

PRA RENCANA PABRIK

**BBG DARI BATUBARA DENGAN PROSES LIQUEFACTION
KAPASITAS PRODUKSI 133.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR FISCHER-TROPSCH**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

ANTONIO GOMES

0714007



**MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2012**

LEMBAR PERSetujuan

PRA RENCANA PABRIK

KARANTAS PRODUK 13.000 TON/TAHUN
BRO DARI BAHAN BAKAR DENGAN PROSES DISTILLATION

REAKTOR FISHEM-TROSSON
PERANCANGAN ALAT UJIAN

SKRIPSI

Di buat sebagai syarat kelulusan
di Jurusan Pada Tanggal 2013 (2-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :

Andi Ganes 0714007

Malang 9 Februari 2013

Mengetahui
Dosen Pembimbing

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia


Prof. Dr. H. Tri Respowati, M.T.
NIP. 19280802191032001


Jimmy S.T.M.T.
NIP. 199000330

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**BBG DARI BATUBARA DENGAN PROSES *LIQUEFACTION*
KAPASITAS PRODUKSI 133.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR FISCHER-TROPSCH**

SKRIPSI

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

Antonio Gomes 0714007

Malang, 9 Februari 2012

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing I**



Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT.
NIP. 195808021991032001

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing II**



Rini Kartika Dewi, ST. MT
NIP. Y. 1030100370

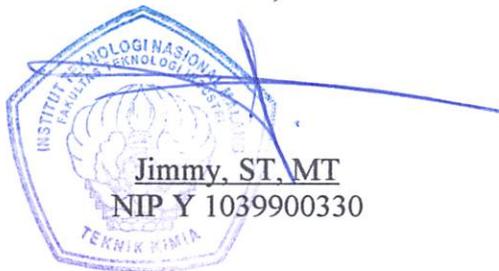
**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : ANTONIO GOMES
NIM : 0714007
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
JudulSkripsi : PRA RENCANA PABRIK BBG DARI BATUBARA
DENGAN PROSES *LIQUEFACTION*

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

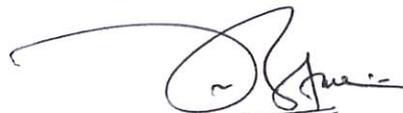
Hari : Kamis
Tanggal : 9 Februari 2012
Nilai : B+

Ketua,



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

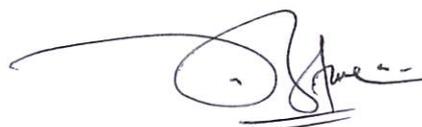
Sekretaris,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

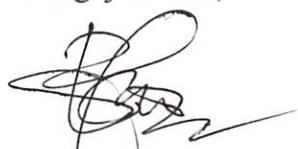
Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

Penguji Kedua,



Elvianto Dwi Daryono, ST, MT
NIP P 1030000351

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan Nikmat dan Hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Skripsi yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik BBG Dari Batubara Dengan Proses *Liquefaction*”**.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.

Atas terselesaikannya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparnodjiwo, MT selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT. selaku Dekan FTI ITN Malang
3. Bapak Jimmy, ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang
4. Ibu Prof.Dr.Ir. Tri Poespowati, MT dan Ibu MT.Rini Kartika Dewi, ST, MT Selaku dosen Pembimbing.
5. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
6. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu-persatu, yang telah membantu terselesaikannya Skripsi ini.

Penyusun mengharapkan agar Skripsi ini dapat berguna. Baik buat penyusun pribadi maupun bagi seluruh mahasiswa Teknik Kimia.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari sempurna sehingga kritik dan saran yang sifatnya membangun sangat diharapkan.

Malang, Februari 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN.....	i
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI.....	ii
PERNYATAAN KEASLIAN.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR TABEL.....	viii
ABSTRAKSI.....	ix
BAB I PENDAHULUAN.....	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	II – 1
BAB III NERACA MASSA.....	III – 1
BAB IV NERACA PANAS.....	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN.....	V – 1
BAB VI PERENCANAAN ALAT UTAMA.....	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	VII – 1
BAB VIII UTILITAS.....	VIII-1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	IX – 1
BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI.....	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN DAN SARAN.....	XII - 1
DAFTAR PUSTAKA.....	1

APPENDIKS

A. PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	A - 1
B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	B - 1
C. SPESIFIKASI ALAT	C - 1
D. UTILITAS	D - 1
E. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	E - 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Proses Direct Liquefaction (Likuifikasi Langsung).....	II –1
Gambar 2.2	Proses Indirect Liquefaction (Likuifikasi Tak Langsung).....	II – 3
Gambar 9.1	Peta Lokasi Pabrik	IX – 2
Gambar 9.2	Tata Letak Pabrik BBG.....	IX – 5
Gambar 9.3	Tata Letak Peralatan Pabrik.....	IX – 7
Gambar 10.1	Struktur Organisasi Pabrik BBG	X – 9
Gambar 11.1	Break Even Point Pra Rencana Pabrik BBG	XI – 6

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Sumber daya dan cadangan batubara.....	I – 4
Tabel 1.2	Sumber daya batubara berdasarkan kualitas.....	I – 4
Tabel 1.3.1	Nilai kalor batubara	I – 8
Tabel 1.3.2.1	Sifat-sifat fisik dan kimia berbagai bahan bakar gas	I – 10
Tabel 1.4.1	Data ekspor, impor dan konsumsi dan produksi.....	I – 10
Tabel 2.2.1	Perbandingan proses	II – 5
Tabel 7.1	Alat-alat kontrol yang dipakai pada setiap peralatan.....	VII – 4
Tabel 7.2	Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik BBG.....	VII – 8
Tabel 10.1	Jadwal Kerja Karyawan Pabrik.....	X – 15
Tabel E.1	Tabel Indeks Harga Alat	E – 1
Tabel E.4	Daftar Gaji Pegawai.....	E – 7



ABSTRAKSI

BBG merupakan bahan bakar gas yang terdiri dari C₃H₈ dan C₄H₁₀. BBG biasanya digunakan dalam perindustrian maupun dalam rumah tangga. Salah satu bahan baku yang digunakan adalah batubara dengan proses liquefaction yaitu mereaksikan CO dengan H₂ dengan bantuan katalis kobalt (Co).

Pabrik BBG ini direncanakan didirikan di daerah Tabalong, Kalimantan Selatan, pada tahun 2013 dengan kapasitas pabrik 133.000 ton/tahun. Bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staff. Dari hasil perhitungan ekonomi didapat BEP = 59,52 %; POT = 2,8 tahun; ROI AT = 25,77%; IRR = 20.763 %; Dengan berpedoman bahwa bunga bank yang berlaku sebesar 13 % dan dengan melihat prosentase ROI dan IRR lebih tinggi daripada bunga bank, maka Pra Rencana Pabrik BBG dari Batubara dengan Proses Liquefaction ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : BBG, Batubara, Liquefaction.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Batubara adalah salah satu bahan bakar fosil. Pengertian umumnya adalah batuan sedimen yang dapat terbakar, terbentuk dari endapan organik, utamanya adalah sisa-sisa tumbuhan dan terbentuk melalui proses pembatubaraan. Unsur-unsur utamanya terdiri dari karbon, hidrogen dan oksigen. Batu bara juga adalah batuan organik yang memiliki sifat-sifat fisika dan kimia yang kompleks yang dapat ditemui dalam berbagai bentuk. Analisa unsur memberikan rumus formula empiris seperti $C_{137}H_{97}O_9NS$ untuk bituminus dan $C_{240}H_{90}O_4NS$ untuk antrasit.

Pembentukan batubara memerlukan kondisi-kondisi tertentu dan hanya terjadi pada era-era tertentu sepanjang sejarah geologi. Zaman Karbon, kira-kira 340 juta tahun yang lalu (jtl), adalah masa pembentukan batu bara yang paling produktif dimana hampir seluruh deposit batu bara (*black coal*) yang ekonomis di belahan bumi bagian utara terbentuk.

