohman, yang bersama-sama dalam susah dan senang selama penelitian.
4. Sahabat – sahabat “keluarga” di kontrakan, Mada, Fazza, Afreza, dan juga sahabat – sahabat yang sering berkumpul bersama, Adibowo, Hilman, Harsono, Illyin, Sungging, Ivan dan lainnya, yang selalu berbagi kebersamaan selama penelitian.
5. Teman – teman seangkatan, DTK 08 yang membersamai penulis selama masa perkuliahan.

Akhir kata penulis mengharapkan agar makalah skripsi ini bermanfaat dalam pengembangan ilmu pengetahuan.

Depok, Juni 2012

Penulis

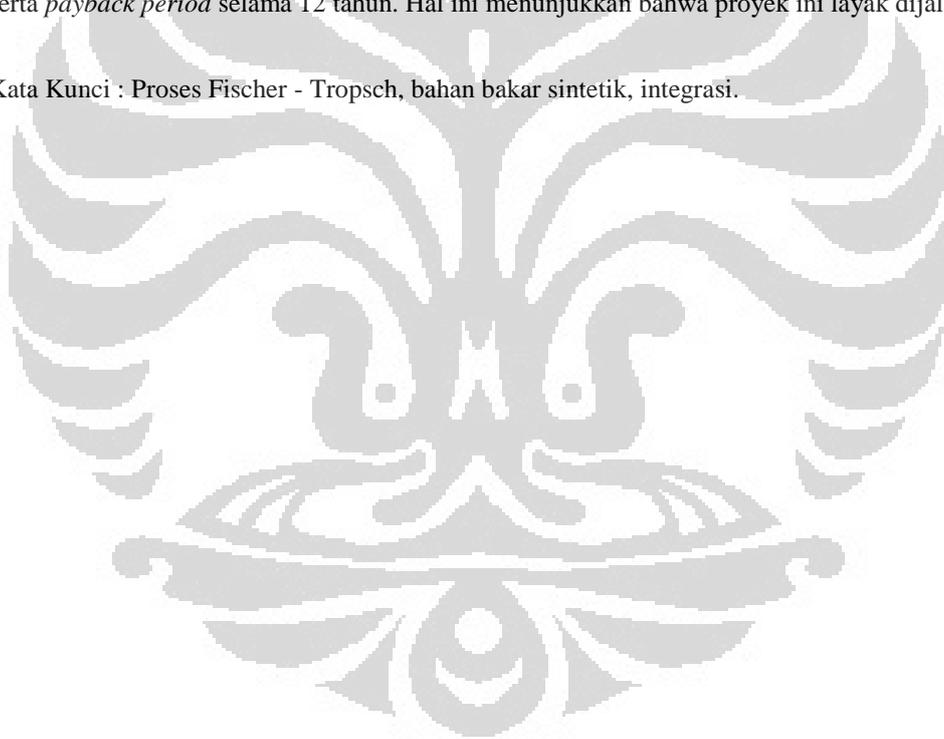


ABSTRAK

Nama : Bagas Triyatmojo
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Perancangan Pabrik Bahan Bakar Sintetik melalui Sintesis Fischer – Tropsch
Berbahan Baku Gas Sintetis dari Gasifikasi Batubara.

Kebutuhan BBM yang semakin meningkat, tidak sebanding dengan semakin menipisnya cadangan minyak bumi Indonesia. Proses Fischer - Tropsch merupakan proses yang dapat memproduksi bahan bakar sintetik dengan bahan dasar gas alam maupun batu bara. Perancangan pabrik Fischer - Tropsch yang terintegrasi dengan proses gasifikasi batu bara ini dilakukan untuk mengetahui kelayakannya secara teknis dan ekonomis dalam menyediakan bahan bakar sintetik. Pabrik ini membutuhkan masukan gas sintesis sebesar 671,3 ton/jam, sehingga diperoleh 130,7 ton/jam produk berupa nafta, distilat dan wax. Berdasarkan analisis keekonomian menggunakan *base case*, diperoleh NPV US\$ 250,01 juta dengan MARR dan IRR berturut-turut sebesar 11% dan 14,58%, serta *payback period* selama 12 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa proyek ini layak dijalankan.

Kata Kunci : Proses Fischer - Tropsch, bahan bakar sintetik, integrasi.

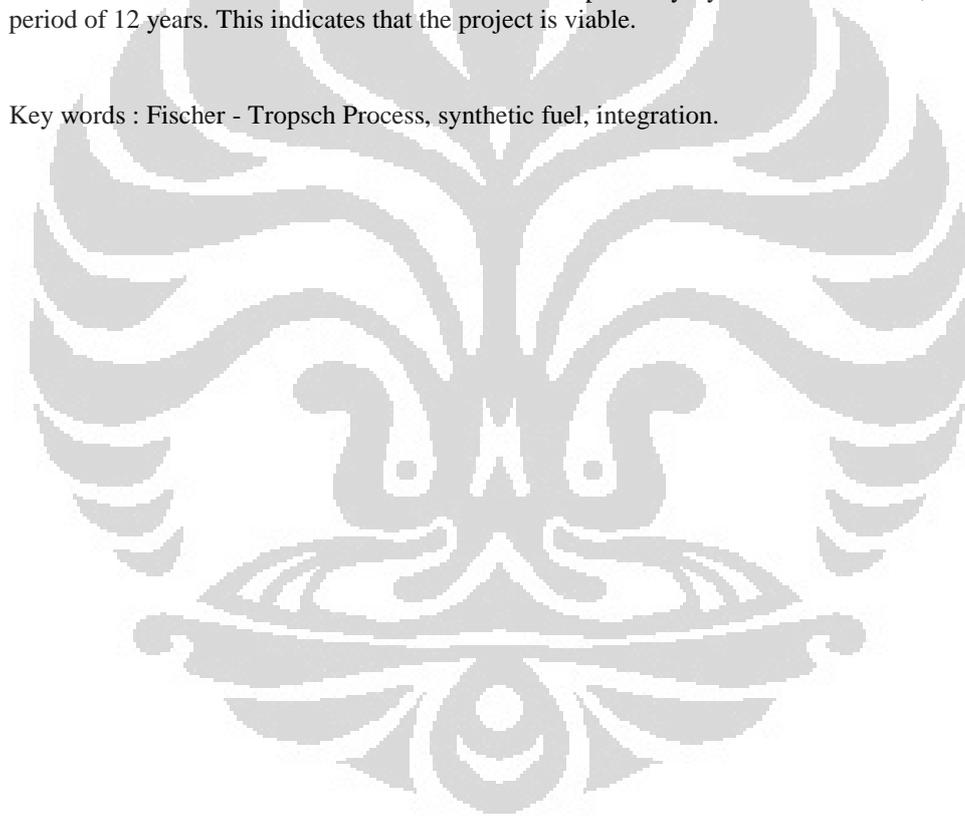


ABSTRACT

Name : Bagas Triyatmojo
Study Program : Chemical Engineering
Title : Synthetic Fuel Plant Design through Fischer - Tropsch Synthesis Using Syngas from Coal Gasification.

The increase of fuel demand is not proportional to the depletion of petroleum reserves in Indonesia. The Fischer - Tropsch synthesis is a process that can produce synthetic fuels with a basis of natural gas and coal. Integrated Fischer - Tropsch plant design with coal gasification process is conducted to determine the technical and economic feasibility of providing synthetic fuels. This plant requires a syngas input of 671.3 ton / h, to obtain 130.1 ton / h to produce naphtha, distillate and wax. Based on economic analyzes using the base case, NPV of U.S. \$ 250.01 million is obtained with MARR and IRR respectively by 11% and 14.58%, and payback period of 12 years. This indicates that the project is viable.

Key words : Fischer - Tropsch Process, synthetic fuel, integration.



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	I
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS	II
HALAMAN PENGESAHAN	III
KATA PENGANTAR	IV
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....	V
ABSTRAK	VI
ABSTRACT	VII
DAFTAR ISI.....	VIII
DAFTAR GAMBAR.....	X
DAFTAR TABEL	XI
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Tujuan Penelitian.....	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Penulisan.....	4
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Proses Gas to Liquid (GTL)	5
2.2 Sintesis Fischer-Tropsch	6
2.3 Mekanisme Reaksi Fischer-Tropsch	8
2.4 Reaktor untuk Sintesis Fischer Tropsch.....	10
2.5 Katalis Dalam Sintesis Fischer Tropsch.....	11
2.5.1 Katalis Cobalt (Co).....	12
2.5.2 Katalis Besi (Fe).....	12
2.6 Selektivitas dan Persebaran Produk Fischer – Tropsch.....	13
2.7 Pengaruh Kondisi Operasi.....	14
2.8 Analisis Ekonomi	15
2.8.1 IRR (Internal Rate of Return).....	15
2.8.2 Analisa Net Present Value (NPV)	15
2.8.3 Payback period	16
BAB 3 METODE PERANCANGAN	17
3.1 Studi Literatur	18
3.2 Pengumpulan Data Lokasi dan <i>Supply Demand</i>	18
3.3 Pengumpulan Data Proses	18
3.4 Penentuan Lokasi dan Kapasitas	18
3.5 Seleksi Teknologi.....	19
3.6 Flow Sheeting.....	19
3.7 Membuat NME dan melakukan Optimasi.....	19
3.8 Menentukan Spesifikasi Peralatan	19
3.9 Analisis Keekonomian	20
3.10 Kesimpulan.....	20
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN.....	21
4.1 Analisis Pasar	21
4.1.1 Kebutuhan Bahan Bakar.....	21
4.1.2 Ketersediaan Bahan Baku Batubara	22

4.2	Seleksi Teknologi.....	23
4.2.1	Reaktor	24
4.2.2	Katalis.....	25
4.3	Deskripsi Proses	26
4.3.1	<i>Steam Drum</i>	26
4.3.2	Reaktor <i>Slurry</i>	27
4.3.3	<i>Effluent Cooler</i>	27
4.3.4	CO ₂ Removal Unit.....	28
4.3.5	<i>Hydrocarbon Recovery Unit</i>	29
4.3.6	<i>Hydroprocessing Unit</i>	29
4.4	Flow Sheeting.....	31
4.4.1	Block Flow Diagram (BFD).....	31
4.4.2	<i>Process Flow Diagram</i> (PFD).....	32
4.5	Neraca Massa dan Energi Proses	35
4.5.1	Neraca Massa Proses	35
4.5.2	Neraca Energi Proses.....	37
4.6	Spesifikasi Peralatan Proses	37
4.6.1	Reaktor Katalitik	38
4.6.2	<i>Heat Exchanger</i> (HE).....	38
4.6.3	CO ₂ Removal Unit.....	39
4.6.4	Hydrocarbon Recovery Unit	39
4.7	Analisis Ekonomi	40
4.7.1	Total Capital Investment	40
4.7.2	Biaya Operasional Tahunan	41
4.7.2.1	Biaya Bahan Baku dan Utilitas.....	41
4.7.2.2	Biaya Tenaga Kerja Langsung	41
4.7.2.3	Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung	43
4.7.2.4	Biaya Perawatan	43
4.7.2.5	Biaya Asuransi.....	44
4.7.2.6	Total Production Cost.....	44
4.7.3	Perhitungan Laba Rugi.....	44
4.7.4	Peminjaman Modal.....	44
4.7.5	Cash Flow.....	46
4.7.6	Analisis Kelayakan Investasi.....	48
4.7.6.1	Net Present Value	48
4.7.6.2	IRR (<i>interest rate of return</i>)	49
4.7.6.3	Payback Period	49
4.7.6.4	Break Event Point (BEP).....	50
4.7.7	Analisis Sensitivitas	51
4.7.7.1	Pengaruh harga bahan baku	51
4.7.7.2	Pengaruh harga jual produk utama	53
BAB 5	KESIMPULAN	55
5.1	Kesimpulan.....	55
5.2	Saran.....	55
	DAFTAR REFERENSI	56
	LAMPIRAN.....	58

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1. Skema Teknologi <i>Gas To Liquid</i> (GTL) Terintegrasi.....	6
Gambar 2. 2. Pengamatan dan Postulat Kemisorpsi Spesi selama Sintesis F-T	9
Gambar 2. 3. Reaktor <i>Slurry</i>	10
Gambar 2. 4. Selektivitas Produk menurut ASF untuk Hidrokarbon Pendek.....	14
Gambar 3. 1. Diagram Alir Perancangan	17
Gambar 4. 1. Steam Drum	26
Gambar 4. 2. Skema Unit CO ₂ Removal.....	29
Gambar 4. 3. <i>Block Flow Diagram</i> Proses Fischer - Tropsch.	31
Gambar 4. 4. PFD Reaktor <i>Slurry</i>	32
Gambar 4. 5. PFD CO ₂ Removal Unit	33
Gambar 4. 6. PFD Hydrocarbon Recovery Unit	34
Gambar 4. 7. Neraca Massa Proses Fischer - Tropsch.....	35
Gambar 4. 8. Grafik <i>Cash Flow</i>	46
Gambar 4. 9. Grafik ATCF kumulatif.....	46
Gambar 4. 10. Pengaruh Kenaikan Harga Batubara terhadap NPV	52
Gambar 4. 11. Pengaruh Kenaikan Harga Jual terhadap NPV	53
Gambar 4. 12. Pengaruh Kenaikan Harga Jual Distilat terhadap NPV	54

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1. Reaksi Sintesis Fischer - Tropsch	8
Tabel 2. 2. Pengaruh Kondisi Operasi terhadap Selektivitas Produk F-T	15
Tabel 4. 1. Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan.....	21
Tabel 4. 2. Proyeksi Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan hingga 2027..	22
Tabel 4. 3. Ketersediaan Batubara di Kalimantan.....	23
Tabel 4. 4. Perbandingan Reaktor <i>Slurry</i> dengan <i>Fixed Bed Reactor</i>	24
Tabel 4. 5. Perbandingan Katalis Fe dengan Co	25
Tabel 4. 6. Reaksi – Reaksi dalam Hydroprocessing.....	30
Tabel 4. 7. Kondisi Operasi Hydroprocessing	30
Tabel 4. 8. Neraca Massa (PFD Reaktor)	36
Tabel 4. 9. Neraca Massa (CO ₂ Removal Unit).....	36
Tabel 4. 10 Neraca Massa (HC Recovery Unit)	36
Tabel 4. 11. Neraca Energi proses Fischer - Tropsch	37
Tabel 4. 12. Spesifikasi Reaktor <i>Slurry</i>	38
Tabel 4. 13. Spesifikasi Heat Exchanger	38
Tabel 4. 14. Spesifikasi CO ₂ Removal Unit.....	39
Tabel 4. 15. Spesifikasi Kolom Distilasi.....	39
Tabel 4. 16. Harga Peralatan (C _{TBM}).....	40
Tabel 4. 17. Hasil Perhitungan <i>Total Capital Investment</i> (TCI).....	40
Tabel 4. 18. Biaya Bahan Baku dan Utilitas.	41
Tabel 4. 19. Perincian Upah Tenaga Kerja Langsung	42
Tabel 4. 20 Total Biaya Tenaga Kerja Langsung	42
Tabel 4. 21. Perincian Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung	43
Tabel 4. 22. Tabel Perincian Pendapatan	44
Tabel 4. 23. Skenario peminjaman modal kepada bank.....	45
Tabel 4. 24. Skenario peminjaman modal kepada investor.	45
Tabel 4. 25. Perincian <i>cash flow</i>	47
Tabel 4. 26. Perhitungan NPV Pabrik GBFT terintegrasi.....	48
Tabel 4. 27. Perhitungan <i>payback periode</i>	50
Tabel 4. 28. Perhitungan BEP	51
Tabel 4. 29. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga batubara	52
Tabel 4. 30. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga jual produk.....	53

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Permintaan kebutuhan energi berupa bahan bakar minyak bumi tidak sebanding dengan jumlah ketersediaan minyak bumi yang semakin menurun. Dari sekitar 364 juta barel minyak bumi yang diproduksi tiap tahunnya, 66,15% nya digunakan untuk produksi BBM (Bahan Bakar Minyak) dan sekitar 33% diekspor sebagai devisa negara. Di lain pihak, Indonesia sendiri masih mengimpor minyak sekitar 119 juta barel per tahunnya untuk memenuhi kebutuhan minyak di bidang lainnya, seperti untuk kebutuhan industri (Ditjen Migas, 2010). Dari data tersebut, terlihat bahwa produksi BBM menghabiskan porsi yang sangat besar dari produksi minyak bumi, padahal cadangan minyak bumi di Indonesia yang telah terbukti hanya sekitar 4.230 MMSTB (Juta Stock Tank Barrel). Dengan demikian, apabila pola konsumsi minyak bumi di Indonesia tidak berubah dan tidak diusahakan suatu alternatif lainnya, maka diperkirakan cadangan minyak bumi di Indonesia akan habis dalam 12 tahun mendatang (Kementerian ESDM, 2011).

Usaha yang kini sedang diupayakan pemerintah adalah mengenai konversi BBM ke BBG (Bahan Bakar Gas), sehingga harapannya konsumsi minyak bumi akan turun, digantikan dengan gas alam. Namun tentu saja hal tersebut bukanlah hal yang dapat dilakukan dengan instan. Beberapa kendala yang muncul mengenai konversi ini di antaranya adalah dibutuhkannya Konverter Kit, sebuah alat yang dipasang di kendaraan bermotor agar dapat beroperasi dengan BBG. Menurut Kementerian ESDM, pemerintah baru dapat menyediakan 250.000 konverter kit hingga tahun 2014, jumlah yang belum seberapa bila dibandingkan dengan pengguna kendaraan bermotor di Indonesia, yang mencapai total 77 juta kendaraan bermotor, yang terdiri atas angkutan umum, bis, truk dan sepeda motor (Badan Pusat Statistik, 2010). Ditambah lagi, bengkel untuk memasang dan merawat alat konversi BBG tersebut masih terbatas. Sehingga nampaknya untuk jangka waktu dekat ini, konversi BBM ke BBG tersebut belum dapat berjalan dengan baik (Kementerian ESDM, 2011).

Salah satu alternatif lain yang dapat diusahakan di Indonesia untuk mengatasi menipisnya cadangan minyak bumi adalah dengan memproduksi sendiri bahan bakar yang diperlukan, yaitu membuat bahan bakar sintetis (*fuel syntetic*) dengan bahan baku yang berlimpah, seperti batubara. Salah satu proses produksi bahan bakar sintetis yang telah dikenal di dunia adalah melalui serangkaian proses yang disebut *Fischer – Tropsch* (F-T).

Proses F-T ini merupakan sekumpulan reaksi kimia yang mengubah campuran gas sintesis atau *syngas*, yaitu campuran gas H₂ dan CO, menjadi campuran hidrokarbon, termasuk bahan bakar cair sejenis BBM (*gasoline* dan diesel) dan BBG (Jager, 1995). Proses F-T ini sudah banyak diterapkan di beberapa negara seperti Afrika Selatan (Sasol), Qatar (Exxon), Colorado (Rentech Inc.), Malaysia (Shell), dll. *Syngas* yang menjadi bahan baku dapat diperoleh melalui *steam reforming* gas alam atau gasifikasi batubara atau gasifikasi biomassa (Fox, 1990). Proses F-T ini telah menarik perhatian karena dapat menghasilkan bahan bakar diesel dengan kandungan sulfur yang rendah, dibandingkan dengan bahan bakar hasil olahan minyak bumi (Tristantini, 2006).