Hampir seluruh pembentuk batubara berasal dari tumbuhan. Jenis-jenis tumbuhan pembentuk batu bara dan umurnya menurut Diessel (1981) adalah sebagai berikut:

- Alga, dari Zaman Pre-kambrium hingga Ordovisium dan bersel tunggal. Sangat sedikit endapan batu bara dari perioda ini.
- Silofita, dari Zaman Silur hingga Devon Tengah, merupakan turunan dari alga. Sedikit endapan batu bara dari perioda ini.
- Pteridofita, umur Devon Atas hingga Karbon Atas. Materi utama pembentuk batu bara berumur Karbon di Eropa dan Amerika Utara. Tetumbuhan tanpa bunga dan biji, berkembang biak dengan spora dan tumbuh di iklim hangat.
- Gimnospermae, kurun waktu mulai dari Zaman Permian hingga Kapur Tengah. Tumbuhan heteroseksual, biji terbungkus dalam buah, semisal pinus, mengandung kadar getah (resin) tinggi. Jenis Pteridospermae seperti

gangamopteris dan glossopteris adalah penyusun utama batu bara Permian seperti di Australia, India dan Afrika.

- Angiospermae, dari Zaman Kapur Atas hingga kini. Jenis tumbuhan modern, buah yang menutupi biji, jantan dan betina dalam satu bunga, kurang bergetah dibanding gimnospermae sehingga, secara umum, kurang dapat terawetkan.

Berdasarkan tingkat proses pembentukannya yang dikontrol oleh tekanan, panas dan waktu, batu bara umumnya dibagi dalam lima kelas: antrasit, bituminus, sub-bituminus, lignit dan gambut.

- Antrasit adalah kelas batu bara tertinggi, dengan warna hitam berkilauan (*luster*) metalik, mengandung antara 86% - 98% unsur karbon (C) dengan kadar air kurang dari 8%.
- Bituminus mengandung 68 - 86% unsur karbon (C) dan berkadar air 8-10% dari beratnya. Kelas batu bara yang paling banyak ditambang di Australia.
- Sub-bituminus mengandung sedikit karbon dan banyak air, dan oleh karenanya menjadi sumber panas yang kurang efisien dibandingkan dengan bituminus.
- Lignit atau batu bara coklat adalah batu bara yang sangat lunak yang mengandung air 35-75% dari beratnya.
- Gambut, berpori dan memiliki kadar air di atas 75% serta nilai kalori yang paling rendah.

Proses perubahan sisa-sisa tanaman menjadi gambut hingga batu bara disebut dengan istilah pembatu baraan (*coalification*). Secara ringkas ada 2 tahap proses yang terjadi, yakni:

- Tahap Diagenetik atau Biokimia, dimulai pada saat material tanaman terdeposisi hingga lignit terbentuk. Agen utama yang berperan dalam proses perubahan ini adalah kadar air, tingkat oksidasi dan gangguan biologis yang dapat menyebabkan proses pembusukan (dekomposisi) dan kompaksi material organik serta membentuk gambut.

- Tahap Malihan atau Geokimia, meliputi proses perubahan dari lignit menjadi bituminus dan akhirnya antrasit.

Cadangan batu bara dunia

Pada tahun 1996 diestimasikan terdapat sekitar satu exagram (1×10^{15} kg atau 1 trilyun ton) total batu bara yang dapat ditambang menggunakan teknologi tambang saat ini, diperkirakan setengahnya merupakan batu bara keras. Nilai energi dari semua batu bara dunia adalah 290 zettajoules. Dengan konsumsi global saat ini adalah 15 terawatt, terdapat cukup batu bara untuk menyediakan energi bagi seluruh dunia untuk 600 tahun.

British Petroleum, pada Laporan Tahunan 2006, memperkirakan pada akhir 2005, terdapat 909.064 juta ton cadangan batu bara dunia yang terbukti ($9,236 \times 10^{14}$ kg), atau cukup untuk 155 tahun (cadangan ke rasio produksi). Angka ini hanya cadangan yang diklasifikasikan terbukti, program bor eksplorasi oleh perusahaan tambang, terutama sekali daerah yang di bawah eksplorasi, terus memberikan cadangan baru.

Departemen Energi Amerika Serikat memperkirakan cadangan batu bara di Amerika Serikat sekitar 1.081.279 juta ton ($9,81 \times 10^{14}$ kg), yang setara dengan 4.786 BBOE (billion barrels of oil equivalent).

Sedangkan cadangan batubara Indonesia dihitung berdasarkan eksplorasi yang terus dilakukan, sehingga angkanya pun terus membesar seiring dengan ditemukannya lapisan – lapisan baru batubara. Tabel 1.1 menampilkan sumber daya batubara Indonesia, sedangkan tabel 1.2 menunjukkan sumber daya batubara berdasarkan kualitasnya. Meskipun total sumber daya batubara Indonesia mencapai 104,7 miliar ton, tapi cadangan yang bisa ditambang hanya sekitar 1/5nya saja, yaitu sebesar 21,1 miliar ton. Jumlah ini dipastikan akan bertambah seiring dengan eksplorasi yang terus berlangsung. Dilihat dari wilayah, maka hampir seluruh cadangan batubara Indonesia terdapat di Sumatera (50,06%) dan Kalimantan (49,56%), sedangkan sebagian kecil terdapat di Jawa, Sulawesi, dan Papua. Batubaranya pun hampir semuanya berjenis batubara uap, dengan karakteristik kadar abu dan sulfur yang rendah. Dari cadangan yang ada, diketahui bahwa jumlah untuk tipe bituminus dan sub-bituminus sebesar kurang lebih 40%,

sedangkan sebagian besar sisanya adalah lignit (dalam tabel 1.2 merujuk ke sebagian batubara berkualitas sedang dan rendah). Antrasit juga diproduksi meskipun dalam jumlah yang sangat sedikit. Di Kalimantan bagian tengah juga diketahui terdapat batubara kokas sehingga pembangunan tambang di sana berlangsung dengan pesat dalam beberapa tahun belakangan ini.

Tabel 1.1. Sumber daya & cadangan batubara

(Juta Ton)

	Measured	Indicated	Inferred	Hypothetical	Total	%
Jawa	5,47	6,65	0	2,09	14,21	0,01
Sumatra	20.153,72	13.949,29	10.634,37	7.699,18	52.436,56	50,06
Kalimantan	14.371,72	17.977,78	5.070,61	14.497,21	51.917,41	49,56
Sulawesi	0	146,92	33,09	53,09	233,10	0,22
Maluku	0	2,13	0	0	2,13	0
Papua	89,4	64,02	0	0	153,42	0,15
Total	22.251,57	15.738,07	34.146,79	34.620,4	104.756,8	100

Sumber : Dit. Pengusahaan Minerbapaburn 2009

Cadangan

Total	21.100,00
--------------	-----------

Tabel 1.2. Sumber daya batubara berdasarkan kualitas

(Juta Ton)

Kualitas		Cadangan	%
Low rank	<5100 kal	21.183,04	20,22
Middle rank	5100-6100	69.551	66,39
high rank	6100-7100	13.021,49	12,43
Highest rank	>7100	1.001,65	0,96
Total		104.756,83	100

Sumber : Dit. Pengusahaan Minerbapaburn 2009

1.2 PERKEMBANGAN INDUSTRI BATUBARA DI INDONESIA

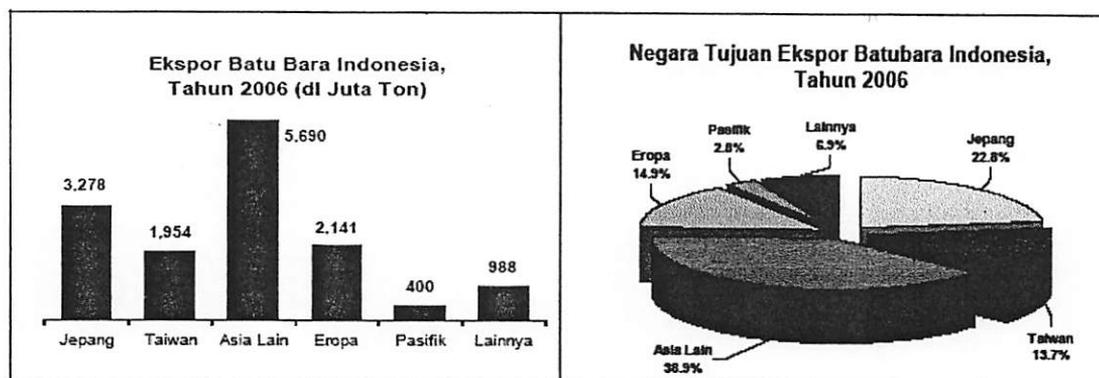
Dalam beberapa tahun terakhir, batubara telah memainkan peran yang cukup penting bagi perekonomian Indonesia. Sektor ini memberikan sumbangan yang cukup besar terhadap penerimaan negara yang jumlahnya meningkat setiap tahun. Pada 2004 misalnya, penerimaan negara dari sektor batubara ini mencapai Rp 2,57 triliun, pada 2007 telah meningkat menjadi Rp 8,7 triliun, dan diperkirakan mencapai Rp 10,2 triliun pada 2008 dan lebih dari Rp 20 triliun pada

2009. Sementara itu, perannya sebagai sumber energi pembangkit juga semakin besar. Saat ini sekitar 71,1% dari konsumsi batubara domestik diserap oleh pembangkit listrik, 17% untuk industri semen dan 10,1% untuk industri tekstil dan kertas.

Produksi batubara Indonesia mencapai 215 juta ton pada 2008, meningkat 90,3% dibanding 2003. Peningkatan produksi 2008 didorong oleh meningkatnya impor batubara oleh China menjadi 3 kali lipat atau 14,5 juta ton pasca pemangkasan impor batubara dari Australia sebanyak 34% karena aturan pengiriman barang dengan kapal angkut yang lebih ketat. Sebagian besar produksi batubara Indonesia diekspor ke luar negeri. Pada 2007, dari total produksi 215 juta ton, hanya 45,3 juta ton (21%) yang dikonsumsi di dalam negeri, sedangkan 171 juta ton (79%) diekspor ke berbagai negara terutama Jepang, Taiwan dan China.

Indonesia memiliki peran yang penting sebagai pemasok batubara dunia. Menurut *World Coal Institute*, sejak 2004 Indonesia telah menjadi eksportir batubara kedua terbesar setelah Australia dengan kontribusi 26% terhadap total ekspor pada 2007, dan merupakan eksportir batubara *thermal* (ketel uap) terbesar dunia dengan total ekspor 171 juta ton pada 2007. Ekspor batubara Indonesia ditujukan ke berbagai negara khususnya negara-negara di Asia seperti Jepang, China, Taiwan, India, Korea Selatan, Hongkong, Malaysia, Thailand dan Filipina. Negara tujuan ekspor lainnya adalah Eropa seperti Belanda, Jerman dan Inggris, serta negara-negara di Amerika. Importir terbesar batubara Indonesia adalah Jepang (22,8%), dan Taiwan (13,7%). Berikutnya adalah India dan Korea Selatan yang diperkirakan mencapai 28%.

Indonesia memiliki perjanjian kerjasama *Economic Partnership Agreement* (EPA) Indonesia-Jepang yang memuat kerjasama untuk meningkatkan permintaan batubara dari Indonesia ke Jepang. Ini disebabkan China sebagai pemasok Jepang yang utama telah membatasi ekspor batubaranya menyusul pembatasan ekspor batubara China untuk melakukan pembangunan infrastruktur di dalam negeri.



(Sumber: Departemen Energi dan Sumberdaya Mineral (ESDM)

Menurut catatan Direktorat Energi dan Sumberdaya Mineral (ESDM) Indonesia, hingga 2003 tercatat 251 perusahaan yang melaksanakan penambangan batubara di Indonesia, dimana 71,7% (216 perusahaan) diantaranya merupakan perusahaan swasta nasional dan sisanya perusahaan asing. Meskipun demikian sekitar 85% dari produksi batubara dihasilkan oleh 9 perusahaan besar di antaranya Bumi Resources, Adaro, Kideco Jaya Agung, Berau Coal, Indominco Mandiri, dan PT Bukit Asam. Berdasarkan data tahun 2004, cadangan batubara terbesar dimiliki oleh Kaltim Prima Coal - Bumi Resources Grup (3.472 juta ton), Berau Coal (2.746 juta ton), Arutmin Indonesia - Bumi Resources Grup (2.514 juta ton), dan Adaro Indonesia (1.967 juta ton).

Saat ini produsen batubara terbesar Indonesia adalah PT. Bumi Resources yang menguasai 2 perusahaan besar batubara yakni PT. Kaltim Prima Coal dan PT. Arutmin dengan total pangsa pasar 30,3% pada 2007, diikuti PT. Adaro Indonesia (20,2%), Kideco Agung (10,6%), Berau Coal (6,6%), Indominco Mandiri (5,8%), dan PT Bukit Asam (4,8%).^[1]

1.3 SIFAT BAHAN BAKU DAN PRODUK

1.3.1 Sifat Bahan Baku

Batubara merupakan campuran senyawa hidrokarbon yang terbentuk dari fosil-fosil tumbuhan yang telah tertimbun ribuan tahun bahkan jutaan tahun yang lalu. Dari tinjauan beberapa senyawa dan unsur yang terbentuk pada saat proses coalification, maka secara umum dikenal beberapa rank batubara yaitu:

1. Peat/ gambu, ($C_{60}H_6O_{34}$) dengan sifat :

- Warna coklat
- Material belum terkompaksi
- Mempunyai kandungan air yang sangat tinggi
- Mempunyai kandungan karbon padat sangat rendah
- Mempunyai kandungan karbon terbang sangat tinggi
- Sangat mudah teroksidasi
- Nilai panas yang dihasilkan amat rendah.

2. Lignit/ brown coa, ($C_{70}OH_5O_{25}$) dengan ciri :

- Warna kecoklatan
- Material terkompaksi namun sangat rapuh
- Mempunyai kandungan air yang tinggi
- Mempunyai kandungan karbon padat rendah
- Mempunyai kandungan karbon terbang tinggi
- Mudah teroksidasi
- Nilai panas yang dihasilkan rendah.

3. Subbituminous ($C_{75}OH_5O_{20}$) - Bituminous ($C_{80}OH_5O_{15}$) dengan ciri :

- Warna hitam
- Material sudah terkompaksi
- Mempunyai kandungan air sedang
- Mempunyai kandungan karbon padat sedang
- Mempunyai kandungan karbon terbang sedang
- Sifat oksidasi menengah
- Nilai panas yang dihasilkan sedang.

4. Antrasit ($C_{94}OH_3O_3$) dengan ciri :

- Warna hitam mengkilat
- Material terkompaksi dengan kuat
- Mempunyai kandungan air rendah
- Mempunyai kandungan karbon padat tinggi
- Mempunyai kandungan karbon terbang rendah
- Relatif sulit teroksidasi

- Nilai panas yang dihasilkan tinggi.^[8]

Sifat fisik batubara termasuk nilai panas, kadar air, bahan mudah menguap dan abu. Sifat kimia batubara tergantung dari kandungan berbagai bahan kimia seperti karbon, hidrogen, oksigen, dan sulfur.

Nilai kalor batubara beraneka ragam dari tambang batubara yang satu ke yang lainnya. Nilai untuk berbagai macam batubara diberikan dalam Tabel dibawah.

Tabel 1.3.1 Nilai kalor batubara

Parameter	Lignit (Dasar Kering)	Batubara India	Batubara Indonesia	Batubara Afrika Selatan
GCV(kKal/Kg)	4.500	4000	5.500	6000

*GCV lignit pada 'as received' adalah 2500-3000

Tabel 1.3.2. kualitas rata-rata dari beberapa endapan batubara Miosen di Indonesia.

Tambang	Perusahaan	Kadar air total(%ar)	Kadar air inheren	Kadar abu (%ad)	Zat terbang (%ad)	Belerang (%ad)	Nilai energy (kkal/kg)(ad)
Prima	PT Kaltim Prima Coal	9.00	-	4.00	39.00	0.50	6800 (ar)
Pinang	PT Kaltim Prima Coal	13.00	-	7.00	37.50	0.40	6200 (ar)
Roto South	PT Kideco Jaya Agung	24.00	-	3.00	40.00	0.20	5200 (ar)
Binungan	PT Berau Coal	18.00	14.00	4.20	40.10	0.50	6100 (ad)
Lati	PT Berau Coal	24.60	16.00	4.30	37.80	0.90	5800 (ad)
Air Laya	PT Bukit Asam	24.00	-	5.30	34.60	0.49	5300 (ad)
Paringin	PT Adaro	24.00	18.00	4.00	40.00	0.10	5950 (ad)

(ar) - as received, (ad) - air dried, Sumber: Indonesian Coal Mining Association,

1.3.2 MDEA

MDEA (methyldiethanolamine), secara umum digunakan pada konsentrasi 30-50%wt. Acid gas loading tinggi 0,7 – 0,8 mol acid gas per mol amine. Karena acid gas loading yang tinggi maka dapat mengurangi jumlah (flowrate) dari sirkulasi larutan amine (hal ini juga berarti mengurangi konsumsi energi pompa). MDEA juga tidak mudah terdegradasi baik secara thermal maupun chemical.