Secara teknis, pabrik F-T dapat berdiri sendiri, namun akan jauh dari ekonomis. Apabila pabrik F-T berdiri sendiri, maka *syngas* sebagai bahan baku harus disimpan dalam tangki apabila belum dimasukkan ke dalam reaktor, dalam fasa cairnya. Setiap kali *syngas* akan digunakan, harus dikembalikan menjadi fasa gas, hal ini akan menjadi tidak ekonomis. Muncul alternatif lain, yaitu dengan mengintegrasikan pabrik F-T dengan pabrik penghasil *syngas*, seperti pabrik gasifikasi Batubara, sehingga *syngas* dapat dialirkan secara kontinu dari unit gasifikasi ke unit F-T, dan tidak perlu mengubah fasa *syngas* menjadi cair ketika disimpan, juga tidak perlu mengubahnya menjadi gas bila ingin digunakan. Oleh karena itu, integrasi antara pabrik gasifikasi batubara dengan pabrik F-T memiliki kelebihan secara ekonomis.

Di Indonesia sendiri, integrasi antara gasifikasi batubara dan F-T belum pernah ada. Padahal cadangan batubara di Indonesia sangat melimpah apabila dibandingkan dengan minyak bumi, yaitu sekitar 21 Miliar Ton, serta produksinya yang meningkat rata-rata 20 juta ton per tahun (ESDM, 2010). Hal itu membuat

sintesis *Fischer – Tropsch* dengan bahan baku gas sintesis yang berasal dari Batubara menjadi sangat mungkin dilakukan.

Maka dari itu, masih perlu dilakukan studi kelayakan secara ekonomi dan teknis dari pembangunan pabrik *Gasifikasi – Fischer Tropsch* ini. Pada studi ini akan lebih detail dibahas pada bagian teknis *Fischer Tropsch plant* (pabrik produksi bahan bakar sintetik), tapi perhitungan kelayakan ekonomi akan dilakukan setelah diintegrasikan dengan *gasification plant*. Aplikasi teknologi ini diharapkan dapat menjadi solusi dalam mengatasi masalah kelangkaan bahan bakar di Indonesia, selain itu juga menjadi titik terang dalam pengembangan teknologi serta menjadikan Batubara sebagai alternatif bahan bakar minyak yang dapat digunakan (ekonomis dan efisien).

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah penelitian ini adalah :

- a) Bagaimana kelayakan proses produksi dan sistem utilitas pabrik gasifikasi batubara dan Fischer Tropsch terintegrasi dalam membuat bahan bakar sintetik di Indonesia?
- b) Bagaimana kelayakan ekonomi pabrik gasifikasi batu bara dan Fischer Tropsch terintegrasi di Indonesia?

1.3 Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk :

- a) Mengetahui kelayakan pabrik gasifikasi batubara dan Fischer-Tropsch terintegrasi di Indonesia dengan merancang proses produksi dan sistem utilitas pabrik dalam membuat bahan bakar sintetik.
- b) Mengetahui kelayakan ekonomi pabrik gasifikasi batubara dan Fischer-Tropsch terintegrasi di Indonesia.

1.4 Batasan Masalah

Dalam perancangan ini hanya terbatas pada pabrik Fischer Tropsch, yang mengolah syngas dari hasil gasifikasi Batubara hingga diperoleh fraksi besar nafta distilat, dan *wax*.

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 *syn gas* 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

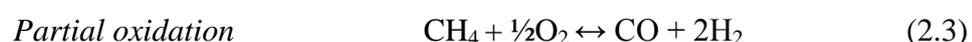
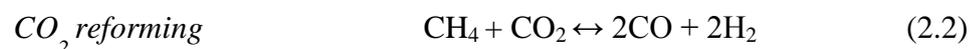
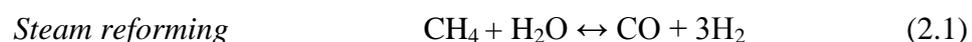
Dalam beberapa tahun terakhir ini, ketika jumlah penduduk Indonesia kian bertambah, produksi minyak dalam negeri justru mengalami penurunan, yang sebelumnya bisa mencapai di atas satu juta barrel per hari, kini berada di bawah level satu juta barrel per hari. Hal ini cukup memprihatinkan, ditambah lagi cadangan minyak bumi di Indonesia kian waktunya kian menurun, dan diperkirakan cadangan minyak bumi akan habis dalam 12 tahun mendatang, jika pola konsumsi minyak bumi di Indonesia tidak berubah (ESDM, 2011). Ternyata tidak hanya di Indonesia, di Timur Tengah pun yang merupakan pemilik cadangan minyak bumi terbesar di dunia, memiliki kekhawatiran yang sama, kekhawatiran akan habisnya sumber energi yang tidak dapat diperbarui tersebut.

Menjawab permasalahan tersebut, pada suatu forum riset di Roanoke tahun 2005 lalu, seorang advisor senior di *Office of the Secretary of Defense in the military's Clean Fuel Initiative*, mengatakan bahwa pengembangan energi alternatif untuk diesel dan bahan bakar motor lainnya yang paling mungkin berjalan adalah dengan proses Fischer-Tropsch, yaitu mengonversi syngas dari gas alam atau Batubara menjadi suatu hidrokarbon cair (Harrison, 2005).

2.1 Proses Gas to Liquid (GTL)

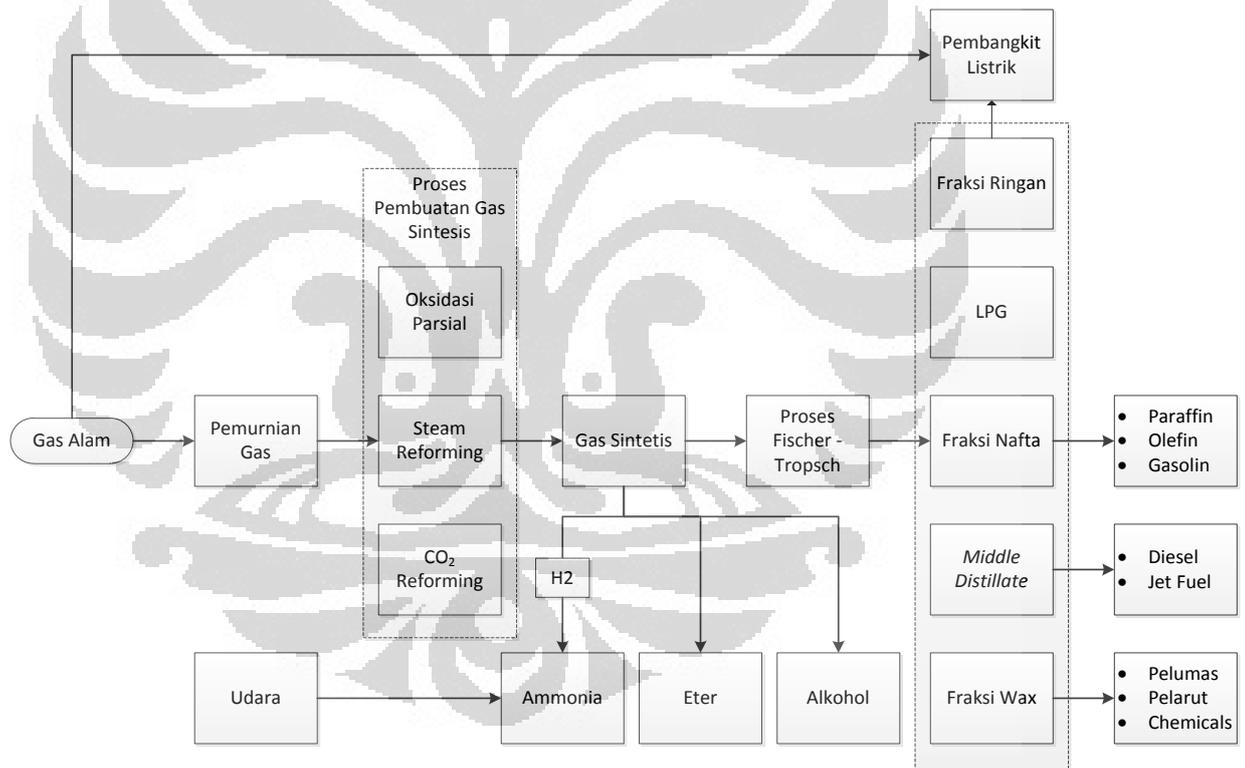
Gas alam dapat dimanfaatkan sebagai *feedstock* untuk industri kimia dan bahan bakar kendaraan. Konversi gas alam menjadi hidrokarbon (*Gas-To-Liquid* atau GTL) saat ini merupakan pembahasan yang menjanjikan dalam industri energi karena sangat menguntungkan secara ekonomi untuk memanfaatkan gas alam sebagai sumber bahan bakar yang ramah lingkungan, produk kimia khusus dan *waxes*. Batubara dan gas alam dapat diubah menjadi gas sintesis melalui proses *steam reforming*, *CO₂ reforming*, dan *partial oxydation* (Choi, 1997).

Gas sintesis yang dihasilkan dari reformasi gas alam, baik dengan uap air atau karbon dioksida, atau parsial oksidasi. Reaksi yang terjadi adalah:



Perbedaan penggunaan metode di atas adalah rasio H_2/CO dari gas sintetis yang dihasilkan berbeda – beda, dapat dilihat dari reaksi di atas, rasio H_2/CO dari Steam reforming adalah 3, CO_2 reforming adalah 1, dan *Partial Oxidation* adalah 2. Kombinasi proses produksi gas sintesis biasanya digunakan untuk menghasilkan gas sintesis dengan rasio H_2/CO yang sesuai dengan kebutuhan (Laan, 1999). Rasio H_2/CO adalah salah satu aspek penting dalam umpan yang digunakan untuk proses berikutnya setelah pembentukan gas sintetis, yaitu reaksi Fischer-Tropsch (F-T).

Proses ini merupakan proses pemanfaatan gas alam secara tidak langsung untuk menghasilkan bahan bakar cair dan bahan-bahan petrokimia, biasa juga disebut dengan istilah *gas to liquid* (GTL). Skema teknologi GTL disajikan dalam **Gambar 2.1**.



Gambar 2. 1. Skema Teknologi *Gas To Liquid* (GTL) Terintegrasi (Sumber : Sasol)

2.2 Sintesis Fischer-Tropsch

Sintesis Fischer-Tropsch (F-T) merupakan suatu sintesis yang digunakan untuk mengubah gas sintetis (*syngas*), yaitu CO dan H_2 , menjadi suatu campuran

hidrokarbon, reaksi berjalan eksotermik dan dibantu dengan penambahan katalis. Gas sintetik dapat diperoleh dari *steam reforming* gas alam atau gasifikasi Batubara dan juga biomassa.

Secara umum, reaksi F-T adalah sebagai berikut : (Mark, 2005)



dapat dilihat bahwa reaksi F-T berjalan secara eksotermis. Namun dalam praktiknya, untuk memulai reaksi F-T tersebut masih dibutuhkan pemanasan pada suhu rendah (sekitar 200°C), dan juga tekanan yang cukup tinggi (sekitar 15 bar).

Secara umum, alasan mengapa sintesis Fischer Tropsch ini dapat menjadi solusi masalah energi karena dilihat dari beberapa aspek. Pertama, secara efektif menggunakan gas alam dan juga Batubara yang cadangannya masih melimpah, untuk diolah menjadi bahan bakar alternatif dan mengurangi penggunaan minyak bumi yang semakin menipis. Kedua, sintesis Fischer – Tropsch menyediakan bahan bakar yang cenderung lebih bersih dan tidak menghasilkan gas buang (NO_x, SO_x), karena bahan bakunya hanya terdiri dari CO dan H₂ (*syngas*), tidak seperti bahan bakar dari minyak bumi yang masih mengandung sulfur dan nitrogen. Ketiga, lebih ekonomis dalam, karena untuk jumlah produksi yang setara dengan kilang konvensional, karena selain produk utama dihasilkan pula produk samping yang dapat digunakan sebagai pembangkit listrik dan memasok kebutuhan listrik saat produksi (Osamu, 2005).

Sintesis Fischer-Tropsch pertama kali dilakukan pada tahun 1903 oleh P. Sabatier dan J.D. Senerens, yaitu dengan melakukan hidrogenasi terhadap gas karbonmonoksida (CO) dengan katalis Ni, untuk menghasilkan gas metana. Namun yang mematenkannya pertama kali adalah Fischer dan Tropsch pada tahun 1925, karena berhasil membuat hidrokarbon yang memiliki rantai panjang dengan menggunakan katalis Fe. Kemudian pada tahun 1933, Ruhrchemie mengembangkan katalis Co untuk mengonversi syngas hasil gasifikasi Batubara. Pada tahun 1939, katalis Fe menggantikan Co dalam kilang komersial, karena masalah harga.

Akhirnya, dari tahun 2001 dan berlanjut hingga kini, banyak percobaan yang dilakukan oleh para peneliti, untuk mengoptimasi proses F-T ini, terutama dari konversi dan selektivitasnya. Untuk mengoptimalkan kedua hal tersebut, banyak

hal yang telah divariasikan, seperti mengubah komposisi katalis yang digunakan, mengubah kondisi operasinya, atau mengintegrasikan proses F-T dengan proses lainnya.

Sintesis Fischer Tropsch berlangsung secara eksotermis pada suhu 200°-250°C dan tekanan 25-60 bar (Dry, 1981) untuk menghasilkan rantai hidrokarbon panjang. Katalis yang umumnya dipakai adalah kobalt (Co) atau besi (Fe) dengan support alumina atau TiO₂, sedangkan promotor yang umum digunakan adalah rhenium (Re). Untuk menghasilkan produk yang optimal, molar rasio antar H₂ dan CO yang dibutuhkan adalah 2,1 (Tristantini, 2006).

Pada Tabel 2.1 dapat dilihat reaksi-reaksi yang terjadi dalam sintesis Fischer-Tropsch.

Tabel 2. 1. Reaksi Sintesis Fischer - Tropsch

Reaksi Utama	
a. Parafin	$(2n+1)H_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n+2} + nH_2O$
b. Olefin	$2nH_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n} + nH_2O$
Reaksi Samping	
a. Alkohol	$2n H_2 + nCO \rightarrow C_nH_{2n+2} O + (n-1) H_2O$
b. <i>Coke Deposition</i>	$H_2 + CO \rightarrow C + H_2O$
c. Reaksi Boudouard	$2 CO \rightleftharpoons C + CO_2$

(Sumber : Laan, 2009)

2.3 Mekanisme Reaksi Fischer-Tropsch

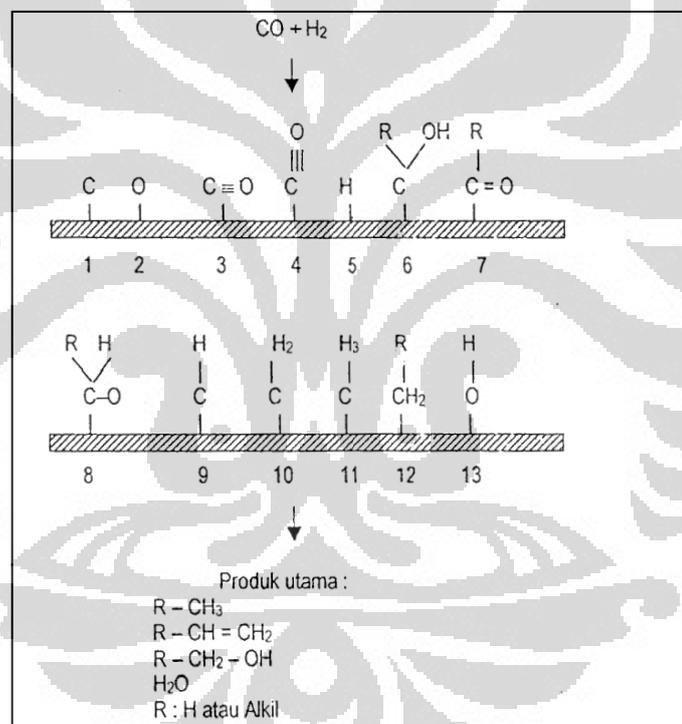
Sintesis Fischer-Tropsch merupakan serangkaian proses katalitik. Karena reaksi terjadi di permukaan katalis pada antar molekul, fenomena antarmuka seperti adsorpsi, difusi fisik ke permukaan dan dari permukaan katalis akan terlibat di dalam proses.

Sintesis F-T merupakan suatu reaksi polimerisasi dengan langkah sebagai berikut :

- Reaksi adsorpsi
- Inisiasi pembentukan rantai
- Pertumbuhan rantai
- Terminasi pertumbuhan rantai

- Desorpsi produk
- Readsorpsi dan reaksi lebih lanjut

Berbagai macam variasi spesi permukaan telah banyak diusulkan untuk menggambarkan inisiasi pembentukan dan pertumbuhan rantai. Gambar 2.2 yang diadaptasi dari Schulz dkk dan Roofer-De Pooter (1970) memberi gambaran pengamatan di permukaan katalis selama sintesis F-T, yang menunjukkan bagian berupa reaktan teradsorpsi (1,2,3,4,5); intermediet dengan kandungan oksigen (6,7,8); dan intermediet hidrokarbon (9,10,11,12). Beberapa senyawa tersebut merupakan monomer yang lebih lanjut memungkinkan bereaksi sehingga pertumbuhan rantai terjadi (Schulz, 1970)



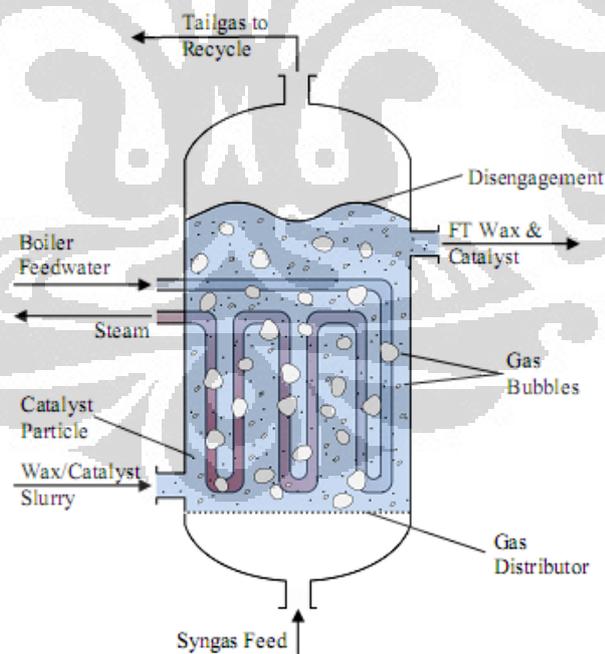
Gambar 2. 2. Pengamatan Kemisorpsi Spesi selama Sintesis F-T (Sumber : Schulz, 1970)

Berdasarkan 6 langkah mekanisme yang disebutkan di atas, terutama poin ke-3, yaitu pertumbuhan rantai, nampak bahwa produk yang dihasilkan dari sintesis F-T ini dapat beragam, baik dari panjang pendeknya rantai maupun jenis senyawa yang dihasilkan, berupa paraffin, olefin, oksigenat, dan lainnya. Tergantung dari produk apa yang diinginkan, lebih banyak olefin atau paraffin, maka proses lebih lanjut diperlukan untuk memperoleh kualitas produk yang baik dengan kuantitas yang besar.