Bentuk fisik	: liquid
Warna	: kuning muda, transparan
Titik didih	: 246-248 °C
Titik nyala	: 126 °C
Titik beku	: -21 °C
Tekanan uap	: < 0,01 mmHg (20 °C)
Specific Gravity	: 1,041 pada 20 °C
pH	: 11,5
Kelarutan	: dapat bercampur dengan air
Berat jenis	: 1,04 g/mL (20 °C)
Stabilitas dan reaktifitas	: Stabil pada temperatur dan tekanan normal

1.3.3 Kobalt (Co)

Kobalt adalah suatu unsur kimia dalam tabel periodik yang memiliki lambang Co dan nomor atom 27. Warna sedikit berkilauan, metalik, keabu-abuan. Unsur kimia kobalt tersedia di dalam banyak formulasi yang mencakup kertas perak, potongan, bedak, tangkai, dan kawat. contoh besar dan kecil unsur kimia.

Sifat Kobalta :

a. Sifat Fisik

- Melebur pada suhu 1490⁰C dan mendidih pada suhu 3520⁰C.
 - Unsur kimia Kobalt juga merupakan suatu unsur dengan sifat rapuh agak keras dan mengandung metal serta kaya sifat magnetis yang serupa setrika.
- Unsur kimia Kobalt adalah batu bintang.



b. Sifat Kimia

- Mudah larut dalam asam – asam mineral encer
- Kurang reaktif
- Dapat membentuk senyawa kompleks
- Senyawanya umumnya berwarna
- Dalam larutan air, terdapat sebagai ion Co^{2+} yang berwarna merah
- Senyawa – senyawa Co(II) yang tak terhidrat atau tak terdisosiasi berwarna biru.
- Ion Co^{3+} tidak stabil, tetapi kompleks – kompleksnya stabil baik dalam bentuk larutan maupun padatan.
- Kobalt (II) dapat dioksidasi menjadi kobalt(III)
- Bereaksi dengan hidrogen sulfida membentuk endapan hitam
- Tahan korosi

Bahaya Kobalt

- Toksisitas kobalt cukup rendah dibandingkan dengan logam lain dalam tanah.
- Hewan diberikan kobalt klorida perorally atau melalui suntikan menunjukkan konsentrasi yang lebih tinggi dalam hati, dengan konsentrasi agak rendah di ginjal dan limpa.
- Kobalt garam terhirup menyebabkan iritasi pernafasan mungkin menyebabkan radan paru (pneumonia kimia) pada hewan.

1.3.4 Sifat Produk

Bahan bakar gas adalah bahan bakar yang mengandung gas metana (CH_4) dan etana (C_2H_6), propana (C_3H_8), butana (C_4H_{10}), pentana (C_5H_{10}), nitrogen dan karbon dioksida. BBG lebih ringan daripada udara dengan berat jenis sekitar 0,6036 dan mempunyai nilai oktan 120.



Jenis-jenis bahan bakar gas

Berikut adalah daftar jenis-jenis bahan bakar gas:

- Bahan bakar yang secara alami didapatkan dari alam:
 - Gas alam
 - Metan dari penambangan batubara
- Bahan bakar gas yang terbuat dari bahan bakar padat
 - Gas yang terbentuk dari batubara
 - Gas yang terbentuk dari limbah dan biomasa
 - Dari proses industri lainnya (*gas blast furnace*)
- Gas yang terbuat dari minyak bumi
 - Gas Petroleum cair (LPG)
 - Gas hasil penyulingan
 - Gas dari gasifikasi minyak
- Gas-gas dari proses fermentasi

Bahan bakar bentuk gas yang biasa digunakan adalah gas petroleum cair (LPG), gas alam, gas hasil produksi, *gas blast furnace*, gas dari pembuatan kokas, dll. Nilai panas bahan bakar gas dinyatakan dalam Kilokalori per normal meter kubik (kKal/Nm³) ditentukan pada suhu normal (20°C) dan tekanan normal (760 mm Hg).

Sifat-sifat bahan bakar gas

Karena hampir semua peralatan pembakaran gas tidak dapat menggunakan kadungan panas dari uap air, maka perhatian terhadap nilai kalor kotor (GCV) menjadi kurang. Bahan bakar harus dibandingkan berdasarkan nilai kalor netto (NCV). Hal ini benar terutama untuk gas alam, dimana kadungan hidrogen akan meningkat tinggi karena adanya reaksi pembentukan air selama pembakaran.

Tabel 1.3.2.1 Sifat-sifat fisik dan kimia berbagai bahan bakar gas

Bahan Bakar Gas	Masa Jenis Relatif	Nilai Kalor yang lebih tinggi kkal/Nm ³	Perbandingan Udara/Bahan bakar - m ³ udara terhadap m ³ Bahan Bakar	Suhu Nyala api °C	Kecepatan Nyala api m/s
Gas Alam	0,6	9350	10	1954	0,290
Propan	1,52	22200	25	1967	0,460
Butan	1,96	28500	32	1973	0,870

1.4 Perhitungan Kapasitas Produksi Pabrik Baru

Untuk memenuhi kebutuhan akan bahan bakar gas, maka ditentukan perhitungan kapasitas produksi pada tahun 2013 dengan menggunakan rumus :

$$M = P (1 + i)^n$$

Dimana : M = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

P = jumlah kebutuhan pada tahun 2005

i = persentase kenaikan

n = selisih tahun (2005-2013)

Tabel 1.4.1 data ekspor, impor dan konsumsi dan produksi

Tahun	Produksi (Ton)	Ekspor (Ton)	Impor (Ton)	Konsumsi (Ton)
2001	2153444	1401439,085	-	1050143
2002	2077660	1198182,377	-	1109068
2003	1896566	1017346,976	114552,5261	1130030
2004	1994987	966273,95	32473,30385	1161577
2005	1799130	999329,5499	21815,89236	1140762

Sumber: Departemen Energi dan Sumberdaya Mineral (ESDM)

- Untuk kenaikan rata-rata impor sebesar -20,894%, maka perkiraan kebutuhan bahan bakar gas pada tahun 2013 adalah :

$$M_1 = P(1+i)^n$$

$$= 3345.333 \text{ ton}$$

- Untuk kenaikan rata-rata produksi sebesar -3,373 %, maka perkiraan kebutuhan produksi bahan bakar gas pada tahun 2013 adalah :

$$\begin{aligned} M_2 &= P (1 + i)^n \\ &= 1367291,859 \text{ ton} \end{aligned}$$

- Untuk kenaikan rata-rata ekspor sebesar -6,239 %, maka perkiraan kebutuhan ekspor bahan bakar gas pada tahun 2013 adalah :

$$\begin{aligned} M_4 &= P (1 + i)^n \\ &= 596877,469 \text{ ton} \end{aligned}$$

- Untuk kenaikan rata-rata konsumsi sebesar 1,7002%, maka perkiraan kebutuhan konsumsi bahan bakar gas pada tahun 2013 adalah :

$$\begin{aligned} M_5 &= P(1 + i)^n \\ &= 1305475,299 \text{ ton} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik etanol baru pada tahun 2013, yaitu dengan persamaan :

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

Dimana : M_1 = jumlah impor

M_2 = jumlah produksi

M_3 = kapasitas pabrik baru

M_4 = jumlah ekspor

M_5 = jumlah konsumsi

Perhitungan kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2013 adalah :

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

$$M_3 = (M_4 + M_5) - (M_1 + M_2)$$

$$\begin{aligned} &= (1367291,859 + 1305475,299) - (3345,333 + 1367291,859) \\ &= 531715,58 \text{ ton} \end{aligned}$$

Maka peluang perhitungan pabrik baru pada tahun 2013 adalah 531715,58 ton/tahun. Untuk memenuhi 25% dari kebutuhan maka pabrik baru yang akan didirikan adalah sekitar 133,000 ton/tahun.