2.4 Reaktor untuk Sintesis Fischer Tropsch

Reaktor dalam sintesis FT terdapat banyak jenisnya, namun yang akan dibahas perbedaannya di sini hanya 2, yaitu *Slurry Reactor* dan *Fixed Bed Reactor*, karena kedua reaktor tersebut yang umum digunakan untuk sintesis FT.

Slurry Reactor merupakan reaktor kolom gelembung tiga fasa yang memanfaatkan katalis sebagai suspensi padatan halus dalam suatu cairan dengan berat molekul yang tinggi. Untuk produk yang keluar dari reaktor *slurry*, perlu dilakukan pemisahan katalis dari produk (*recovery*), untuk dikembalikan ke dalam reaktor. Biasanya ditempatkan *hydrocyclone* setelah reaktor untuk me-recovery katalis tersebut. Feed berupa syngas (bercampur dengan produk *recycle*) dilewatkan melalui *sparger*, sehingga membentuk gelembung dalam kolom, yang menjaga katalis tetap berada dalam bentuk suspensi, serta mengaerasi cairan dan memberikan pengadukan yang cukup untuk terjadinya perpindahan massa dalam reaktor. Karena reaksi di dalam kolom sangat eksotermis, maka koil pendingin diperlukan dalam reaktor. Pada Gambar 2.3. dapat dilihat skema reaktor *slurry* (Gribik, 2008).



Gambar 2. 3. Reaktor *Slurry* (Sumber : Gribik, 2008)

Reaktor *slurry* dan juga *fixed bed reactor* (reaktor unggun tetap) mempunyai perbedaan penggunaan dalam hal rasio syngas (H_2/CO) yang masuk sebagai feed. *Slurry reactor* biasa digunakan untuk syngas dengan rasio H_2/CO yang rendah,

sekitar 0,5. Sedangkan untuk reaktor fixed-bed digunakan untuk rasio H_2/CO yang tinggi, sekitar 2. Untuk reaktor fixed bed, kandungan hidrogen yang tinggi di dalam gas meningkatkan koefisien perpindahan panas secara signifikan, yang baik untuk reaksi. Itulah sebabnya reaktor ini kurang cocok apabila digunakan untuk rasio H_2/CO yang rendah (Akgerman, 1990)

Perbedaan lainnya antara kedua jenis reaktor tersebut adalah pada besarnya konversi per pass, yang erat kaitannya dengan rasio recycle. Ketika banyak keluaran yang direcycle kembali menjadi umpan segar (*fresh feed*), maka besarnya konversi per pass akan menjadi rendah. Berdasarkan data yang ada, diketahui bahwa besarnya konversi per pass untuk *slurry* reactor adalah sebesar 80% sedangkan untuk fixed bed reactor adalah sebesar 37%. Rasio recycle untuk fixed bed reactor sangat besar dibandingkan dengan *slurry* reactor dan membutuhkan pendinginan cepat untuk membatasi kenaikan suhu akibat reaksi. Biasanya fixed bed reactor membutuhkan rasio recycle sebesar 2 (Smith, 1990)

Jumlah katalis yang digunakan dan juga kondisi operasi berbeda untuk setiap reaktor. *Fixed bed reactor* memiliki jumlah penggunaan katalis yang lebih besar daripada *slurry* reactor. Jumlah katalis yang digunakan berhubungan dengan space velocity, karena space velocity biasanya dinyatakan dalam per satuan berat katalis. *Space velocity* menyatakan besarnya laju alir volumetrik feed yang masuk ke dalam reaktor dibagi dengan volume katalis, yang artinya berapa kali volume reaktor feed yang dapat direaksikan tiap satuan waktunya.

Pembentukan deposit karbon dalam reaktor juga menjadi perhitungan dalam pemilihan reaktor, karena menyangkut kelangsungan reaksi, dapat berjalan secara kontinu atau tidak. Selain itu juga mengenai deaktivasi katalis, katalis yang telah digunakan akan berkurang aktivitasnya setelah sekian waktu. Dalam reaktor *slurry*, katalis dapat ditambahkan dan diambil begitu saja tanpa perlu mematikan unit tersebut. Sedangkan penggantian katalis pada fixed bed memerlukan adanya *shutdown* (Akgerman, 1990)

2.5 Katalis Dalam Sintesis Fischer Tropsch

Seperti yang telah disebutkan di atas, sintesis F-T merupakan suatu reaksi katalitik, sehingga keberadaan katalis sangat diperlukan dalam reaksi. Katalis

yang umum digunakan untuk sintesis F-T saat ini adalah katalis Fe dan Co. Penggunaan katalis Fe memberikan konversi yang cukup baik, untuk konsentrasi Fe yang berkisar antara 5% – 40%, memberikan hasil konversi gas CO 50% – 80%, yaitu dengan penambahan promotor Cu dan K (Cheon, 2010). Sedangkan banyaknya jumlah Co dapat mempengaruhi banyaknya senyawa bercabang dan juga paraffin yang dihasilkan (Kumabe, 2010).

2.5.1 Katalis Cobalt (Co)

Katalis berbasis kobalt memiliki beberapa keunggulan dibandingkan dengan katalis berbasis besi. Salah satu keunggulannya adalah kurang aktif untuk reaksi *Water Gas Shift* (WGS) dan memiliki hidup lebih lama daripada katalis besi. Reaksi WGS diperlukan apabila rasio H_2/CO tidak cukup besar atau kurang dari yang diinginkan. Namun apabila rasio H_2/CO sudah sesuai, maka reaksi WGS tersebut tidak dikehendaki, saat itulah katalis Co ini memiliki kelebihan. Keuntungan kedua adalah bahwa lebih banyak paraffin linier diperoleh dengan katalis kobalt selama sintesis F-T (Li, 2002).

Kobalt nitrat ($Co(NO_3)_3$) telah banyak digunakan sebagai prekursor untuk preparasi *support* alumina katalis kobalt. prekursor lainnya, seperti Co-asetat, Co-sitrat dan Co-EDTA telah ditemukan untuk menghasilkan kobalt yang lebih tersebar, berinteraksi lebih kuat dengan *support* tersebut (Rosynek, 1991). Penyangga (TiO_2 , Al_2O_3) pada katalis Co berfungsi untuk menambah luas permukaan, mengurangi deaktivasi katalis, mencegah terjadinya sintering atau penggabungan dan menambah gasolin (SiO_2).

2.5.2 Katalis Besi (Fe)

Katalis berbasis Fe telah banyak digunakan sebagai katalis komersil untuk sintesis F-T untuk memproduksi sejumlah besar variasi produk paraffin dan olefin, dari mulai metana hingga *wax* dengan berat molekul yang tinggi. Kelebihan utama katalis Fe ini adalah aktivitasnya yang baik terhadap reaksi WGS, sehingga dapat memperbesar rasio H_2/CO dari gas sintetis yang dimiliki, seperti gas sintetis yang diperoleh dari hasil oksidasi parsial Batubara dan minyak berat (rasio $H_2/CO = 1$), atau gas sintetis yang berasal dari biomass (Schulz, 1999).

Akan tetapi, katalis Fe itu sendiri membutuhkan penambahan alkali agar dapat aktif dan stabil. Jenis katalis Fe-alkali ini telah banyak digunakan dalam industri F-T (Rao, 1992). Selama aktivasi katalis oleh gas sintesis dan proses F-T berikutnya, beberapa fasa Fe, termasuk logam Fe, Fe karbida, dan oksida dari Fe bersamaan terdapat dalam kondisi steady state. Keberadaan jenis – jenis Fe tersebut, yang dipengaruhi oleh kondisi reaksi, dapat mempengaruhi keaktifan katalis selama reaksi, sehingga dapat menghasilkan produk akhir F-T yang berbeda – beda (Iglesia, 1999).

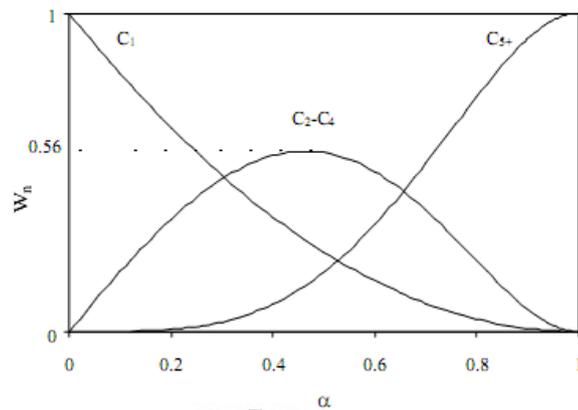
2.6 Selektivitas dan Persebaran Produk Fischer – Tropsch

Produk dalam sintesis Fischer – Tropsch membentuk suatu campuran kompleks yang terdiri dari banyak variasi hidrokarbon, baik dari panjang rantainya, maupun jenis hidrokarbonnya. Produk utamanya berupa paraffin linear dan α -olefin. Anderson, adalah orang pertama yang memperkenalkan model kinetic untuk reaksi F-T. Model kinetic tersebut diturunkan dari model polimerisasi yang diajukan oleh Schulz dan Flory. Hingga kini dikenal sebagai distribusi Anderson-Schulz-Flory (ASF)

Menurut Anderson (Anderson, 1958), persebaran produk hidrokarbon dapat dijelaskan dengan persamaan ASF : $m_n = (1 - \alpha) \alpha^{n-1}$, m_n adalah fraksi mol hidrokarbon dengan panjang rantai n dan α adalah faktor *growth probability* yang independen terhadap n , namun untuk hidrokarbon pendek, seperti C_1 dan C_2 , hal ini tidak berlaku. α menentukan jumlah banyaknya persebaran karbon pada produk F-T. Rentang α tergantung pada kondisi operasi dan jenis katalis yang digunakan selama reaksi. Besarnya nilai α tergantung pada laju propagasi (k_p) dan total laju propagasi dengan laju terminasi (k_t).

$$\alpha = \frac{k_p}{k_p + k_t} \quad (2.5)$$

Persebaran ASF memungkinkan untuk menghitung jumlah maksimum fraksi C_2 hingga C_4 yang terbentuk selama reaksi. Hal ini dapat dilihat pada Gambar 2.4. yang menggambarkan α diplotkan terhadap selektivitas (Bertocini, 2009) :



Gambar 2. 4. Selektivitas Produk menurut ASF untuk HC Pendek (Sumber : Bertocini, 2009)

W_n adalah fraksi berat dari hidrokarbon. Dapat dilihat bahwa selektivitas maksimum terhadap metana dapat tercapai pada nilai α yang sangat kecil. C_2-C_4 maksimum dapat diperoleh pada nilai α sekitar 0,5, sebesar 56% dari total produk. Seperti yang telah disebutkan di atas, C_1 dan C_2 tidak mengikuti persebaran normal ASF.

2.7 Pengaruh Kondisi Operasi

Dalam literatur, variabel proses, seperti tekanan, suhu, rasio H_2/CO dan *space velocity*, diketahui mempengaruhi produk F-T yang diperoleh, terutama selektivitas produk (Dry, 1981). Selektivitas terhadap olefin akan bertambah apabila tekanannya turun, suhu dinaikkan, rasio H_2/CO yang rendah, dan *space velocity* yang tinggi.

Pada tekanan total yang rendah, kesetimbangan termodinamik akan lebih lambat terjadi, sedangkan pada kesetimbangan termodinamik sebagian besar produk yang dihasilkan adalah paraffin. Meningkatnya suhu akan menggeser produk ke arah hidrokarbon ringan dan juga olefin, untuk katalis Fe dan Co (Donnelly, 1989; Dry, 1981). Mengubah rasio H_2/CO akan menghasilkan perbandingan yang berbeda antara hidrogen dan karbon yang teradsorpsi di permukaan katalis, pada rasio yang lebih rendah, aktivitas hidrogenasi akan menurun, sehingga akan menghasilkan selektivitas yang tinggi terhadap olefin.

Pada Tabel 2.2 disajikan ringkasan pengaruh kondisi operasi terhadap selektivitas produk Fischer – Tropsch (Roper, 1983) :

Tabel 2. 2. Pengaruh Kondisi Operasi terhadap Selektivitas Produk F-T

Parameter	Panjang Rantai	Percabangan Rantai	Selektifitas Olefin	Selektivitas Alkohol	Deposisi Karbon	Selektivitas Metana
Suhu	↓	↑	*	↓	↑	↑
Tekanan	↑	↓	*	↑	*	↓
Rasio H ₂ /CO	↓	↑	↓	↓	↓	↑
Konversi	*	*	↓	↓	↑	↑
<i>Space Velocity</i>	*	*	↑	↑	*	↓
Kandungan alkali	↑	↓	↑	↑	↑	↓

(Sumber : Roper, 1983)

Catatan : ↑ bertambah dengan naiknya parameter

↓ berkurang dengan naiknya parameter

* hubungan yang kompleks

2.8 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi diperlukan dalam suatu perancangan pabrik, sebelum pabrik tersebut dibangun, agar diketahui kelayakan pabrik tersebut secara ekonomi, dapat memberikan profit atau tidak. Dalam analisis ekonomi ada beberapa metode analisis yang digunakan, di antaranya adalah IRR, NPV dan PBP.

2.8.1 IRR (Internal Rate of Return)

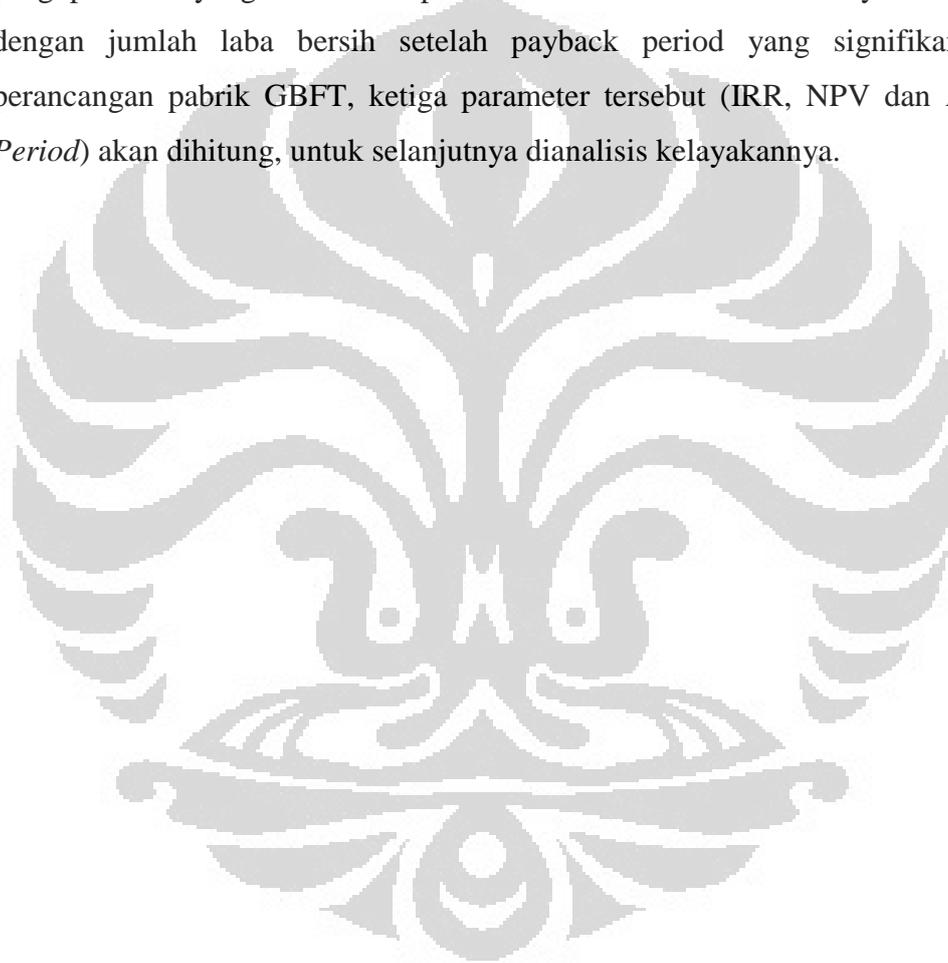
Jika laba terhitung dari pabrik (IRR) sama dengan atau lebih besar dari tingkat keuntungan yang diharapkan (MARR), dan MARR lebih tinggi dari tingkat bunga bank pada saat dilakukannya penghitungan tersebut, maka rancangan pabrik tersebut layak untuk direalisasikan. Hal ini dapat dimengerti karena jika $IRR > MARR$, maka dapat disimpulkan bahwa laba yang diperoleh akan lebih besar dengan menginvestasikan uang dalam proyek perancangan pabrik tersebut dibandingkan dengan hanya menginvestasikan sejumlah uang yang sama di bank.

2.8.2 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.

2.8.3 Payback period

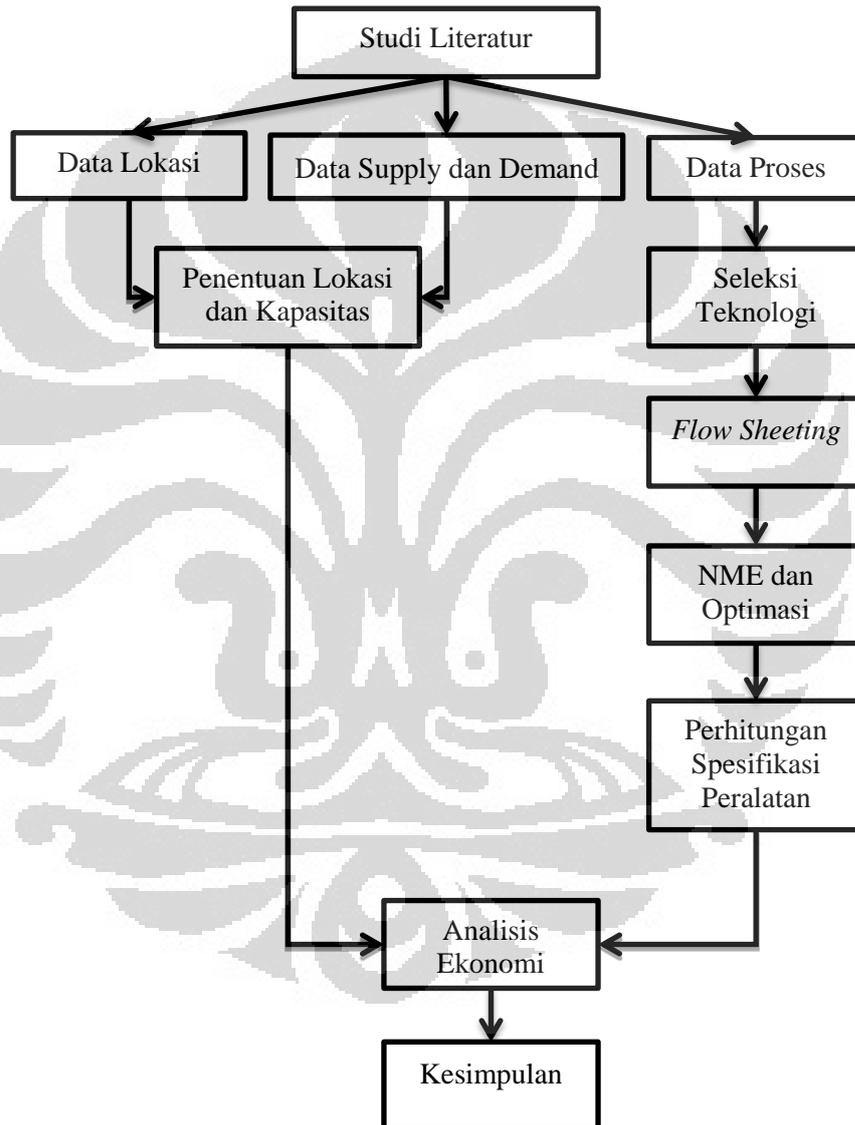
Payback period menunjukkan lama waktu yang diperlukan agar suatu proyek dapat balik modal, atau dengan kata lain, jumlah akumulasi laba bersih selama pabrik tersebut dijalankan (telah dikurangi dengan biaya operasional tahunan) tepat sama dengan jumlah seluruh biaya yang dikeluarkan untuk investasi awal pabrik tersebut. Suatu proyek rancangan pabrik akan layak untuk dilaksanakan jika payback period-nya masih berada dalam jangka waktu pengoperasian yang dievaluasi pada saat membuat analisa kelayakan tersebut dengan jumlah laba bersih setelah payback period yang signifikan. Pada perancangan pabrik GBFT, ketiga parameter tersebut (IRR, NPV dan *Payback Period*) akan dihitung, untuk selanjutnya dianalisis kelayakannya.



BAB 3

METODE PERANCANGAN

Untuk menganalisis kelayakan pabrik Gasifikasi Batubara dan Fischer Tropsch (GBFT) terintegrasi, maka perlu dilakukan beberapa tahapan proses atau aktifitas. Uraian proses yang dijalankan untuk menganalisis kelayakan tersebut dapat dilihat pada Gambar 3.1.



Gambar 3. 1. Diagram Alir Perancangan

3.1 Studi Literatur

Studi literatur berisi tentang tinjauan awal mengenai proses Fischer – Tropsch (F-T), termasuk mekanisme proses dan katalis yang dipergunakan dalam reaksi tersebut. Dijelaskan pula mengenai kecenderungan terbentuknya produk serta pengaruh kondisi operasi terhadap selektifitas produk. Selain mengenai proses F-T, studi literatur juga mencakup analisis lokasi serta data – data *supply and demand*.

3.2 Pengumpulan Data Lokasi dan *Supply Demand*

Data lokasi yang dimaksud di sini adalah data berbagai daerah di Indonesia yang berpotensi untuk didirikannya pabrik GBFT terintegrasi ini. Potensi dilihat dari banyaknya sumber daya alam berupa Batubara, yang merupakan bahan baku utama untuk proses gasifikasi. Selain data lokasi, dikumpulkan pula data *supply* dan *demand*, yaitu data kebutuhan. Kebutuhan di sini adalah kebutuhan berbagai daerah di Indonesia terhadap bahan bakar minyak, yang akan menjadi target lokasi pabrik ini akan dibangun guna mencukupi kebutuhan suatu daerah tertentu. Pengumpulan data lokasi dan *supply demand* ini dilakukan dengan menggunakan media internet, melalui situs – situs resmi badan statistik nasional.

3.3 Pengumpulan Data Proses

Pengumpulan data proses di sini adalah membandingkan data – data pabrik Fischer Tropsch yang sudah berdiri di berbagai belahan dunia, untuk dipelajari dan diperhitungkan kelebihan dan kekurangannya, yang nantinya akan dijadikan rujukan untuk menyeleksi teknologi yang akan digunakan pada pabrik yang akan dirancang. Data – data proses diperoleh melalui jurnal – jurnal internasional mengenai proses F-T dan juga melalui *textbook chemical engineering*.

3.4 Penentuan Lokasi dan Kapasitas

Setelah data mengenai lokasi dan *supply demand* diperoleh, dilakukanlah penentuan lokasi pabrik akan didirikan. Penentuan lokasi didasarkan pada ketersediaan bahan baku Batubara dan juga kemudahan untuk mengakses Batubara tersebut. Selain itu, nilai kalor Batubara menjadi salah satu

pertimbangan karena nilai kalor Batubara berbeda-beda di tiap daerah. Setelah lokasi ditentukan, kemudian kapasitas produksi pabrik ditentukan. Kapasitas pabrik ditentukan dengan target pemenuhan kebutuhan bahan bakar cair di daerah pabrik akan didirikan. Dalam hal ini, kapasitas pabrik ditargetkan dapat memenuhi 20% kebutuhan bahan bakar cair di pulau Kalimantan.

3.5 Seleksi Teknologi

Data-data proses yang telah terkumpul, dijadikan acuan untuk memilih teknologi yang akan digunakan pada desain pabrik GBFT terintegrasi. Teknologi dipilih berdasarkan kelayakannya, baik itu layak secara teknis, maupun layak secara ekonomi.

3.6 Flow Sheeting

Flow Sheeting adalah pembuatan bagan alir proses dari pabrik yang akan didesain. Bagan alir yang dibuat terdiri dari BFD (*Block Flow Diagram*) dan juga PFD (*Process Flow Diagram*). Dengan membuat kedua bagan alir ini, nantinya akan diketahui peralatan apa saja yang dibutuhkan agar pabrik ini berjalan, baik itu peralatan dalam proses utama, maupun peralatan pendukung proses.

3.7 Membuat NME dan melakukan Optimasi

Dari bagan alir yang telah ada, dibuat NME-nya (Neraca Massa dan Energi) untuk mengetahui kelayakan proses secara teknis. Neraca massa dibuat untuk tiap unit yang terlibat dalam proses, serta neraca massa secara keseluruhan. Setelah NME dibuat secara lengkap, dilakukan optimasi terhadap keseluruhan proses. Optimasi ini perlu dilakukan untuk melakukan efisiensi pada beberapa unit yang dimungkinkan untuk diefisienkan prosesnya, sehingga memperkecil biaya operasi pabrik yang berjalan.

3.8 Menentukan Spesifikasi Peralatan

Setelah diagram alir dan neraca massa dibuat, kemudian ditentukan spesifikasi tiap peralatan yang dibutuhkan (*sizing equipment*). Sizing ini dilakukan

untuk mengetahui dimensi dari tiap peralatan yang ada, serta jumlah unit yang diperlukan untuk suatu proses agar dapat berjalan dengan lancar.

3.9 Analisis Keekonomian

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

- biaya investasi yaitu biaya peralatan utama dan peralatan pendukung,
- biaya instalasi alat,
- biaya konstruksi *plant*,
- biaya pembelian dan instalasi sistem perpipaan,
- biaya pembelian bahan baku,
- biaya pembelian katalis,
- biaya utilitas seperti listrik dan air,
- dan biaya-biaya lainnya.

Dilakukan pula analisis untuk membandingkan keekonomisan pabrik ini pabrik yang memproduksi bahan bakar minyak di Indonesia. Analisis ekonomi yang digunakan adalah dengan menghitung nilai IRR, NPV, dan PBP, serta analisis revenue dan cost.

3.10 Kesimpulan

Berdasarkan studi proses dan ekonomi maka akan diperoleh kesimpulan apakah pabrik GBFT terintegrasi ini layak untuk dibangun atau tidak. Parameter proses yang menjadi pertimbangan kelayakan diantaranya adalah kapasitas produk dan ketersediaan bahan baku. Sedangkan parameter ekonomi diantaranya dengan melihat nilai NPV, IRR dan *payback period* yang diperoleh.

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Analisis Pasar

Lokasi pabrik Gasifikasi Batubara dan Fischer-Tropsch (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 dan 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.

4.1.1 Kebutuhan Bahan Bakar

Besar kebutuhan bahan bakar cair di Pulau Kalimantan, dapat dilihat pada Tabel 4.1:

Tabel 4. 1. Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan

Tahun	Total Kebutuhan (kL)
2006	2.125.205
2007	2.571.656
2008	2.653.854
2009	2.814.320

Sumber : BPH Migas

Dari data-data di atas, kemudian diproyeksikan hingga kebutuhan 20 tahun ke depan, dengan asumsi umur manfaat pabrik direncanakan hingga 20 tahun ke depan. Perhitungan proyeksi dilakukan dengan bantuan *software, Ms. Excel*. Data proyeksi dapat dilihat pada tabel 4.2.

Tabel 4. 2. Proyeksi Kebutuhan Bahan Bakar Cair di Kalimantan hingga 2027

Tahun	Total Kebutuhan (kL)
2012	3505855
2013	3720424
2014	3934993
2015	4149562
2016	4364131
2017	4578700
2018	4793269
2019	5007838
2020	5222407
2021	5436975
2022	5651544
2023	5866113
2024	6080682
2025	6295251
2026	6509820
2027	6724389

Dapat dilihat pada Tabel 4.2, 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 dapat memenuhi sebesar **20%** kebutuhan total bahan bakar cair di pulau Kalimantan, sehingga kapasitas pabrik GBFT terintegrasi sekisar **1.344.877 kL**.

4.1.2 Ketersediaan Bahan Baku Batubara

Pabrik GBFT terintegrasi direncanakan dibangun di daerah Balikpapan, Kalimantan Timur, karena mempertimbangkan ketersediaan Bahan Baku yang ada, berupa Batubara. Berikut adalah data-data ketersediaan Batubara di setiap provinsi di Kalimantan.

Tabel 4. 3. Ketersediaan Batubara di Kalimantan

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

Sumber : Pusat Sumber Daya Geologi (2006)

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

Teknologi Fischer – Tropsch (F-T) adalah teknologi yang telah tetap metodenya. Maka yang dipilih di sini bukanlah pemilihan terhadap teknologi, tetapi terhadap komponen – komponen dalam sintesis Fischer – Tropsch ini. Di sini, seleksi dilakukan terhadap reaktor dan juga katalis, karena melihat kedua faktor tersebut yang dapat mempengaruhi variasi dan produk dan hasil yang diperoleh.

4.2.1 Reaktor

Berikut ini akan disajikan secara ringkas mengenai seleksi pemilihan reaktor berdasarkan pertimbangan – pertimbangan yang ada.

Tabel 4. 4. Perbandingan Reaktor *Slurry* dengan *Fixed Bed Reactor*

Parameter	<i>Slurry reactor</i>	Bobot	Fixed Bed reactor	Bobot
Konversi per pass	80%	3	37%	1
Rasio H ₂ /CO	untuk rasio rendah, sekitar 0,5 - 1	2	untuk rasio tinggi, sekitar 2.	3
Jumlah katalis	250 kg/m ³	3	850 kg/m ³	1
Pembentukan karbon	rasio H ₂ /CO rendah cenderung membentuk karbon	2	rasio H ₂ /CO lebih sedikit pembentukan karbon	3
Katalis	dapat diganti tanpa mengganggu proses	3	diperlukan shutdown untuk penggantian katalis	1
Suhu Operasi	dapat dijaga konstan selama reaksi	3	mengalami peningkatan selama reaksi	2
Capital Cost	\$ 17.1 Millions	2	\$ 34 Millions	1
	TOTAL	18	TOTAL	12

Keterangan : 1. Kurang; 2. Cukup; 3. Baik; 4. Sangat Baik.

Sumber : *Bechtel Group, Inc.*

Keterangan Perbandingan reaktor :

1. Kedua reaktor di atas berdasarkan ukuran diameter yang sama, yaitu 4,8 meter.
2. Jumlah katalis diinginkan sesedikit mungkin, agar menghemat biaya (data di atas berdasarkan jumlah produk yang sama).
3. Pembentukan karbon cenderung tidak diinginkan karena dapat menimbulkan hotspot pada reaktor, yang berpotensi bahaya, yaitu suhu yang tinggi di salah satu titik reaktor (suhu tidak merata).

4. Penggantian katalis tanpa melakukan shutdown lebih diinginkan, karena semakin sering suatu pabrik melakukan shutdown, maka biaya akan meningkat dan juga produksi akan berkurang.
5. Data Capital cost diperoleh berdasarkan ukuran reaktor yang sama untuk mendapatkan sejumlah produk yang sama.

Berdasarkan penilaian di atas, maka reaktor yang digunakan adalah ***SLURRY REACTOR***.

4.2.2 Katalis

Katalis merupakan salah satu aspek penting dalam sintesis Fischer – Tropsch, karena katalis inilah yang mendorong bagaimana cara mendapatkan produk yang diinginkan dengan kualitas yang baik (selektivitas tinggi, konversi tinggi, dan lainnya). Katalis F-T disintesis dalam bentuk oksida logamnya dari logam – logam golongan VIII B (Fe, Co, Ru, Rh, Ni). Katalis yang umum digunakan dalam sintesis Fischer – Tropsch adalah katalis Fe dan katalis CO. Katalis Rh dan Ru secara ekonomis mahal dan katalis Ni memiliki selektivitas yang terlalu tinggi untuk metana (Tristantini, 2006), dan karena pada sintesis FT ini produk yang diharapkan adalah C₅₊, maka katalis Ni tidak dilibatkan.

Pada Tabel 4.5. dapat dilihat perbandingan antara katalis Fe dan Co :

Tabel 4. 5. Perbandingan Katalis Fe dengan Co

Parameter	Basis Fe	Bobot	Basis Co	Bobot
Konversi	95%	2	94%	2
aktivitas WGS	tinggi	2	rendah	3
Kondisi operasi	membutuhkan tekanan tinggi agar lebih aktif (> 20 bar)	2	tekanan rendah untuk mengaktifkan (10 bar)	3
selektifitas	cenderung menuju olefin	2	cenderung menuju paraffin	3
rasio H ₂ /CO	untuk rasio H ₂ /CO yang rendah	2	untuk rasio H ₂ /CO yang tinggi	3
	TOTAL	10	TOTAL	14

Ket : 1. Kurang; 2. Cukup; 3. Baik; 4. Sangat Baik

Sumber : *Burtron H. Davis, Dewi Tristantini, C. C. Hall*

Keterangan perbandingan katalis :

1. Aktivitas WGS (*Water Gas Shift*) dibutuhkan pada kondisi tertentu, misalnya untuk syngas dengan rasio H_2/CO yang rendah, sehingga dapat meningkatkan rasionya. Rasio H_2/CO yang meningkat akan mengarahkan selektivitas kepada pembentukan olefin. Sedangkan produk yang diharapkan adalah paraffin. Sehingga dipilih katalis dengan aktivitas WGS yang rendah, yaitu katalis Co.
2. Kondisi operasi sebagai faktor keamanan. Co dengan tekanan aktivasi yang lebih rendah, lebih aman dibandingkan dengan Fe.
3. Rasio H_2/CO yang dihasilkan dari gasifikasi berbeda, antara batubara, biomass dan gas alam. Syngas dengan rasio H_2/CO yang tinggi, kurang cocok dengan Fe, karena akan meningkatkan selektivitas ke produk olefin.

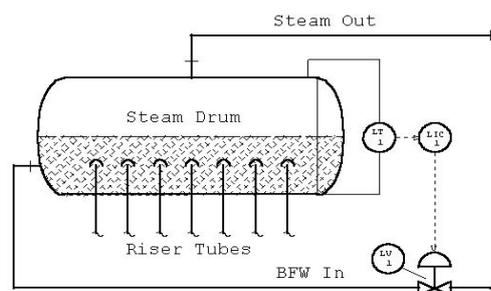
4.3 Deskripsi Proses

Pada sub-bab ini akan dijelaskan mengenai alat - alat proses yang digunakan dalam unit Fischer - Tropsch, disertai dengan kondisi operasinya.

4.3.1 Steam Drum

Steam Drum memiliki 2 fungsi dalam hal ini. Pertama menyediakan BFW (Boiler Feed Water) sebagai pendingin selama reaksi dalam reaktor F-T, agar suhu reaksi dapat terjaga konstan, karena reaksi FT bersifat eksotermis, maka perlu dijaga suhunya agar tidak terjadi *overheating*. Selain itu juga untuk menghasilkan steam (MP Steam) yang digunakan untuk sistem utilitas.

Air ditampung di dalam steam drum, yang akan dikeluarkan ke dalam reaktor, air yang masuk sebagai pendingin akan berubah menjadi steam dan kembali ke steam drum, yang nantinya steam ini digunakan pula sebagai pemanas dalam sistem utilitas, sehingga dapat menghemat kebutuhan steam selama proses. Skema steam drum dapat dilihat pada Gambar 4.1.



Gambar 4. 1. Steam Drum

4.3.2 Reaktor *Slurry*

Syngas (CO dan H₂) yang telah dilewatkan pada unit penghilang gas asam (CO₂ dan H₂S), dikompresi hingga mencapai tekanan yang mendekati tekanan operasi sintesis Fischer-Tropsch (FT). *Syngas* yang akan diubah menjadi hidrokarbon memasuki reaktor *slurry*, yang diatur pada tekanan sekitar 20 atm dan suhu 450°F (sekitar 230°C). (Fox, 1990)

Di dalam reaktor akan terjadi reaksi polimerisasi, sehingga terbentuk panjang rantai dan jenis hidrokarbon yang berbeda, tergantung dari katalis yang digunakan. Katalis yang digunakan adalah katalis berbasis Kobalt (Co) karena dengan pertimbangan rasio H₂/CO yang tinggi untuk *syngas* yang berasal dari gas alam dan batubara, serta tidak diinginkannya reaksi WGS (Water Gas Shift). Katalis ditambahkan secara berkala tanpa menghentikan proses, karena ada sebagian katalis yang terbawa keluar bersama produk setelah reaksi.

Sejumlah *slurry* secara kontinu dikeluarkan dari dalam reaktor menuju hydrocyclone untuk merecovery produk cair dan mengembalikan *slurry* ke bagian bawah reaktor. Hal ini dimaksudkan untuk mengembalikan sejumlah katalis yang terbawa oleh produk cair. Produk yang dikeluarkan berupa hidrokarbon ringan (gas dan cair), hingga hidrokarbon berat (*wax*). Produk berupa hidrokarbon ringan keluar dari bagian atas reaktor kemudian selanjutnya akan melalui proses pendinginan dan pemisahan, sehingga terpisah antara gas dan cair. Sedangkan produk dari bagian bawah reaktor berupa *wax*, selanjutnya akan masuk ke dalam *wax storage* untuk *treatment* lebih lanjut. (Chang, 1990)

Reaktor *slurry* ini merupakan unit utama dalam sintesis FT, karena di dalam reaktor inilah feed berupa *syngas* mengalami perubahan menjadi hidrokarbon dengan panjang rantai yang bervariasi. Untuk memaksimalkan produk yang diinginkan, yaitu berupa hidrokarbon cair, fraksi ringan yang keluar dari reaktor direcycle kembali, diubah menjadi *syngas*, lalu dikembalikan ke dalam reaktor, sedangkan untuk *wax* akan dihydrocracking, untuk diubah menjadi hidrokarbon cair.