1.5. PERKIRAAN LOKASI

Lokasi pendirian pabrik baru direncanakan didirikan di Kalimantan Selatan yaitu daerah Tabalong, daerah ini dipilih karena mendekati lokasi bahan baku, yaitu PT Adaro Indonesia, perusahaan penghasil batubara dengan kapasitas 1.967 juta ton dan penghasil batubara yang sesuai dengan spesifikasi batubara yang digunakan. Selain itu daerah Tabalong juga terletak di dekat Laut Jawa, hal ini untuk memudahkan distribusi produk.

BAB II

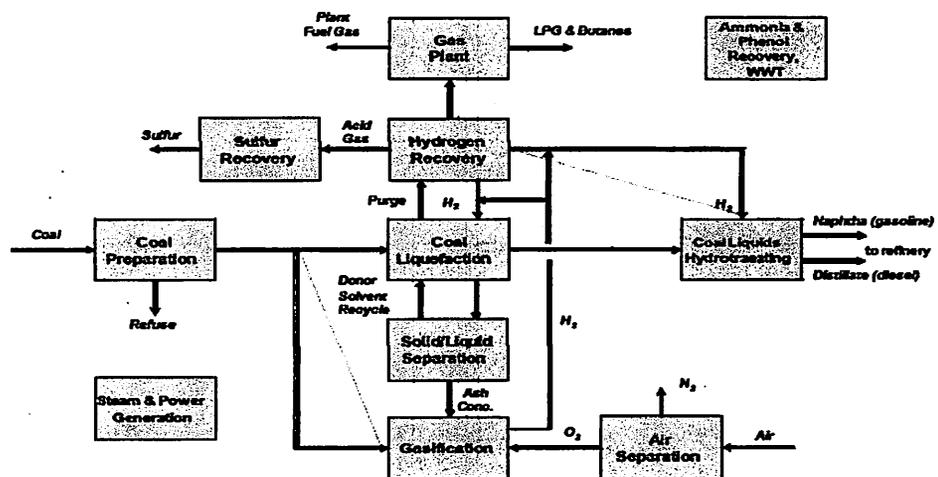
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1 SELEKSI PROSES

Prose pembuatan bahan bakar gas dari batubara dengan proses liqifikasi dapat dibedakan menjadi 2 proses yaitu:

1. *Direct liquefaction* (likuifikasi langsung)
2. *Indirect liquefaction* (likuifikasi tidak langsung).

1. *Direct liquefaction* (likuifikasi langsung)



Gambar II.1 Proses *Direct Liquefaction* (Likuifikasi Langsung)

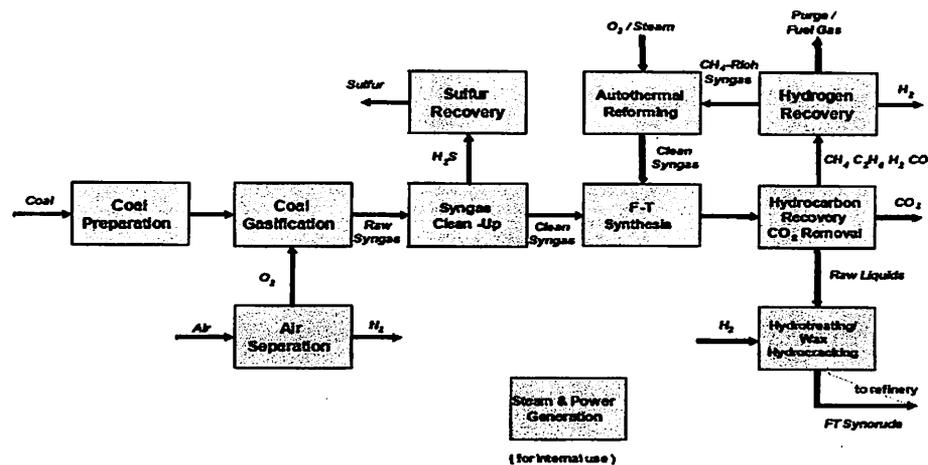
Coal Liquefaction – Bagian dari plant ini terdiri dari tahap *coal cleaning* dan *preparation* (membuang ash dalam batubara), *grinding* (penghalusan ukuran, dan *drying* (pengeringan), *coal liquefaction* (tahap pencairan batubara), ekstraksi padatan dan cairan, serta recycle gas hidrogen. Batubara yang telah dikeringkan kemudian dihaluskan ukurannya dan kemudian dilikuifikasi pada temperature 750-800°F dan tekanan 3200 psig. Kondisi yang sulit tersebut mendorong proses *cracking* dari batubara untuk menghasilkan liquid dan gas hidrokarbon. Pada umumnya 2 stage system *ebulating-bed reactor* digunakan dengan feed dan tambahan intermediate dari hydrogen. Fraksi berat dari liquid produk yang mengandung solid mineral dari batubara dipisahkan dari nafta dan produk distilat

yang kemudian dikirim menuju unit pemisahan liquid-solid untuk diekstraksi dari solid dengan pelarut superkritis. Fraksi liquid berat kemudian direcycle menuju *liquefaction reactor* untuk dikonversi menjadi produk ringan. Hasil Ekstraksi dapat berperan sebagai hidrogen donor yang berfungsi sebagai pelarut dalam proses likuifikasi batubara di reaktor. Gas dikeluarkan langsung dari reaktor dan fraksinasi produk likuifikasi kemudian dikirim menuju hidrogen dan *hydrocarbon gas recovery*. Hidrogen yang terecovery direcycle kembali ke reaktor likuifikasi atau dikirim ke upgrading produk. Gas plant merecover campuran butane dan propane sebagai produk yang dapat dijual dan menghasilkan fuel gas (metana dan etana) yang dapat digunakan dalam proses pemanasan dan pembangkit tenaga listrik.

Hydrogen production- Hidrogen dihasilkan dari gasifikasi sebagian feed batubara dan ekstraksi ash, yang masih mengandung residu karbon. Plant ini terdiri dari unit pembersihan syngas (*syngas clean up*), *water-gas shift*, dan pemurnian hidrogen untuk menghasilkan hidrogen dengan kemurnian yang tinggi sehingga dapat digunakan sebagai feed dalam proses likuifikasi yang terjadi di dalam reaktor. Sebuah unit pemisahan udara (*air separation plant*) diperlukan untuk menghasilkan oksigen murni untuk proses gasifikasi. Sebagai alternatif, gas alam dapat dipakai sebagai penghasil gas hidrogen menggunakan *steam methane reforming* atau parsial oksidasi. Harga dan ketersediaan dari gas alam memberikan pilihan terbaik dari generasi hidrogen.

Product Upgrading - Pada umumnya *direct liquid* kurang berkualitas jika digunakan sebagai feed langsung untuk tahap pemurnian petroleum. Oleh karena itu, nafta dan distillate hidrotreater digunakan untuk meng-upgrade komponen tersebut agar lebih berkualitas. Pengotor sulfur, nitrogen, dan oksigen didalam *raw coal liquid* akan dibuang dari proses dan komponen seperti olefin serta aromatik akan dijenuhkan dan kemudian sebagian lainnya akan *dicracking*.

2. *Indirect liquefaction* (likuifikasi tidak langsung)



Gambar II.2 Proses *Indirect Liquefaction* (Likuifikasi Tak Langsung)

Suatu blok diagram alir untuk sebuah plant *indirect liquefaction* yang memanfaatkan sintesis Fisher-Tropsch untuk menghasilkan bahan bakar liquid ditunjukkan pada gambar 2.4 diatas. Komponen utama dari plant ini adalah :

Syngas Production – Bagian ini terdiri dari *coal handling, drying* dan *grinding* yang kemudian diikuti dengan gasifikasi. Unit pemisahan udara menyediakan oksigen untuk gasifier. *Syngas cleanup* terdiri dari proses *hydrolysis, cooling, sour-water stripping, acid gas removal*, dan *sulfur recovery*. Gas dibersihkan dari komponen sulfur dan komponen lain yang tidak diinginkan sampai pada level yang terendah untuk melindunginya dari *downstream catalysts*. Panas yang dipindahkan pada *gas-cooling step* direcover sebagai steam, dan digunakan secara internal untuk mensupli kebutuhan power plant. Proses *sour-water stripping* akan menghilangkan ammonia yang dihasilkan dari nitrogen yang ada pada batubara. Sulfur dalam batubara akan dikonversikan menjadi hydrogen sulfide (H_2S) dan carbonyl sulfide (COS). Proses hidrolisis digunakan untuk mengkonversikan COS dalam syngas menjadi H_2S , yang direcover pada *acid-gas removal step* dan dikonversikan menjadi elemental sulfur pada sebuah *Claus sulfur plant*. Sulfur yang diproduksi biasanya dijual sebagai *low-value byproduct*.