4.3.3 *Effluent Cooler*

Produk atas dari reaktor FT berupa hidrokarbon ringan (gas dan cair) dengan kisaran panjang karbon C₁ – C₁₈, keluar dengan suhu yang relatif tinggi, yaitu

sekitar 250°C - 300°C. Sebelum memasuki unit pemisahan, produk atas ini didinginkan terlebih dahulu.

Pendinginan dilakukan secara bertahap, mula – mula pendinginan dilakukan dengan udara (effluent air cooler), yaitu menggunakan *fan* hingga mencapai suhu sekitar 180°C, lalu pendinginan berikutnya dengan fluida pendingin hingga mencapai suhu kurang lebih 120°C. Pendinginan dilakukan agar hidrokarbon – hidrokarbon dapat dipisahkan berdasarkan perbedaan *boiling point*nya. Pendinginan diawali dengan udara untuk memperkecil jumlah pendingin yang digunakan. Suhu akhir pendinginan juga dapat berubah tergantung dari rentang produk akhir yang diinginkan, antara hidrokarbon gas dengan hidrokarbon cairnya (Fox, 1990)

Sebelum masuk ke dalam sistem pendinginan, dapat pula dilakukan integrasi panas, yaitu pendinginan effluent dari reaktor yang masih panas, digunakan terlebih dahulu untuk memanaskan feed (syngas) sebelum masuk ke dalam reaktor. Dengan demikian, akan diperoleh efisiensi dari pemanasan feed dalam reaktor, juga pendinginan effluen yang keluar dari reaktor.

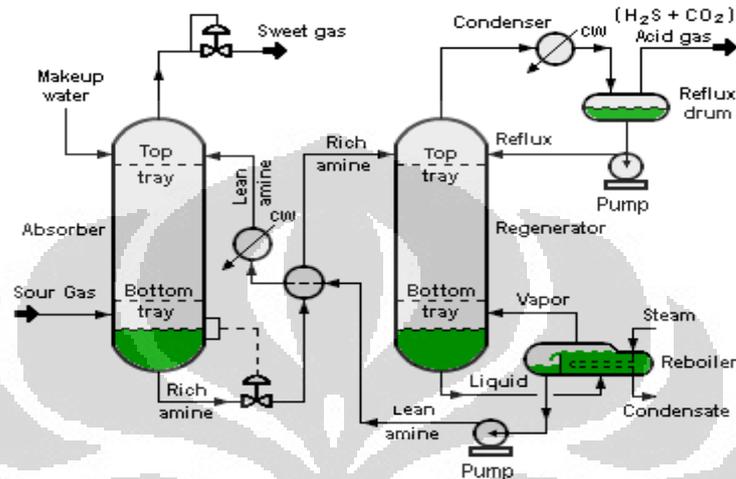
4.3.4 CO₂ Removal Unit

Selain hidrokarbon, dari hasil reaksi F-T akan terbentuk komponen lain, seperti gas CO₂, serta uap air. CO₂ yang terbawa oleh produk fraksi ringan F-T harus dihilangkan, karena jumlahnya yang cukup signifikan tersebut akan menjadi pengotor bagi produk, karena itu diperlukan unit untuk menghilangkan CO₂.

Untuk menghilangkan CO₂, digunakan metode absorpsi dengan adsorben amina. Proses ini terdiri atas kolom absorpsi dan kolom regenerasi, serta beberapa unit penukar panas dan tambahan lainnya.

Dalam kolom absorpsi, amina akan mengabsorb gas CO₂ karena terjadi kontak di dalam kolom, fraksi gas yang keluar melalui bagian atas kolom absorpsi berupa hidrokarbon ringan bersih tanpa kandungan CO₂. Amina yang telah mengabsorb CO₂ diregenerasi pada kolom regenerasi, sehingga diperoleh amina yang “bersih” dan direcycle ke kolom absorpsi untuk mengabsorb kembali gas CO₂ (Erik, 2007). Keluaran atas dari kolom regenerasi berupa gas CO₂ yang dilepaskan ke udara. Untuk beberapa kasus, gas CO₂ yang dilepaskan dikompresi dan dijadikan fluida superkritis, namun hal tersebut tidak dilakukan di sini.

Kondisi operasi yang digunakan untuk kolom absorpsi adalah pada tekanan yang tinggi, agar gas CO_2 dapat terabsorpsi ke dalam amina. Kondisi yang digunakan adalah pada suhu 40°C , tekanan 20 atm. Sedangkan kondisi yang digunakan pada kolom regenerasi adalah pada 120°C , tekanan 1,5 atm. Pada Gambar 4.2 dapat dilihat skema unit CO_2 Removal (Kohl, 1997).



Gambar 4. 2. Skema Unit CO_2 Removal (Sumber : Kohl, 1997)

4.3.5 Hydrocarbon Recovery Unit

Unit ini berupa kolom distilasi, yang digunakan untuk memisah-misahkan produk F-T yang terbentuk. Umpan masuknya berupa hidrokarbon ringan yang telah dihilangkan kandungan CO_2 -nya, serta hidrokarbon cair dan juga *wax*.

Keluaran dari kolom distilasi ini akan diperoleh vapor (C_1 - C_4 dan gas lain), yang sebagiannya akan direcycle ke reaktor F-T, sedangkan sebagian lainnya akan dijadikan fuel gas untuk generator dan juga dialirkan menuju hydrogen recovery unit, untuk menghasilkan hidrogen yang nantinya akan digunakan untuk hydrotreating dan hydrocracking produk.

Sedangkan keluaran lainnya berupa nafta (C_5 - C_{10}), C_{11} - C_{20} parafin dan olefin, serta C_{20+} berupa *wax*, yang masing – masing akan ditreatment untuk mendapatkan produk hidrokarbon cair yang stabil.

4.3.6 Hydroprocessing Unit

Produk yang keluar dari hydrocarbon recovery unit, sebenarnya sudah berupa produk jadi, yaitu nafta, distilat dan juga *wax*. Hydroprocessing unit ini digunakan untuk meningkatkan kuantitas dan kualitas produk yang diinginkan, yaitu hidrokarbon cair, khususnya nafta dan *diesel oil*.

Pada Tabel 4.6 dapat dilihat beberapa contoh reaksi dalam proses hydroprocessing (Scherzer, 1996) :

Tabel 4. 6. Reaksi – Reaksi dalam Hydroprocessing

Reaction Type	Illustration	ΔH_R^*
Minimal C-C Bond Breaking		
Hydrodesulfurization (HDS) †	$R-S-R' + 2 H_2 \rightarrow RH + R'H + H_2S$	-2.5 to -3.0
Hydrodenitrogenation (HDN)	$R=N-R' + 3 H_2 \rightarrow RH + R'H + NH_3$	-2.5 to -3.0
Hydrodeoxygenation (HDO)	$R-O-R' + 2 H_2 \rightarrow RH + R'H + H_2O$	-2.5 to -3.0
Hydrodemetallation (HDM)	$R-M + \frac{1}{2} H_2 + A \rightarrow RH + M-A$	-3
Saturation of aromatics	$C_{10}H_8 + 2 H_2 \rightarrow C_{10}H_{12}$	-3
Saturation of olefins	$R=R' + H_2 \rightarrow HR-R'H$	-5.5
Isomerization	$n-RH \rightarrow i-RH$	n/a
Significant C-C Bond Breaking		
Dealkylation of aromatic rings	$\Phi-CH_2-R + H_2 \rightarrow \Phi-CH_3 + RH$	-1.3 to -1.7
Opening of naphthene rings	$Cyclo-C_6H_{12} \rightarrow C_6H_{14}$	-1.3 to -1.7
Hydrocracking of paraffins	$R-R' + H_2 \rightarrow RH + R'H$	-1.3 to -1.7
Other Reactions		
Coke formation	$2 \Phi H \rightarrow \Phi\Phi + 2 H_2$	+3
Mercaptan formation	$R=R' + H_2S \rightarrow HS-R-R'H$	-3

(Sumber : Scherzer, 1996)

Hydroprocessing unit di sini terdiri atas 2 unit besar, yaitu *hydrotreater* dan *hydrocracker*. *Hydrotreater* berfungsi untuk memutuskan ikatan tidak jenuh (rangkap) pada nafta yang sebagian besar berupa olefin, sehingga diperoleh nafta yang stabil berupa parafin. Untuk distilat (C_{11} - C_{20}), proses hydrotreating digunakan untuk meningkatkan produksi minyak diesel.

Hydrocracker adalah unit hydroprocessing lain yang digunakan di sini, digunakan untuk memutuskan rantai panjang pada *wax* (C_{20+}), sehingga dapat memperbesar jumlah nafta dan minyak diesel. Pada Tabel 4.7 disajikan kondisi operasi yang digunakan untuk hydroprocessing nafta, distilat dan juga *wax*

Tabel 4. 7. Kondisi Operasi *Hydroprocessing*

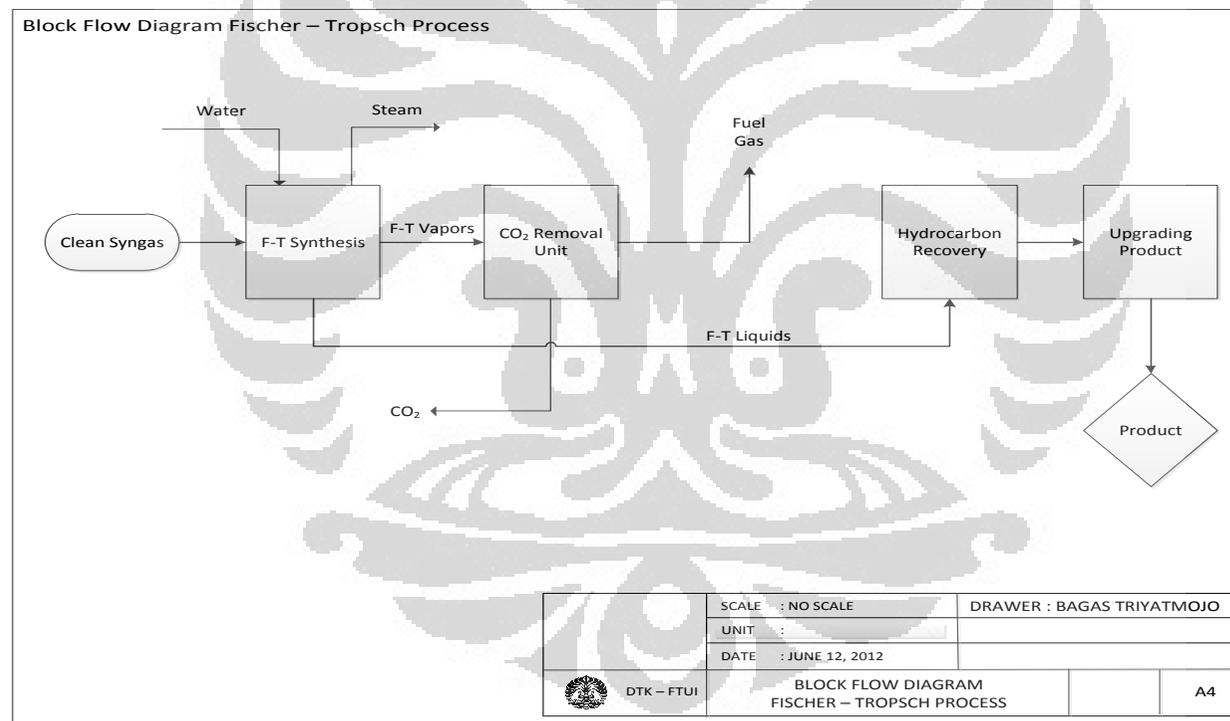
	Naphtha	Kerosene	Diesel	VGO	Residue
WART (Weighed Average Reactor Temperature)					
°F	530	550	575 - 600	680 - 700	700 - 725
°C	277	288	300 - 315	360 - 370	370 - 385
H ₂ Pressure					
psig	250 - 450	250 - 600	600 - 800	800 - 2000	>2000
kPa	1825 - 3204	1825 - 4238	4238 - 5617	5617 - 13891	>13891
LHSV	5	4	2 - 3	0.8 - 1.5	0.5
H ₂ /Oil Ratio					
scf/bbl	350	450	800	1200	>3000
M ³ /m ³	60	80	140	210	>525

(Sumber : Robinson, 2004)

4.4 Flow Sheeting

Flow Sheeting di sini akan menggambarkan proses F-T secara sederhana, yang akan ditampilkan dalam *Block Flow Diagram* (BFD), juga proses F-T yang menggambarkan aliran proses dan besar fraksi tiap komponen dalam aliran – aliran tersebut, yang akan ditampilkan dalam *Process Flow Diagram* (PFD).

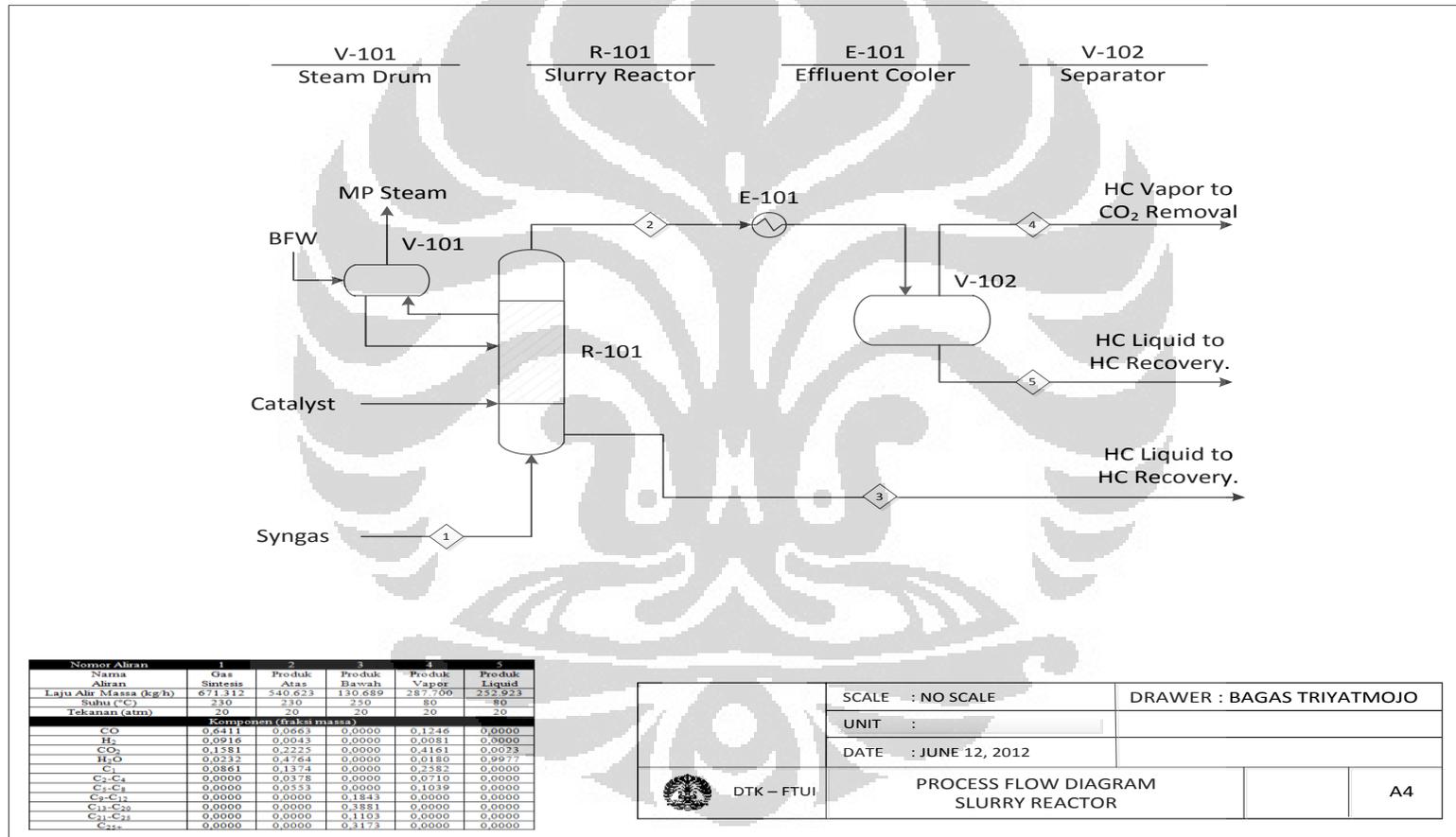
4.4.1 Block Flow Diagram (BFD)



Gambar 4. 3. *Block Flow Diagram* Proses Fischer - Tropsch.

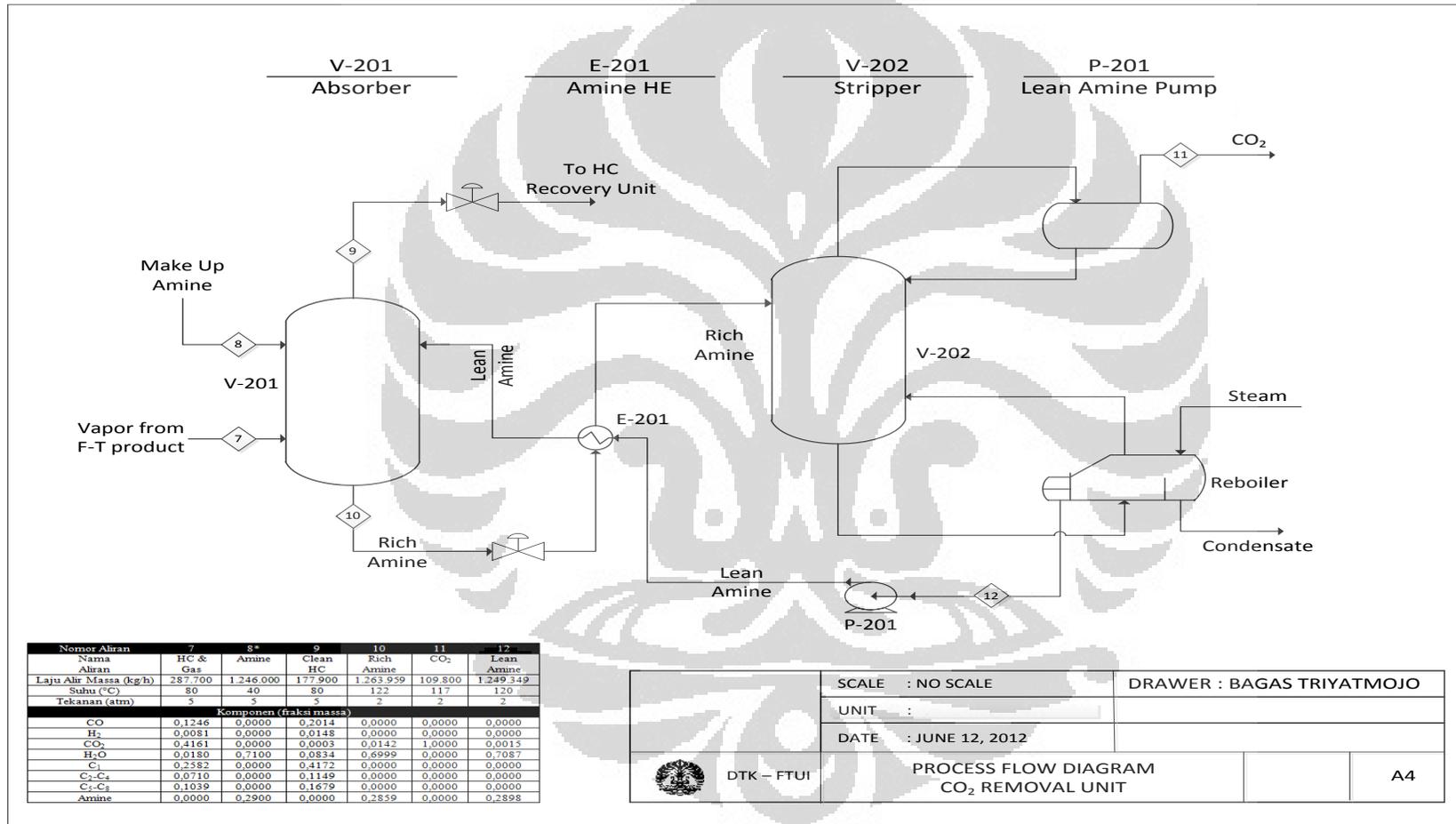
4.4.2 Process Flow Diagram (PFD)

- Reaktor Fischer - Tropsch



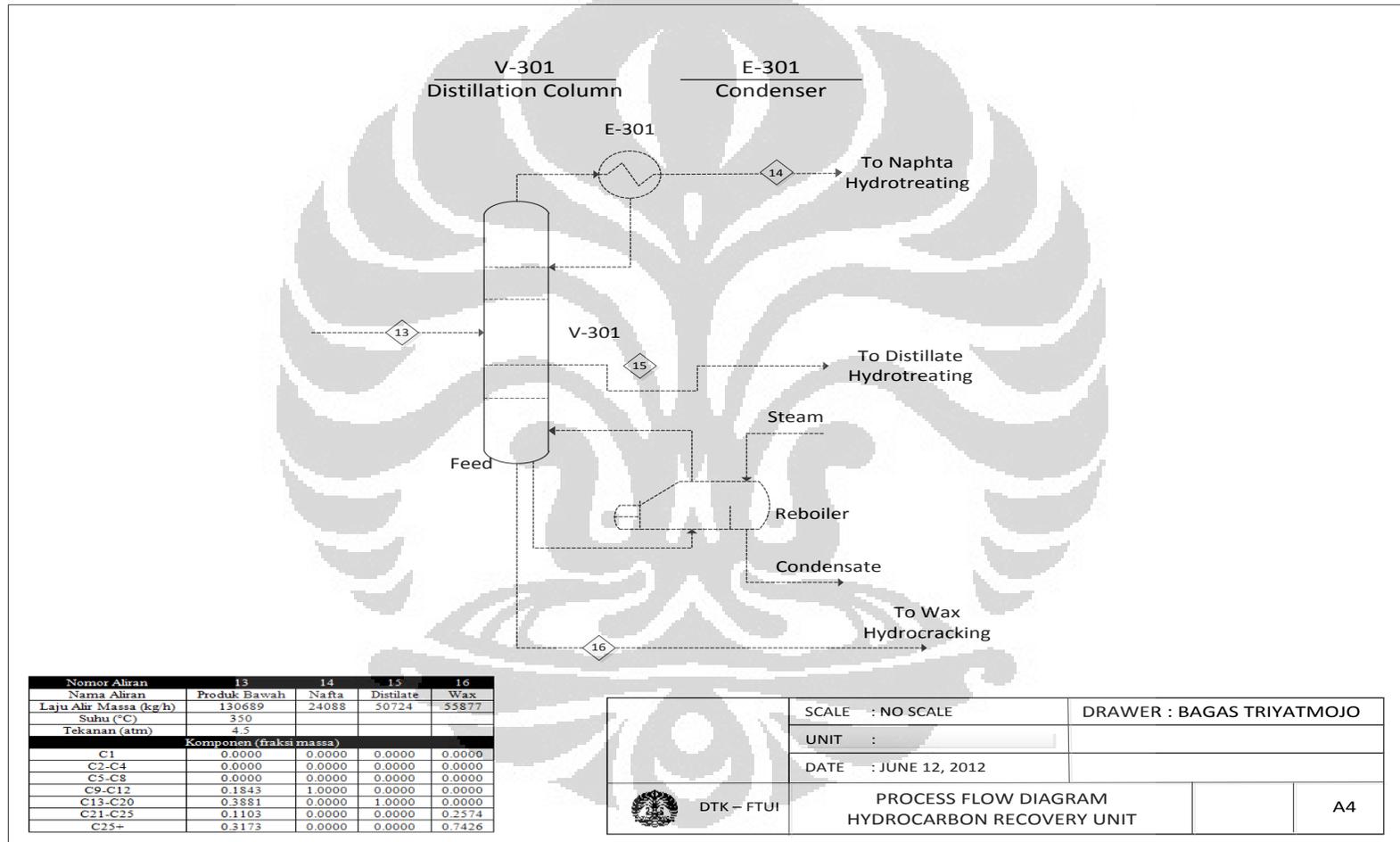
Gambar 4. 4. PFD Reaktor Slurry

• CO₂ Absorber Unit



Gambar 4. 5. PFD CO₂ Removal Unit

- Hydrocarbon Recovery Unit

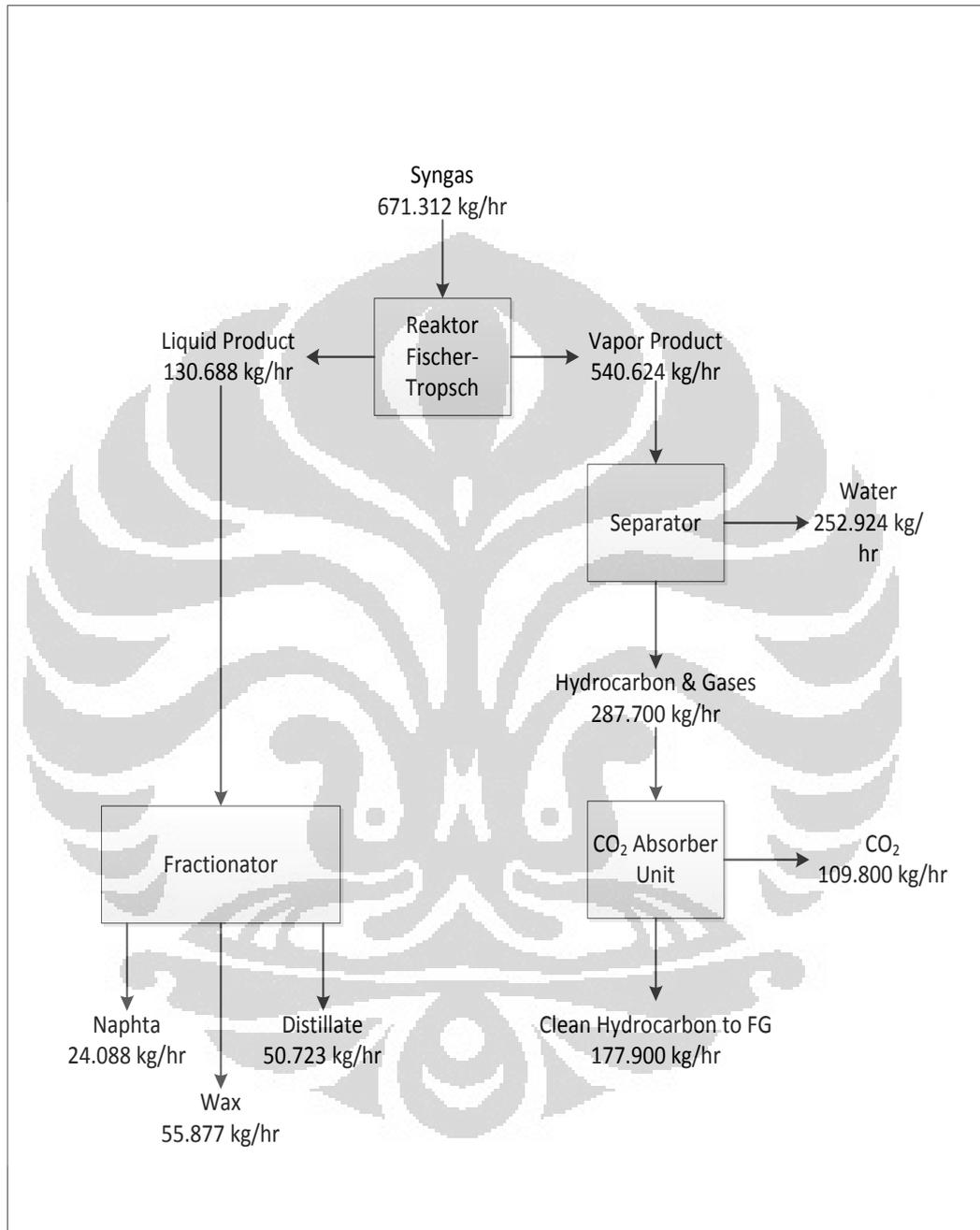


Gambar 4. 6. PFD Hydrocarbon Recovery Unit

4.5 Neraca Massa dan Energi Proses

4.5.1 Neraca Massa Proses

Neraca massa dalam proses F-T, dapat dilihat pada Gambar 4.7 berikut :



Gambar 4. 7. Neraca Massa Proses Fischer - Tropsch

Neraca massa secara keseluruhan, dengan kondisi operasi dan fraksi - fraksi komponennya dapat dilihat pada Tabel 4.8, 4.9, dan 4.10 (nomor aliran dapat dilihat pada PFD) :

Tabel 4. 8. Neraca Massa (PFD Reaktor)

Nomor Aliran	1	2	3	4	5
Nama Aliran	Gas Sintesis	Produk Atas	Produk Bawah	Produk Vapor	Produk Liquid
Laju Alir Massa (kg/h)	671.312	540.623	130.689	287.700	252.923
Suhu (°C)	230	230	250	80	80
Tekanan (atm)	20	20	20	20	20
Komponen (fraksi massa)					
CO	0,6411	0,0663	0,0000	0,1246	0,0000
H ₂	0,0916	0,0043	0,0000	0,0081	0,0000
CO ₂	0,1581	0,2225	0,0000	0,4161	0,0023
H ₂ O	0,0232	0,4764	0,0000	0,0180	0,9977
C ₁	0,0861	0,1374	0,0000	0,2582	0,0000
C ₂ -C ₄	0,0000	0,0378	0,0000	0,0710	0,0000
C ₅ -C ₈	0,0000	0,0553	0,0000	0,1039	0,0000
C ₉ -C ₁₂	0,0000	0,0000	0,1843	0,0000	0,0000
C ₁₃ -C ₂₀	0,0000	0,0000	0,3881	0,0000	0,0000
C ₂₁ -C ₂₅	0,0000	0,0000	0,1103	0,0000	0,0000
C ₂₅ +	0,0000	0,0000	0,3173	0,0000	0,0000

Tabel 4. 9. Neraca Massa (CO₂ Removal Unit)

Nomor Aliran	7	8*	9	10	11	12
Nama Aliran	HC & Gas	Amine	Clean HC	Rich Amine	CO ₂	Lean Amine
Laju Alir Massa (kg/h)	287.700	1.246.000	177.900	1.263.959	109.800	1.249.349
Suhu (°C)	80	40	80	122	117	120
Tekanan (atm)	5	5	5	2	2	2
Komponen (fraksi massa)						
CO	0,1246	0,0000	0,2014	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	0,0081	0,0000	0,0148	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,4161	0,0000	0,0003	0,0142	1,0000	0,0015
H ₂ O	0,0180	0,7100	0,0834	0,6999	0,0000	0,7087
C ₁	0,2582	0,0000	0,4172	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ -C ₄	0,0710	0,0000	0,1149	0,0000	0,0000	0,0000
C ₅ -C ₈	0,1039	0,0000	0,1679	0,0000	0,0000	0,0000
Amine	0,0000	0,2900	0,0000	0,2859	0,0000	0,2898

Keterangan : *bukan aliran per jam, hanya aliran di awal.

Tabel 4. 10 Neraca Massa (HC Recovery Unit)

Nomor Aliran	13	14	15	16
Nama Aliran	Produk Bawah	Nafta	Distilate	Wax
Laju Alir Massa (kg/h)	130.689	24.088	50.724	55.877
Suhu (°C)	400	240	340	400
Tekanan (atm)	4,5	4,5	4,6	4,7
Komponen (fraksi massa)				
C1	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2-C4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C5-C8	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C9-C12	0,1843	1,0000	0,0000	0,0000
C13-C20	0,3881	0,0000	1,0000	0,0000
C21-C25	0,1103	0,0000	0,0000	0,2574
C25+	0,3173	0,0000	0,0000	0,7426

4.5.2 Neraca Energi Proses

Tabel 4. 11. Neraca Energi proses Fischer - Tropsch

Reaktor			
Neraca Energi Masuk		Neraca Energi Keluar	
Stream	Entalphy (kJ/h)	Stream	Entalphy (kJ/h)
Stream 2	- 4.919e+09	Cooled Stream 2	- 5.668e+09
		Q Cool 2	0.749e+09
Total	- 4.919e+09	Total	- 4.919e+09
Cooled Stream 2	- 5.668e+09	Stream 4	- 3.954e+09
		Stream 5	- 1.714e+09
Total	- 5.668e+09	Total	- 5.668e+09
CO2 Removal Unit			
Neraca Energi Masuk		Neraca Energi Keluar	
Stream	Entalphy (kJ/h)	Stream	Entalphy (kJ/h)
MEA	- 1.280e+09	Pressed MEA	- 1.279e+09
		Pump Duty	0.001e+09
Total	- 1.280e+09	Total	- 1.280e+09
MEA	- 1.280e+09	Rich MEA	- 1.306e+09
Stream 7	0.165e+09	Stream 9	0.192e+09
Total	- 1.115e+09	Total	- 1.114e+09
Rich MEA	- 1.306e+09	Rich MEA to Strip	- 1.156e+09
Lean Amine to HE	- 1.117e+09	Recycle	- 1.268e+09
Total	- 2.423e+09	Total	- 2.424e+09
Rich MEA to Strip	- 1.156e+09	CO ₂	0.018e+09
Reboiler Duty	0.119e+09	Lean Amine to HE	-1.117e+09
		Condenser Duty	0.062e+09
Total	- 1.037e+09	Total	- 1.037e+09

4.6 Spesifikasi Peralatan Proses

Spesifikasi peralatan proses merupakan salah satu aspek utama yang diperlukan untuk menghitung nilai ekonomis pabrik. Peralatan akan memiliki harga yang spesifik, berbeda dengan peralatan yang lain. Hal tersebut akan mempengaruhi secara langsung terhadap biaya investasi maupun biaya operasional secara keseluruhan.

4.6.1 Reaktor Katalitik

Reaktor yang digunakan dalam reaksi Fischer - Tropsch adalah reaktor *slurry*. Perhitungan spesifikasi reaktor ini menggunakan data kinetik untuk reaksi Fischer - Tropsch pada reaktor *slurry* dengan katalis Co. Spesifikasi reaktor ditampilkan pada Tabel 4.11.

Tabel 4. 12. Spesifikasi Reaktor *Slurry*

Tag Number	Alat	Jumlah Unit	Spesifikasi	Nilai	Satuan
	Reaktor <i>Slurry</i>	10 unit	Konversi	80	%
			Volume Reaktor	412	m ³
			Massa Katalis Total	679	ton
			Volume <i>Slurry</i>	281	m ³
			Diameter Reaktor	6	m
			Panjang Reaktor	14,5	m

4.6.2 Heat Exchanger (HE)

Heat Exchanger merupakan alat yang berfungsi untuk menukarkan panas. Pada pabrik F-T ini dipilih HE jenis *shell and tube*. Jenis *shell and tube* paling umum digunakan dan dapat digunakan untuk semua aliran dengan luas area pertukaran panas yang besar. Aliran di dalamnya ditentukan adalah aliran *counter current* (berlawanan arah). Spesifikasi HE yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 4.12

Tabel 4. 13. Spesifikasi Heat Exchanger

Tag Number	Alat	Jumlah Unit	Spesifikasi	Nilai	Satuan
Reaktor	Heat Exchanger	1 Unit	Panjang Tube	9	m
			Diameter Shell	2,4	m
			Jumlah Tube	1.673	
			Heat Transfer Area	1.890	m ²
CO2 Absorber	Amine Heat Exchanger	1 Unit	Panjang Tube	11	m
			Diameter Shell	3.05	m
			Jumlah Tube	2.701	
			Heat Transfer Area	3.731	m ²
Feed Distilasi	Heat Exchanger	1 Unit	Panjang Tube	5	m
			Diameter Shell	1,6	m
			Jumlah Tube	736	
			Heat Transfer Area	461,6	m ²

4.6.3 CO₂ Removal Unit

Unit ini diperlukan untuk menghilangkan CO₂ dari dalam campuran gas hidrokarbon, karena dapat mengurangi kemurnian hidrokarbon tersebut. CO₂ diabsorpsi dengan menggunakan amina pada kolom absorpsi. Selain kolom absorpsi, terdapat pula kolom regenerasi yang digunakan untuk me-recycle kembali amina yang digunakan selama absorpsi. Penentuan spesifikasi peralatan dilakukan dengan bantuan *simulator* HYSYS. Pada Tabel 4.13, dapat dilihat spesifikasi peralatan yang terdapat dalam CO₂ removal unit ini.

Tabel 4. 14. Spesifikasi CO₂ Removal Unit

Tag Number	Alat	Jumlah Unit	Spesifikasi	Nilai	Satuan
	Kolom Absorpsi (Absorber)	1 Unit	P Top / P Bottom	450 / 470	kPa
			Suhu Operasi	80	°C
			Jumlah Tray	15	
			Diameter	1,5	m
			Tinggi	7,5	m
	Kolom Regenerasi (Stripper)	1 Unit	P Top / P Bottom	190 / 200	kPa
			Suhu Operasi	120	°C
			Jumlah Tray	8	
			Diameter	1,5	m
			Tinggi	4	m
	Amine Pump	1 Unit	Daya	185	kW

4.6.4 Hydrocarbon Recovery Unit

Unit ini digunakan untuk memisahkan komponen - komponen yang terdapat dalam produk F-T liquid, menjadi nafta, distilat dan juga *wax*. Unit yang digunakan berupa kolom distilasi. Penentuan spesifikasi unit ini dilakukan dengan bantuan simulator HYSYS. Pada Tabel 4.14 berikut dapat dilihat spesifikasi kolom distilasi yang digunakan.

Tabel 4. 15. Spesifikasi Kolom Distilasi

Tag Number	Alat	Jumlah Unit	Spesifikasi	Nilai	Satuan
	Kolom Distilasi	1 Unit	P Top / P Bottom	135 / 225	kPa
			T Top / T Bottom	136 / 350	°C
			Jumlah Tray	29	
			Diameter	1,5	m
			Tinggi	14,5	m

4.7 Analisis Ekonomi

4.7.1 Total Capital Investment

Tabel 4.16 menunjukkan harga setiap peralatan yang digunakan dalam pabrik GBFT terintegrasi ini, sedangkan pada Tabel 4.17, disajikan investasi total yang dibutuhkan.