Synthesis Gas Conversion – Bagian ini terdiri dari *water-gas shift, a sulfur guard bed, synthesis-gas conversion reactors, CO₂ removal, dehydration* dan *compression, hydrocarbon* dan *hydrogen recovery, autothermal reforming*, dan

syngas recycle. A *sulfur guard bed* dibutuhkan untuk melindungi katalis konversi gas sintesis yang dengan mudah diracuni oleh trace sulfur pada *cleaned syngas*. *Clean synthesis gas* dipindahkan untuk mendapatkan hydrogen/carbon monoxide ratio yang diinginkan, dan kemudian secara katalitik dikonversikan menjadi bahan bakar gas.

Dua cara utama melibatkan konversi ke *high-quality diesel* dan distillate menggunakan *Fischer-Tropsch route*, atau konversi ke *high-octane gasoline* menggunakan proses metanol menjadi gasoline (MTG). *Fischer-Tropsch (F-T) syntesis* menghasilkan spektrum dari hidrokarbon paraffin yang ideal untuk diesel dan bahan bakar

Katalis yang digunakan dalam Fischer-Trops adalah besi atau cobalt. Keuntungan katalis besi dengan cobalt berlebih untuk mengkonversi *coal-derived syngas* yang mana besi memiliki kemampuan mengaktivasi reaksi *water-gas shift* dan secara internal mengatur low H₂/CO ratio dari *coal derived syngas* yang diperlukan dalam reaksi Fischer-Trops. Jenis reactor yang digunakan dalam reaksi F-T adalah *fixed-bed tubular reactor* dan teknologi ini diaplikasikan di Shell's Malaysian GTL. Sasol juga mengkomersialisasikan teknologi CTL di Afrika Selatan yang menggunakan *Fixed bed reactor*, *circulating-fluidized bed* dan *fixed-fluidized bed reactor*. Syngas dan produk F-T yang tidak terkonversi harus dipisahkan setelah langkah sintesis F-T. CO₂ dapat dipisahkan dengan menggunakan teknik absorpsi. CO₂ dengan kemurnian tinggi biasanya dibuang langsung ke udara bebas.

Proses pendinginan digunakan untuk memisahkan air dan hidrokarbon ringan (terutama metana, etana, dan propane) dari produk *liquid hydrocarbon* yang dihasilkan pada proses sintesis F-T. Gas hidrokarbon ringan dan gas sintesis yang tidak terkonversi dikirim ke proses *hydrogen recovery*. Purge dari fuel gas digunakan untuk menyuplai bahan bakar pada proses CTL. Akhirnya sisa gas dialirkan ke *autothermal reforming plant* untuk mengkonversi hidrokarbon ringan menjadi syngas untuk direcycle ke reaktor F-T.

Product Upgrading - FT liquid dapat dimurnikan menjadi LPG, gasoline, dan bahan bakar diesel. Pilihan lain adalah melalui partial upgrading seperti yang

ditunjukkan dari gambar 2.4 untuk menghasilkan F-T *syncrude*. Kandungan wax yang tinggi di raw F-T liquid memerlukan hidroprocessing untuk membuat *syncrude* yang dapat dialirkan melalui pipa . Pilihan upgrading minimum termasuk hidrotreating dan hidrocracking dari F-T wax. Produk yang dihasilkan adalah F-T LPG dan F-T *syncrude*, yang dapat dikirim ke *conventional petroleum refinery* untuk difraksinasi menghasilkan produk yang dapat diolah lebih lanjut.^[3]

2.2 SELEKSI PROSES

Proses pembuatan LPG dapat dilakukan dengan tiga proses seperti yang telah dibahas di atas, namun dari ketiga proses tersebut lebih dipilih proses pembuatan LPG melalui proses likuifikasi batubara. Proses tersebut dipilih karena beberapa alasan yaitu :

Tabel 2.2.1 Perbandingan proses

No	Parameter	Proses	
		Direct liquefaction	Indirect liquefaction
1	Bahan baku	Batubara	Batubara
2	Kondisi operasi		
	-Suhu	750-800 °F	302-572°F
	-Tekanan	3200 psig	220-880 psia
3	Aspek ekonomi		
	-Investasi	Relati tinggi	Relatif tinggi
	-Biaya operasi	Relatif tinggi	Relatif tinggi

Dari dua proses likuifikasi batubara dipilih proses *indirect liquefaction* (tidak langsung) dengan alasan :

1. Operasionalnya lebih fleksibel dimana dapat digunakan untuk membuat syngas dari beberapa sumber (batubara, natural gas, biomass)
2. Tidak memerlukan hidrogen sebagai solvent batubara
3. Prosesnya terjadi pada tekanan lebih rendah daripada direct liqfaction
4. Produk utama dari *first stage* adalah gas yang meninggalkan kebanyakan dari mineral tertentu dalam batubara dalam proses gasifier, terpisah dari semua komponen yang mudah menguap.

2.3 URAIAN PROSES

Uraian proses produksi BBG dari bahan batubara secara continue dapat dibagi menjadi 5 tahap, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap gasifikasi batubara
3. Tahap pembersihan syngas
4. Tahap sintesa dengan Reaktor Fischer-Tropsch
5. Tahap pemurnian Produk

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada tahap awal batubara mengalami proses penanganan awal meliputi grinding. Batubara dari open yard (F-111A) diangkut dengan *belt conveyor I* (J-112A) untuk dihancurkan dengan menggunakan *Ball Mill* (C-114) sehingga didapatkan batubara sampai ukuran partikel yang diinginkan ($\pm 0,1$ mm). Setelah itu, batubara yang telah dihancurkan discreening untuk memisahkan batubara yang berukuran kecil dengan yang kasar. Partikel yang berukuran lebih kecil ditampung di bin (F-118), untuk proses, sedangkan partikel kasar yang tidak lolos pada proses screening dikembalikan ke ball mill dan dihancurkan lagi. Partikel halus yang disimpang di bin diangkut dengan *bucket elevator* (J-116B) menuju *belt conveyor II* (J-112A) yang selanjutnya dimasukan dalam reaktorn gasifikasi (R-110) untuk digasifikasi.

2. Tahap Gasifikasi Batubara

Pada tahap gasifikasi batubara, adalah untuk mengkonversi batubara yang mengandung Ash, C, H, N, O, S, dan O menjadi *synthesis gas (syngas)* dimana kandungan utama yang diinginkan adalah H_2 dan CO. Oksidan berupa O_2 dari storage oksigen (F-111B), diinjeksikan ke dalam gasifier. Gasifier beroperasi pada suhu $1500^\circ C$ dan tekanan 30 bar. Di dalam gasifier terjadi oksidasi batubara dengan oksigen dan uap air.

Reaksi yang terjadi pada Gasifier :

- 1) $C_{(g)} + 0.5O_{2(g)} \rightarrow CO_{(g)}$
- 2) $CO_{(g)} + 0.5O_{2(g)} \rightarrow CO_{2(g)}$
- 3) $H_{2(g)} + 0.5O_{2(g)} \rightarrow H_2O_{(q)}$
- 4) $CO_{(g)} + H_2O_{(q)} \rightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)}$
- 5) $C_{(g)} + CO_{2(g)} \rightarrow 2CO_{(g)}$
- 6) $C_{(g)} + H_2O_{(q)} \rightarrow CO_{(g)} + H_{2(g)}$
- 7) $C + 2 H_{2(g)} \rightarrow CH_{4(g)}$
- 8) $S_{(g)} + H_{2(g)} \rightarrow H_2S_{(g)}$
- 9) $S_{(g)} + CO_{(g)} \rightarrow COS_{(g)}$

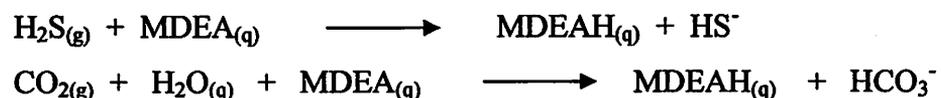
3. Tahap Pembersihan Syngas

sebelum Syngas yang keluar dari gasifayer dengan suhu 500°C dimasukkan kedalam COS hidrolisis reaktor, harus dimasukkan dulu ke dalam *cooler* (untuk diturunkan suhunya dari 500 °C menjadi 300°C.) Syngas dari cooler masuk Unit reactor COS hidrolisis (R-120) dan penghilangan gas asam. Seluruh COS yang terbentuk Dalam COS hydrolisis reactor akan dikonversi menjadi H₂S karena hanya sulfur yang bisa diabsorbsi dalam kolom absorber. Sulfur dalam *syngas* harus benar-benar bersih sehingga tidak dapat meracuni katalis dalam reaktor Fisher Tropsch (R-150).

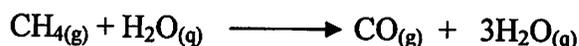
Reaksi yang terjadi pada reaktor COS :



Selanjutnya aliran syngas dari COS hidrolisis akan dialirkan menuju ke kolom absorber untuk memisahkan kandungan CO₂ dan H₂S dari syngas. Tujuan dari Pemisahan CO₂ ini agar tidak mengganggu reaksi kesetimbangan WGS yang berlangsung dalam reaktor Fischer-Tropsch, Sedangkan H₂S dihilangkan dengan tujuan untuk mencegah keracunan katalis dalam reactor sehingga syngas benar-benar bebas dari komponen yang tidak diinginkan. Di dalam kolom absorpsi (D-130) yang beroperasi pada 73 bar dan 58°C, H₂S dan CO₂ akan diserap dengan pelarut MDEA sehingga kadar H₂S turun. Reaksi yang terjadi.

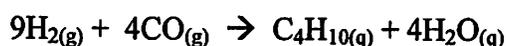


Syngas yang keluar dari kolom bagian atas absorpsi masuk ke unit Reaktor Methan Reforming (R-140). Dalam reaktor Methan Reforming (beroperasi suhu 550 °C tekanan dan 20 bar) terjadi reaksi.

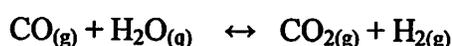


4. Tahap Sintesa Dengan Reaktor Fischer-Tropsch

Syngas secara katalitik dikonversikan menjadi bahan bakar gas di dalam reaktor Fischer-Tropsch (R-150). Sebelum masuk ke reaktor FT cleaned syngas dimasukan dalam Cooler sehingga suhu menjadi 300°C untuk memenuhi kondisi operasi reaktor FT. Reaktor ini berbentuk multitubular yang mengandung katalis Co. Penggunaan katalis ini selain mempercepat reaksi CO dan H₂ juga dapat menggeser reaksi kesetimbangan WGS (*water gas shift*) ke kanan sehingga jumlah H₂ meningkat. Dalam reaktor ini, reaksi syngas yang mengandung komponen H₂ dan CO bereaksi membentuk propane dan butane sebagai produk utama dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi gas shift water :



5. Tahap Pemurniaan Produk

Hasil reaksi syngas yang suhunya 300°C, didinginkan secara bertahap dengan 2 unit Cooler type shell and tube (E-151). Tahap pertama didinginkan sampai suhu 150°C kemudian didinginkan lagi sampai suhu mencapai 50°C. Tujuan dari pendinginan untuk mengembunkan komponen H₂O di dalam produk. Dalam proses digunakan 2 unit HE dengan tujuan agar beban HE tidak terlalu besar.

Komponen gas yang diperoleh dialirkan menuju komponen molekular sieve 1 (D-153A) yang beroperasi pada suhu 50°C, untuk memisahkan CO₂ dan H₂O dari gas produk. Selanjutnya dari molekular sieve dialirkan menuju molekular sieve 2 (D-153B) untuk memisahkan komponen produk dengan by produk. Alat ini berisi komponen senyawa alumina silikat dari logam alkali dan

alkali tanah dengan rumus molekul $\text{Na}_{86}[(\text{AlO}_2)_86(\text{SiO}_2)_{106}].276\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi untuk menyerap CO_2 dan H_2O . Selanjutnya tahap pemisahan gas H_2 dan CO dari produk menggunakan membran (H-155) dari bahan polyvinyltrimethylsilane (galssy polymer). Proses pemisahan gas dengan membran berdasarkan sifat zat terhadap bahan membran. Sedangkan retentate berupa komponen BBG dengan kemurnian 99,6% ditampung dalam storage tank (F-156). Sedangkan produk samping dari Membrane ditampung storage H_2 (F-157).

BAB III

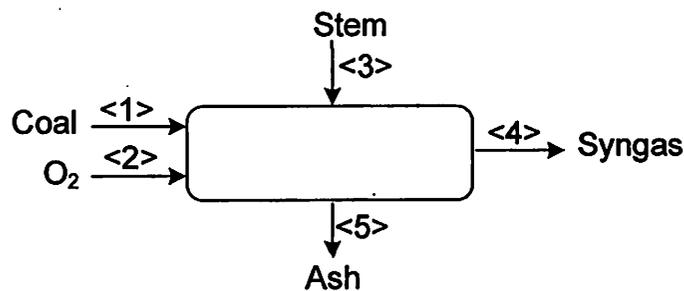
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 133000 ton/tahun

$$: 133000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$: 16792.929 \text{ kg/jam}$$
 Waktu produksi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari
 Satuan operasi : kg/jam
 Basis perhitungan :
 Kebutuhan Batubara : 950000 ton/tahun = 119949.495 kg/jam

1. Gasifer (R-110)



Kondisi Operasi Gasifier

$T = 1500^{\circ}\text{C} = 1644\text{K}$

$P = 30 \text{ bar}$

Basis = 119949.495 kg/jam

Komposisi Batubara

Ultimate Analysis

Carbon	75,5 %
Hidrogen	5,1 %
Nitrogen	1,65%
Sulfur	0,25%
Oksigen	17,5%

Perhitungan Neraca Massa Unsur

Unsur	Masuk				
	% Massa	Massa (kg)	BM	Mol (kmol)	% Mol
C	75,5	90561.869	12	7546.8224	0.4989
H	5,1	6117.424	1	6117.4242	0.4044
N	1,65	1979.167	14	141.3690	0.0093
S	0,25	299.874	32	9.3711	0.0006
O	17,5	20991.162	16	1311.9476	0.0867
Total	100	119949.495		15126.9343	1,000

Kebutuhan Steam pada GASIFIER

asumsi :

ratio feed steam/batubara = 0.074

Kebutuhan steam = 0.074 x massa batubara

$$= 0.074 \times 119949.495$$

$$= 8876.263 \text{ kg/jam} = 493.1257 \text{ kmol/jam}$$

Perhitungan O₂ masuk gasifier

Reaksi 1

Asumsi : Konversi C 40 %

	C	+	0.5O ₂	→	CO
Mula-mula	7546.82				
Reaksi	3018.73		1509.36		3018.73 kmol
Sisa	4528.09		1509.36		3018.73 kmol

Reaksi 2

Asumsi : Konversi C 80 %

	CO	+	0.5O ₂	→	CO ₂
Mula-mula	3018.73				
Reaksi	2414.98		1207.49		2414.98 kmol
Sisa	603.75		1207.49		2414.98 kmol

Reaksi 3

Asumsi : Konversi H₂ 60 %

	H ₂	+ 0.5O ₂	→	H ₂ O ₂
Mula-mula	3058,71			
Reaksi	1835.23	917.61		1835.23 kmol
Sisa	1223.48	917.61		1835.23 kmol

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan O}_2 &= \text{O}_2 \text{ reaksi 2} + \text{O}_2 \text{ reaksi 3} + \text{O}_2 \text{ reaksi 4} \\ &= 3634.47 \text{ kmol} = 116303.03 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Reaksi 1

	C	+ 0.5O ₂	$\xrightarrow{40\%}$	CO
Mula-mula	7546.8224	3634.47		
Reaksi	3018.7290	1509.3645		3018.7290 kmol
Sisa	4528.0934	2125.1052		3018.7290 kmol

Reaksi 2

	CO	+ 0.5O ₂	$\xrightarrow{80\%}$	CO ₂
Mula-mula	3018.7290	2125.1052		
Reaksi	2414.9832	1207.4916		2414.9832 kmol
Sisa	603.7458	917.6136		2414.9832 kmol