Tabel 4. 16. Harga Peralatan (C_{TBM})

Equipment	No. of Unit	Cost/unit (\$)	Cost (\$)
Belt Conveyor	4	50.563	202.255
Roll Mill	4	161.803	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	1	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	30.730.037	30.730.037
<i>Bare module cost for coal gasification plant</i>			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
<i>Bare module cost for FT plant</i>			25.882.877
Total bare module cost (CTBM)			350.447.827

Tabel 4. 17. Hasil Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

C_{TBM}	\$ 350.447.827
C_{site}	\$ 52.567.174
$C_{building}$	\$ 70.089.565
$C_{offsite}$	\$ 17.522.391
Contingency	\$ 52.567.174
Contractor fee	\$ 10.513.434
C_{wc}	\$ 52.567.174
TCI	\$ 606.274.741

Dari Tabel 4.17 terlihat bahwa TCI untuk pabrik F-T adalah US\$ 44 juta dan TCI untuk pabrik gasifikasi adalah US\$ 478 juta. Komponen investasi paling besar berasal dari pabrik gasifikasi, yaitu sekitar 91% dari TCI. Hal ini cukup sesuai dengan literatur bahwa produksi *syngas* (untuk CTL) memiliki komposisi sekitar 80% atau lebih jika termasuk unit purifikasi didalamnya (Sasol reference frame, 2003).

4.7.2 Biaya Operasional Tahunan

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

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

Biaya operasional dihitung dengan perincian sebagai berikut.

4.7.2.1 Biaya Bahan Baku dan Utilitas

Pada Tabel 4.18, disajikan biaya bahan baku dan biaya utilitas.

Tabel 4. 18. Biaya Bahan Baku dan Utilitas.

Bahan Baku & Utilitas	Kebutuhan	Harga per satuan unit	Harga per tahun
Batubara	3.991.680 ton/tahun	\$ 90 / ton	\$ 359.251.200
Air	17.352.335 ton/tahun	\$ 1 / ton	\$ 17.352.335
Oksigen	1.411.905,388 m ³ /tahun	\$ 0.178 / m ³	\$ 225,904,861
Amine	9.846 ton/tahun	\$1.780 / ton	\$ 15.308.000
Utilitas Listrik	11.948.735 kW/tahun	Rp735 / kW	\$ 975.549
Total Biaya Bahan Baku dan Utilitas			\$ 647.001.124

Total biaya bahan baku dan utilitas adalah sebesar \$ **647.001.124**

4.7.2.2 Biaya Tenaga Kerja Langsung

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

- 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*.
- 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 sebulandengan 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 provinsi (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 4.19 sebagai berikut.

Tabel 4. 19. Perincian Upah Tenaga Kerja Langsung

Kualifikasi	Jumlah	Upah per Orang/Bulan	Upah per Orang/Tahun	Total Biaya/Tahun
Operator proses kontrol	12	Rp 2.500.000,00	Rp 30.000.000,00	Rp 360.000.000,00
Operator lapangan	8	Rp 3.000.000,00	Rp 36.000.000,00	Rp 288.000.000,00
Teknisi perawatan	12	Rp 2.500.000,00	Rp 30.000.000,00	Rp 360.000.000,00
Supervisor	4	Rp 3.000.000,00	Rp 36.000.000,00	Rp 144.000.000,00
Total				Rp 1.152.000.000,00

Biaya tenaga kerja langsung variabel adalah 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 $20\% \times \text{Rp } 1.152.000.000,00 = 230.400.000,00$. Maka, total biaya tenaga kerja langung diberikan pada Tabel 4.20 sebagai berikut :

Tabel 4. 20 Total Biaya Tenaga Kerja Langsung

Biaya Tenaga Kerja Langsung	Biaya
Fixed cost	Rp. 1,152,000,000.00
Variable cost	Rp 230.400.000,00
Total	Rp. 1.382.400.000,00

Jadi, total biaya tenaga kerja langsung adalah sebesar Rp 1.382.400.000,00 atau sekitar \$ 153.600,00

4.7.2.3 Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung

Biaya tenaga kerja tidak langsung terdiri atas biaya fixed dan variable.

Perincian biaya kerja tidak langsung dapat dilihat pada Tabel 4.21.

Tabel 4. 21. Perincian Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung

Kualifikasi	Jumlah	Upah per orang/bulan	Upah per orang/tahun	Total Biaya/tahun
Pimpinan Perusahaan				
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
Departemen Produksi				
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
Professional Engineer				
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
Divisi Litbang				
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
Total				2.508.000.000

Jadi total biaya tenaga kerja tidak langsung adalah sekitar \$ 278.666.

4.7.2.4 Biaya Perawatan

Biaya perawatan perlu dianggarkan untuk menjaga proses yang kontinu di pabrik. Biaya ini meliputi biaya pekerja 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**.

4.7.2.5 Biaya Asuransi

Biaya asuransi dari buku Seider sebesar 1 % dari total *bare module cost*, sehingga biaya asuransi sekitar **\$ 3.504.478,2**.

4.7.2.6 Total Production Cost

Total Production Cost merupakan penjumlahan dari = Biaya Bahan Baku Total + Biaya Tenaga Kerja Langsung + Biaya Tenaga Kerja Tak Langsung + Biaya Asuransi + Biaya Perawatan :

$\$ 647.001.124 + \$ 153.600 + \$ 278.666 + \$ 3.504.478 + \$ 35.044.782 =$
\$685.982.652 per tahunnya.

4.7.3 Perhitungan Laba Rugi

Penerimaan per tahun dari pabrik pengolahan air minum dapat dirinci pada Tabel 4.22 sebagai berikut untuk basis perhitungan satu tahun.

Tabel 4. 22. 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>			\$ 922.223.563

Total pendapatan adalah \$ 922.223.563, maka nilai laba rugi dapat dihitung. Laba rugi merupakan selisih antara pendapatan dengan total operasional cost. Karena nilai pendapatan lebih besar, maka pabrik ini memperoleh laba sebesar :
\$ 236,24 juta per tahun.

4.7.4 Peminjaman Modal

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

Untuk mengurangi resiko, maka kita dapat meminjam modal dari bank. Suku bunga pinjaman dari bank sekitar 11%. Peminjaman modal yang diberikan oleh bank untuk biasanya sekitar 65-70% dari TCI. Untuk desain pabrik ini akan dipakai 70% pinjaman modal dari bank dan 30% dari investor. Besar Bunga peminjaman dari investor adalah sekitar 5%.

Tabel 4.23 dan 4.24 menunjukkan skenario peminjaman dan pengembalian terhadap masing-masing komposisi modal yang dipinjam.

Tabel 4. 23. 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

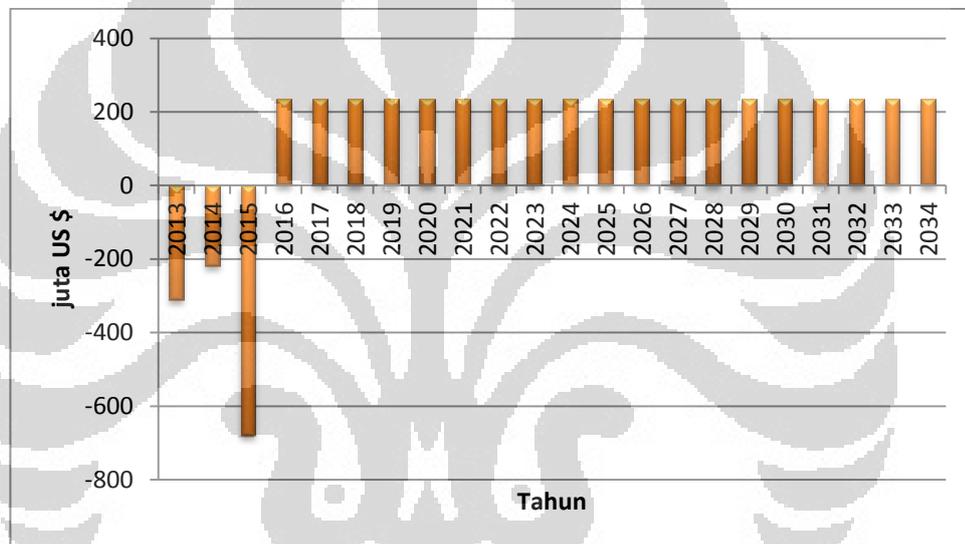
Tabel 4. 24. Skenario peminjaman modal kepada investor.

(\$ 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

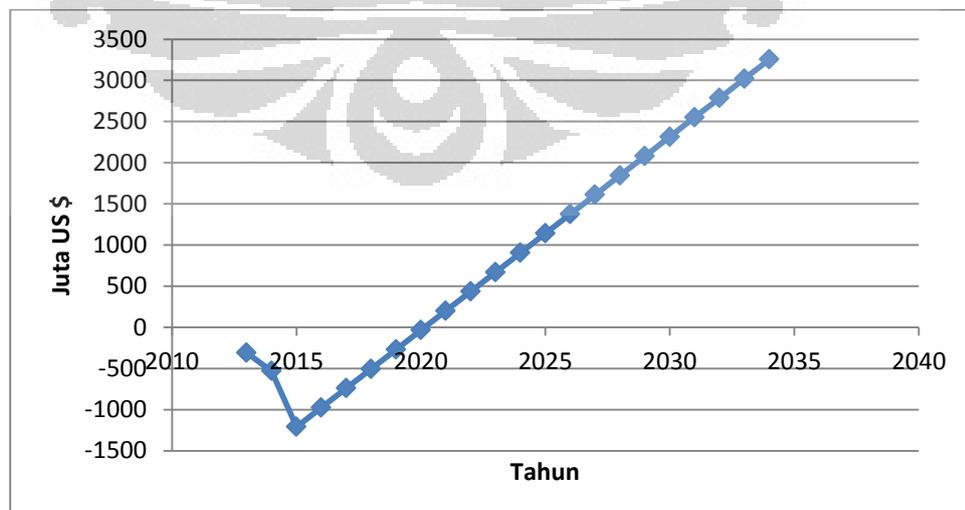
4.7.5 Cash Flow

Cash flow dapat menunjukkan fluktuasi laba yang diperoleh sepanjang umur pabrik melalui pendapatan bersih. Cara perhitungan adalah dengan mengurangi aliran kas masuk dengan aliran kas keluar. Perhitungan aliran kas masuk melibatkan pendapatan sebelum dipotong pajak, depresiasi, dan nilai pendapatan setelah dipotong pajak yang disebut *after tax cash flow* (ATCF). Pendapatan pada pabrik ini adalah pendapatan dari tiga produk yang dihasilkan yaitu nafta, *wax* dan distilat yang ada rinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.22.

Tabel 4.25 menunjukkan perhitungan *cash flow*, dan Gambar 4.8 merupakan grafik *cash flow* dari pabrik ini selama umur pabrik.



Gambar 4. 8. Perubahan *Cash Flow* terhadap waktu



Gambar 4. 9. Perubahan ATCF kumulatif terhadap waktu

Tabel 4. 25. 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)		(4)=(1)+(2)+(3)	(5)	(6)	(7)=(4)-(5)-(6)	(8)=0.05(7)	(9)=(4)-(8)
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 4.8 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 terdapat pengeluaran berupa investasi pendirian pabrik. Sedangkan pada tahun ketiga merupakan pertama kalinya pabrik beroperasi, sehingga terdapat pengeluaran sebesar biaya operasional. Pabrik baru mendapat pemasukan 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.

4.7.6 Analisis Kelayakan Investasi

4.7.6.1 Net Present Value

Untuk mengetahui apakah pabrik ini memberikan keuntungan atau tidak dapat dilihat nilai NPV-nya. 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 4.26.

Tabel 4. 26. Perhitungan NPV Pabrik GBFT terintegrasi

Tahun	ATCF (\$1.000.000)	PW (\$1.000.000)
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
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
NPV		373,37

Dari Tabel 4.26 didapatkan nilai **NPV sekitar \$ 373,37 juta**. Nilai NPV positif ini menunjukkan bahwa pabrik ini cukup layak untuk dijalankan.

4.7.6.2 IRR (*interest rate of return*)

Nilai IRR juga dapat menggambarkan besar keuntungan pabrik. Nilai IRR yang diharapkan adalah lebih besar daripada bunga yang diberikan oleh bank, **IRR pada pabrik ini didapatkan sebesar 15,24%.**

Tingkat IRR adalah bunga yang didapatkan ketika ber-investasi di pabrik yang dimiliki. Berbeda dengan IRR, MARR merupakan tingkat bunga yang didapatkan ketika meng-investasikan uang di bank (Degarmo, 1997). Dalam teori, MARR, yang sering disebut sebagai tingkat tarif haruslah dipilih untuk memaksimalkan kesejahteraan ekonomi suatu organisasi. Dengan berubahnya jumlah modal yang dapat diinvestasikan serta kesempatan-kesempatan yang tersedia sejalan dengan perubahan waktu, MARR juga akan berubah.

Berdasarkan pengertiannya, bila nilai IRR lebih besar daripada MARR, maka pilihan untuk ber-investasi di pabrik lebih dipilih daripada di bank. Pada analisis profitabilitas, suatu pabrik dikatakan memperoleh keuntungan bila nilai IRR lebih besar daripada nilai MARR. Berdasarkan perhitungan, didapatkan nilai IRR sebesar 15,24%. Nilai ini (IRR) lebih besar daripada nilai MARR sebesar 4,24%. Hal ini sesuai dengan harapan bahwa jika nilai $IRR > MARR$, maka alternative / rencana tersebut dapat diterima (Timmerhaus, 1990), walaupun selisihnya hanya sedikit terhadap MARR. Karena nilai IRR lebih besar daripada MARR pada perhitungan keekonomian pabrik GBFT ini, maka investasi dapat dilakukan pada pabrik ini untuk mendapatkan keuntungan (profit).

4.7.6.3 Payback Period

Payback period adalah waktu yang diperlukan untuk *mencapai Net Present Value* bernilai 0. Untuk mendapatkan *payback period* ini dihitung dengan mencari nilai NPV setiap tahunnya, seperti tertera pada Tabel 4.27.

Tabel 4. 27. Perhitungan *payback period*

tahun	dalam juta dollar		
	ATCF	PW	NPV
0	(825,70)	(825,70)	(825,70)
1	(656,42)	(591,37)	(1.417,07)
2	253,62	205,85	(1.211,22)
3	253,49	185,35	(1.025,87)
4	253,34	166,88	(858,99)
5	253,18	150,25	(708,74)
6	252,99	135,26	(573,48)
7	252,79	121,76	(451,72)
8	252,57	109,59	(342,12)
9	252,32	98,64	(243,49)
10	252,04	88,76	(154,73)
11	251,73	79,87	(74,86)
12	251,73	71,95	(2,90)
13	251,73	64,82	61,92
14	251,73	58,40	120,32
15	251,73	52,61	172,94
16	251,73	47,40	220,33
17	251,53	42,67	263,00
18	251,53	38,44	301,44
19	251,53	34,63	336,07
20	251,53	31,20	367,27

Dari Tabel 4.27 terlihat bahwa *payback periode* terjadi pada tahun antara 12 – 13, artinya *payback periodenya* membutuhkan waktu sekitar **12 tahun lebih**. Dengan umur manfaat pabrik selama 20 tahun, maka pabrik akan mendapatkan untung bersih, yaitu setelah pengembalian modal, selama 8 tahun.

4.7.6.4 Break Event Point (BEP)

Break Event Point adalah titik di saat pengeluaran akan sama dengan pemasukan pabrik. Dihitung dengan melihat *direct production cost* dan *indirect production cost* dan *income* penjualannya. BEP dapat dilihat pada data ATCF kumulatif ketika bernilai nol, seperti tertera pada Tabel 4.28.

Tabel 4. 28. Perhitungan BEP

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

Dari Tabel 4.28 dapat dilihat bahwa BEP tercapai pada tahun ke 6 sampai 7.

$$\frac{n-5}{6-5} = \frac{0 - (-166,03)}{86,96 - (-166,03)} = 6,7 \text{ tahun} \quad (4.1)$$

BEP dicapai dalam waktu **6,7 tahun**, atau pada saat kapasitas **9.010 m³**.

4.7.7 Analisis Sensitivitas

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

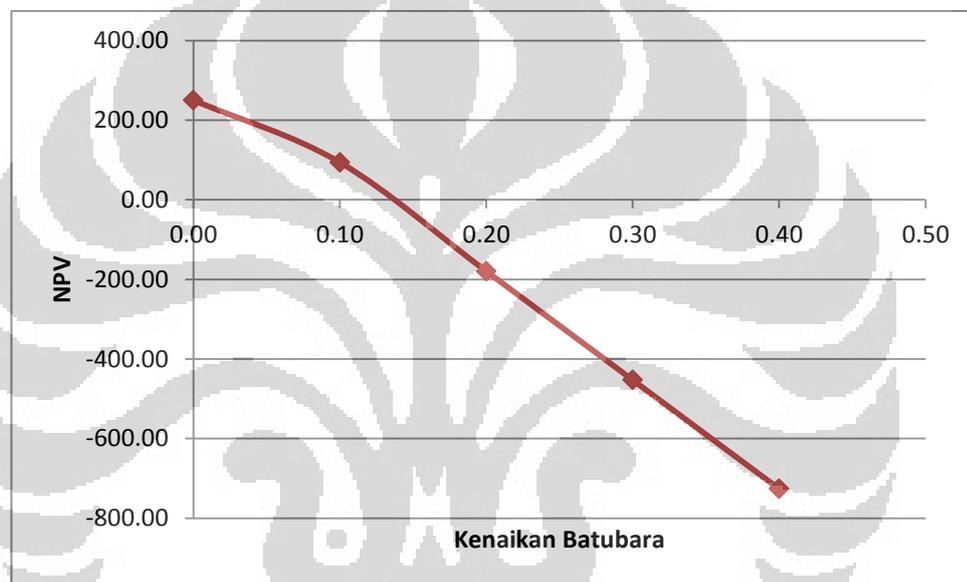
4.7.7.1 Pengaruh harga bahan baku

Harga bahan baku pabrik ini yang paling dominan adalah batubara. Sehingga yang akan dilihat adalah sensitivitas harga produk akibat perubahan 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 masih mungkin terjadi selama pabrik beroperasi.

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

Tabel 4. 29. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga batubara

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



Gambar 4. 10. Pengaruh Kenaikan Harga Batubara terhadap NPV

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%. 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.

4.7.7.2 Pengaruh harga jual produk utama

Sama seperti pengaruh harga bahan baku, sensitivitas terhadap harga jual produk terutama distilat juga perlu dipertimbangkan. Pada Gambar 4.11 terlihat perubahan harga jual produk terhadap perubahan IRR.

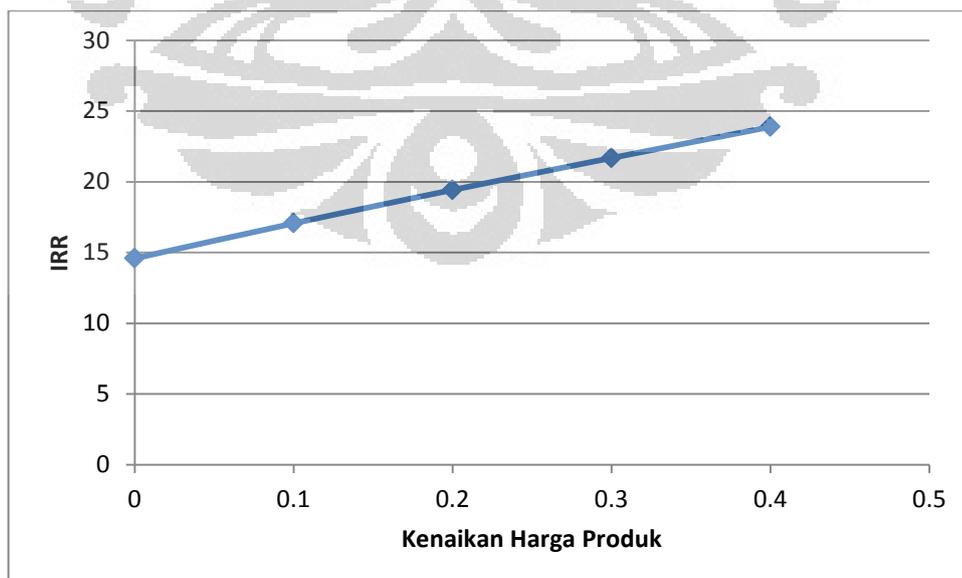
Dalam analisis ini akan dilakukan dilihat pengaruh fluktuasi harga jual produk hingga 40%.

Tabel 4. 30. Sensitivitas NPV dan IRR terhadap harga jual produk

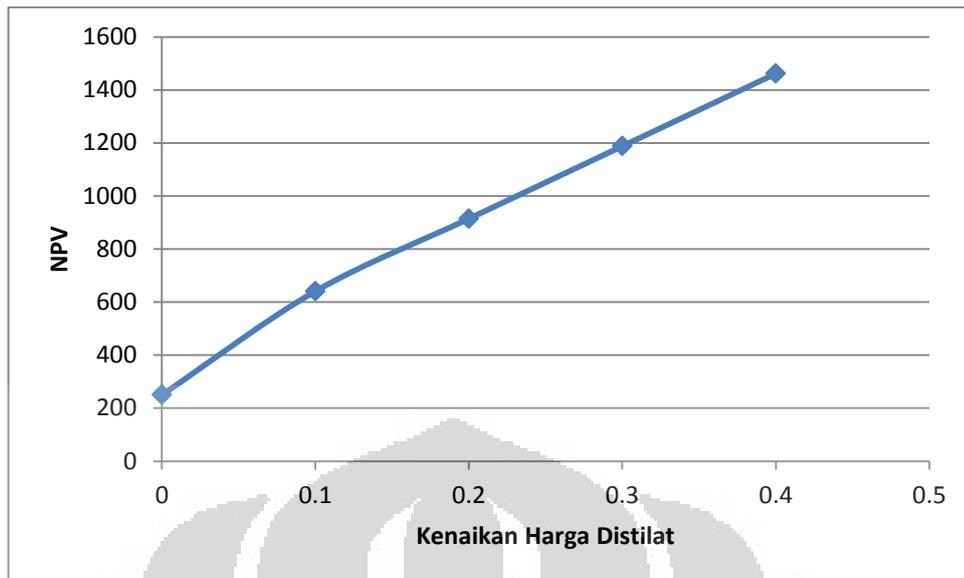
Kenaikan	IRR (%)	NPV (\$ 1.000.000)
0	14,58	250,01
10%	17,06	640,81
20%	19,42	914,34
30%	21,68	1.187,88
40%	23,88	1.461,42

Dari Tabel 4.30 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. Setiap kenaikan harga produk juga akan meningkatkan nilai IRR secara linear, sehingga dengan nilai MARR yang tetap, selisih IRR dengan MARR akan semakin besar, yang membuat investasi terhadap pabrik ini akan semakin menguntungkan.

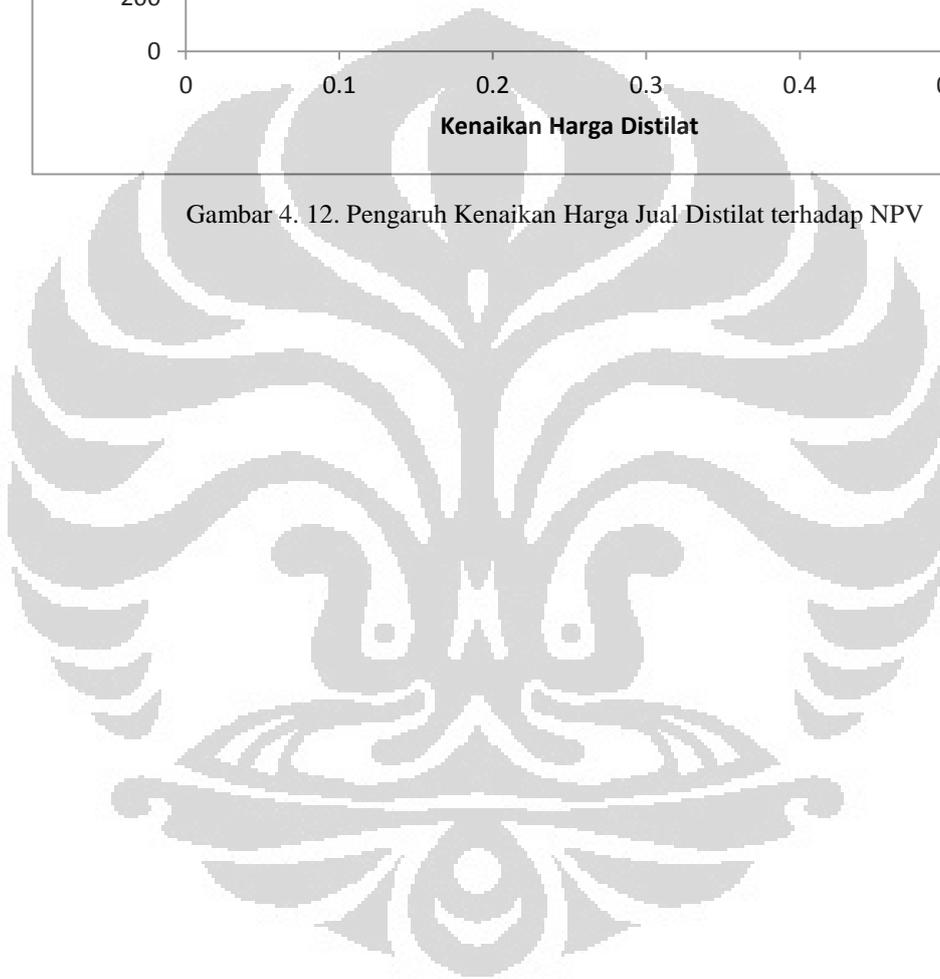
Berdasarkan analisis ini dapat ditarik kesimpulan bahwa investasi pabrik ini sangat sensitif terhadap harga jual produk utama.



Gambar 4. 11. Pengaruh Kenaikan Harga Jual Distilat terhadap IRR



Gambar 4. 12. Pengaruh Kenaikan Harga Jual Distilat terhadap NPV



BAB 5

KESIMPULAN

Berdasarkan pembahasan hasil perancangan pabrik bahan bakar sintetik melalui sintesis Fischer - Tropsch berbahan baku gas sintesis dari gasifikasi batubara yang telah dilakukan, diperoleh kesimpulan dan saran sebagai berikut.

5.1 Kesimpulan

1. Kapasitas produksi gas sintesis (*syngas*) sebesar 16.111 ton/hari. Dengan *syngas* tersebut, dihasilkan bahan bakar sintetik melalui proses Fischer-Tropsch, dengan kapasitas total 37.689 barrel/hari. Kapasitas produksi untuk distilat sendiri sebesar 13.428 barrel/hari.
2. Dari perhitungan neraca massa dan energi, diperoleh laju kebutuhan batubara sebesar 13.378 ton/hari. Kebutuhan tersebut dapat dipenuhi karena produksi batubara di Kalimantan Timur sebesar 254 ribu ton/hari.
3. Lokasi yang tepat untuk pabrik ini adalah di daerah Kalimantan Timur dengan mempertimbangkan aspek teknis berupa ketersediaan bahan baku batubara yang mencapai 4 miliar ton, dengan produksi batubara sebesar 254ribu ton/hari.
4. Dari perhitungan ekonomi didapatkan TCI untuk pembangunan pabrik GBFT ini sekitar \$ 606 juta (Rp 5,4 triliun), NPV sebesar \$ 373,37 juta (Rp 3,3 triliun), IRR sebesar 15,24%, dan payback periode selama kurang lebih 12 tahun.
5. Berdasarkan studi yang telah dilakukan, maka pabrik gasifikasi batubara dan Fischer - Tropsch terintegrasi ini layak untuk diimplementasikan.

5.2 Saran

1. Untuk memperkecil penggunaan energi, maka perlu dilakukan *Heat Exchanger Network* (HEN), sehingga menurunkan biaya operasional.
2. Perlu dilakukan analisis safety terhadap pekerja dan juga lingkungan agar pabrik layak dan aman untuk beroperasi.

DAFTAR REFERENSI

- Bertocini, F., dkk. (2009). Unraveling Molecular Composition of Products from Cobalt Catalysed Fischer - Tropsch Reaction by Comprehensive Gas Chromatography. *Oil & Gas Science and Technology*, vol 64, no. 1, 79 - 90.
- Erik, Lars Oi. (2007). Aspen HYSYS Simulation of CO₂ Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant. Norway : Telemark University College. 73 - 81.
- Fogler, H. Scott. (2006). *Elements of Chemical Reaction Engineering*, United States of America : Prentice Hall.
- Fox, J. M. dkk. (1990). The Slurry Phase Fischer-Tropsch Reactor. Pittsburgh : Bechtel Group, Inc., no. 20586, 317 - 342.
- Gribik, Anastasia, dkk. (2008). Kinetic Modelling of a Fischer – Tropsch Reaction Over a Cobalt Catalyst in a *Slurry* Bubble Column Reactor for Incorporation into a Computational Multiphase Dynamics Model. US Department of Energy National Laboratory.
- H. Davis, Burtron. (2007). Fischer – Tropsch Synthesis : Comparisons of Performance of Iron and Cobalt Catalyst. *Ind. Eng. Chem. Res*, no. 46, 8938 – 8945.
- Iglesia, E., dkk. (1992). Selective Fixed-Bed Fischer-Tropsch Synthesis with High Surface Area Cu and K Promoted Iron / Manganese Spinels. U.S. Patent 5118715.
- Gerard, P. van der Laan, Antonie A. C. M. Beenackers. (1999). Kinetics and Selectivity of the Fischer-Tropsch synthesis: a Literature Review, *Catalysis Reviews*, vol. 41, no. 3-4, pp. 255–318.
- Kent, R.L., Eisenberg, B. (1976). Better Data for Amine Treating, *Hydrocarbon Processing*. vol 55, no.2, 87-90.

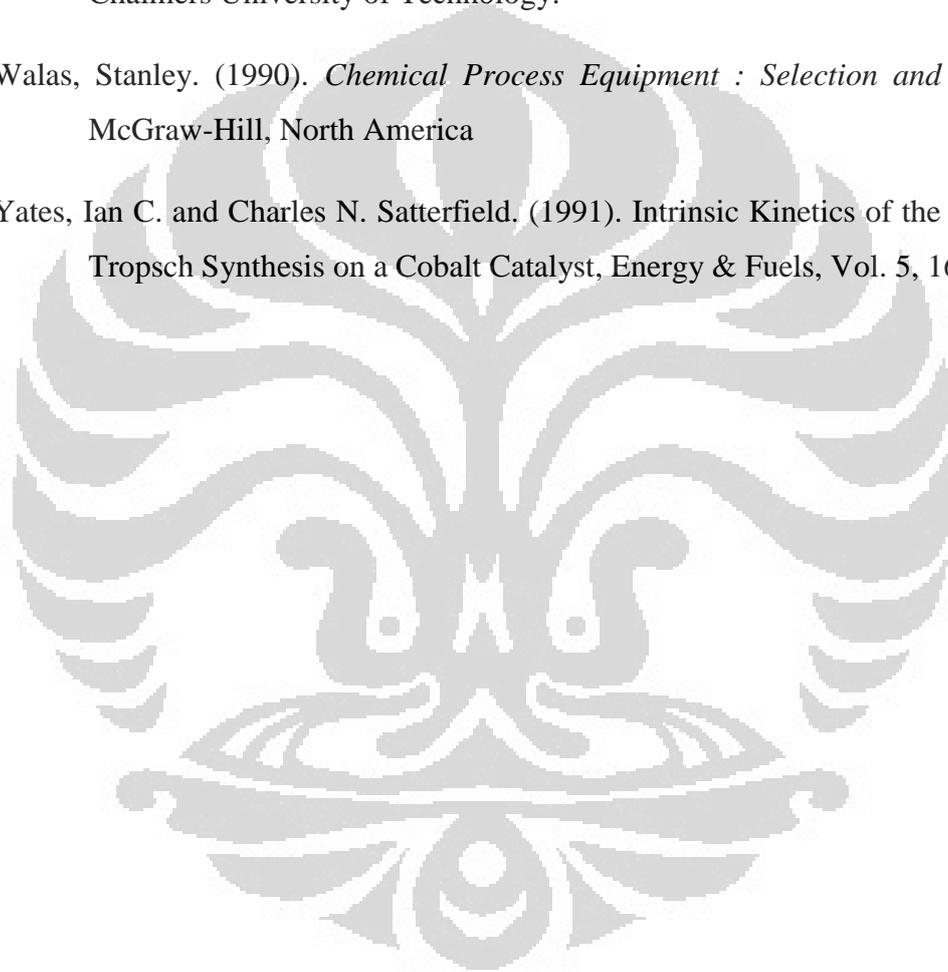
Perry, Robert H. and Don W. Green. (2007). *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6th Edition*. New York : McGraw-Hill.

Sinnot, R.K & Towler, Gavin. (2005). *Chemical Engineering Design*, Elsevier. United State of America.

Tristantini, Dewi. (2006). *Fischer-Tropsch Synthesis from Bio-Syngas Models Over Cobalt and Cobalt-Iron Alumina Supported Catalysts*. Sweden : Chalmers University of Technology.

Walas, Stanley. (1990). *Chemical Process Equipment : Selection and Design*, McGraw-Hill, North America

Yates, Ian C. and Charles N. Satterfield. (1991). Intrinsic Kinetics of the Fischer-Tropsch Synthesis on a Cobalt Catalyst, *Energy & Fuels*, Vol. 5, 168-173.



LAMPIRAN

LAMPIRAN A - SPESIFIKASI PERALATAN

Tag Number	E-101			
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger			
Fungsi	Menukarkan panas aliran panas <i>top product</i> aliran dingin <i>cooling water</i> .			
Kondisi operasi				
Unit Data	Shell Side		Tube Side	
Fluid	Gas		Liquid	
	in	out	in	out
Mass Flow (kg/s)	150,17	150,17	170,97	170,97
Temperatur (K)	523	353	303	373
Material	SA -316		SA -316	
Spesifikasi Heat Exchanger				
Jenis aliran	Counter Current			
Heat transferred (kJ/s)	51618,29		Heat transfer area (m²)	1890
Tube				
D out Tube (m)	0,05		panjang tube (m)	6
D in Tube (m)	0,045		jumlah tube	2509
Shell				
D shell (m)	2,94			

LAMPIRAN A - SPESIFIKASI PERALATAN (lanjutan 1)

Tag Number	E-201			
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger			
Fungsi	Menukarkan panas aliran dingin Rich MEA dengan aliran dingin Lean MEA.			
Kondisi operasi				
Unit Data	Shell Side		Tube Side	
Fluid	Liquid		Liquid	
	in	out	in	out
Mass Flow (kg/s)	492,56	492,56	360,83	360,83
Temperatur (K)	393	383	363	377
Material	SA -316		SA -316	
Spesifikasi Heat Exchanger				
Jenis aliran	Counter Current			
Heat transferred (kJ/s)	19761		Heat transfer area (m ²)	3731
Tube				
D out Tube (m)	0,05		panjang tube (m)	7
D in Tube (m)	0,045		jumlah tube	4244
Shell				
D shell (m)	3,82			

LAMPIRAN A - SPESIFIKASI PERALATAN (lanjutan 2)

Tag Number	E-301			
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger			
Fungsi	Menukarkan panas aliran dingin feed distilat dengan aliran panas steam.			
Kondisi operasi				
Unit Data	Shell Side		Tube Side	
Fluid	Liquid		Liquid	
	in	out	in	out
Mass Flow (kg/s)	177,54	177,54	36,31	36,31
Temperatur (K)	673	643	523	623
Material	SA -316		SA -316	
Spesifikasi Heat Exchanger				
Jenis aliran	Counter Current			
Heat transferred (kJ/s)	11073		Heat transfer area (m ²)	461,63
Tube				
D out Tube (m)	0,05		panjang tube (m)	4
D in Tube (m)	0,045		jumlah tube	919
Shell				
D shell (m)	1,78			

LAMPIRAN B - MENENTUKAN VOLUME REAKTOR

Beberapa tahap dalam menentukan volume reaktor *slurry* :

- Menentukan data kinetik reaksi

Data kinetik reaksi diperoleh dari jurnal *Kinetic Modelling of a Fischer – Tropsch Reaction Over a Cobalt Catalyst in a Slurry Bubble Column Reactor for Incorporation into a Computational Multiphase Dynamics Model* (Gribik, 2008)

$$-R_{CO} = \frac{aC_{CO,L}C_{H_2,L}}{(1 + bC_{CO,L})^2}$$

$$-R_{H_2} = 2(-R_{CO})$$

$$R_{H_2O} = -(-R_{CO})$$

$$R_{-(CH_2)-} = -(-R_{CO})$$

dengan a adalah konstanta kinetik dan b adalah koefisien adsorpsi.

$$a = 8,852 \times 10^{-13} \exp \left[4494,41 \left(\frac{1}{493,15} - \frac{1}{T} \right) \right] (RT)^2 \frac{m^6}{kg_{cat} s mol}$$

$$b = 2,226 \times 10^{-5} \exp \left[-8236,15 \left(\frac{1}{493,15} - \frac{1}{T} \right) \right] RT \frac{m^3}{mol}$$

Dengan memasukkan nilai T, yaitu suhu kondisi operasi reaktor *slurry*, pada persamaan di atas, maka dapat diperoleh nilai a dan b, kemudian diperoleh pula nilai $-R_{CO}$.

- Menggunakan data kinetik untuk menentukan volume reaktor

Dengan asumsi setiap reaktan tercampur sempurna dalam reaktor *slurry*, maka persamaan desain CSTR dapat digunakan. (Fogler, 2008)

$$V = \frac{F_{A0}X}{-r_A}$$

Dengan memasukkan besarnya laju alir molar (F_{A0}) dan menentukan besarnya konversi yang diharapkan (X), serta memasukkan nilai $-R_{CO}$, maka volume reaktor dapat diketahui.

LAMPIRAN C - CONTOH SIMULASI HYSYS

Berikut ini adalah contoh simulasi yang dilakukan dengan HYSYS untuk *CO₂ Removal Unit*.