Reaksi 3

	H ₂	+ 0.5O ₂	$\xrightarrow{60\%}$	H ₂ O
Mula-mula	3058.7121	917.6136		
Reaksi	1835.2273	917.6136		1835.2273 kmol
Sisa	1223.4848			kmol

Reaksi 4

	CO	+ H ₂ O	$\xrightarrow{80\%}$	CO ₂	+ H ₂
Mula-mula	603.7458	2328.3530			
Reaksi	482.9966	482.9966		482.9966	482.9966 kmol
Sisa	120.7492	1845.3563			

Reaksi 5

	C	+ CO ₂	$\xrightarrow{60\%}$	2CO	
Mula-mula	4528.0934	2897.9798			
Reaksi	2716.8561	2716.8561		5433.7121	kmol
Sisa	1811.2374	181.1237			kmol

Reaksi 6

	C	+ H ₂ O	$\xrightarrow{99\%}$	CO	+ H ₂
Mula-mula	1811.2374	1845.3563			
Reaksi	1793.1250	1793.1250		1793.1250	1793.1250 kmol
Sisa	18.1124	52.2313			

Reaksi 7

	C	+ 2H ₂	$\xrightarrow{60\%}$	CH ₄	
Mula-mula	18.1124	3499.6065			
Reaksi	10.8674	21.7348		10.8674	kmol
Sisa	7.2449	3477.8716			kmol

Reaksi 8

	S	+ H ₂	$\xrightarrow{90\%}$	H ₂ S	
Mula-mula	9.3711	3477.8716			
Reaksi	8.4339	8.4339		8.4339	kmol
Sisa	0.9371	3469.4377			kmol

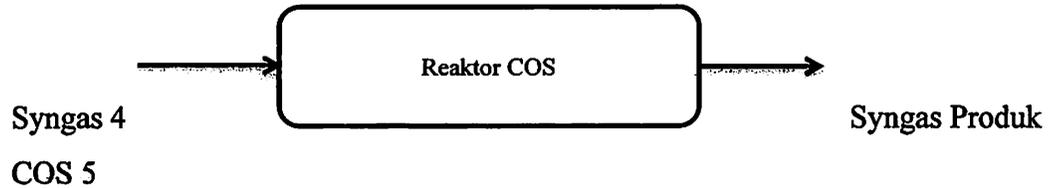
Reaksi 9

	S	+ CO	$\xrightarrow{100\%}$	COS	
Mula-mula	0.9371	7347.5863			
Reaksi	0.9371	0.9371		0.9371	kmol
Sisa		7346.6492		0.9371	kmol

Neraca Massa Pada gasifier

Masuk		Keluar	
Aliran 1 :		Aliran 4	
C	90561.8687 kg/jam	CO	205706.1769 kg/jam
H	6117.4242 kg/jam	CO2	7969.4444 kg/jam
N	1979.1667 kg/jam	H2	6938.8754 kg/jam
S	299.8737 kg/jam	O2	20991.1616 kg/jam
O	20991.1616 kg/jam	H2O	940.1641 kg/jam
Total	119949.4949 kg/jam	N2	2563.6040 kg/jam
Aliran 2 :		CH4	173.8788 kg/jam
O2	116303.0303 kg/jam	H2S	286.7543 kg/jam
N2	584.4373 kg/jam	COS	56.2263 kg/jam
		Total	245626.2858 kg/jam
Aliran 3 :		Aliran 5 :	
Steam	8876.2626 kg/jam	Ash	86.9394 kg/jam
Total	245713.2252 kg/jam	Total	245713.2252 kg/jam

2. Reaktor COS (R-120)



Kondisi Operasi

T = 300 °C

P = 30 bar

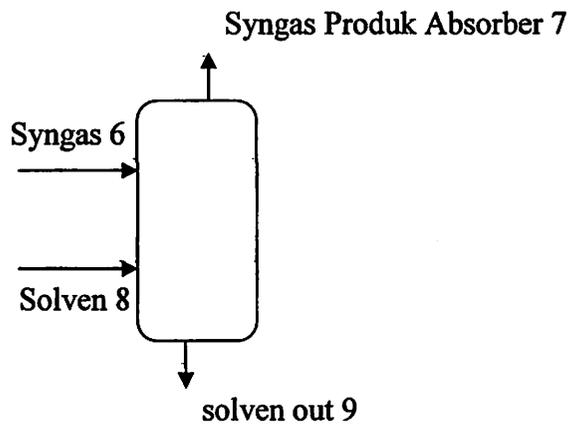
Reaksi di dalam Reaktor COS

	COS	+ H2O	$\xrightarrow{99,99\%}$	H2S
Mula-mula	0.9371	7347.5863		
Reaksi	0.937012	0.937012		0.937012 kmol
Sisa		51.2943		0.937012 kmol

Neraca Massa Pada Reaktor COS

Masuk			Keluar		
Aliran 4 :			Aliran 6 :		
CO	205706.2	kg/jam	CO	205706.1769	kg/jam
CO ₂	7969.444	kg/jam	CO ₂	8010.6730	kg/jam
H ₂	6938.875	kg/jam	H ₂	6938.8754	kg/jam
O ₂	20991.16	kg/jam	O ₂	20991.1616	kg/jam
H ₂ O	940.1641	kg/jam	H ₂ O	923.2979	kg/jam
N ₂	2563.604	kg/jam	N ₂	2563.6040	kg/jam
CH ₄	173.8788	kg/jam	CH ₄	173.8788	kg/jam
H ₂ S	286.7543	kg/jam	H ₂ S	318.6127	kg/jam
COS	56.22633	kg/jam			
Total	245626.2858	kg/jam	Total	245626.2802	kg/jam

3. Absorber (D-130)



Kondisi Operasi

Suhu = 58 °C

Tekanan = 73 bar

solven yang digunakan adalah MDEA sebanyak 45% maka H₂O yang digunakan sebanyak 55%. diketahui CO₂ yang tersisa = 0.017% dan H₂S yang keluar sebanyak 0.05 ppm

Menghitung jumlah CO₂ sisa

$$\text{CO}_2\text{sisa} = 182,0608 \times 0.017\% = 0.03095 \text{ kmol}$$

Reaksi dalam absorber

Reaksi 1

	H_2S	+	MDEA	\longrightarrow	MDEAH	+	HS
Mula-mula	9.371054						
Reaksi	9.370117		9.370117		9.370117		9.370117 kmol
Sisa			9.370117		9.370117		9.370117

Reaksi 2

	$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$	+	MDEA	\longrightarrow	MDEAH	+	HCO_3
Mula-mula	182.0608						
Reaksi	182.0299	182.0299		182.0299		182.0299	182.0299 kmol
Sisa	0.03095			182.0299		182.0299	182.0299

Menghitung H₂O yang digunakan

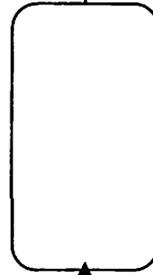
$$\text{Massa H}_2\text{O} = 55\%/45\% \times 191.4 = 233.9333 \text{ kmol} = 4210.8 \text{ kg}$$

Neraca Massa Pada Absorber

Masuk			Keluar		
Aliran 6 :			Aliran 7		
CO	205706.2	kg/jam	CO	205706.2	kg/jam
CO ₂	8010.677	kg/jam	CO ₂	1.361815	kg/jam
H ₂	6938.875	kg/jam	H ₂	6938.875	kg/jam
O ₂	20991.16	kg/jam	O ₂	20991.16	kg/jam
H ₂ O	923.2962	kg/jam	H ₂ O	923.2962	kg/jam
N ₂	2563.604	kg/jam	N ₂	2563.604	kg/jam
CH ₄	173.8788	kg/jam	CH ₄	173.8788	kg/jam
H ₂ S	318.6158	kg/jam	H ₂ S	0	kg/jam
aliran8 :			aliran 9:		
MDEA	22809.14	kg/jam			
H ₂ O	4210.8	kg/jam	HCO ₃	11103.82	kg/jam
			MDEAH	23000.54	kg/jam
			HS	309.2139	kg/jam
			H ₂ O	934.2621	kg/jam
Total =	272646.2	kg/jam	Total	272646.2	kg/jam

4 . Methane Reforming (R-140)

Syngas Produk reforming 10



7 syngas dari absorber

Reaksi yang terjadi di dalam Reforming

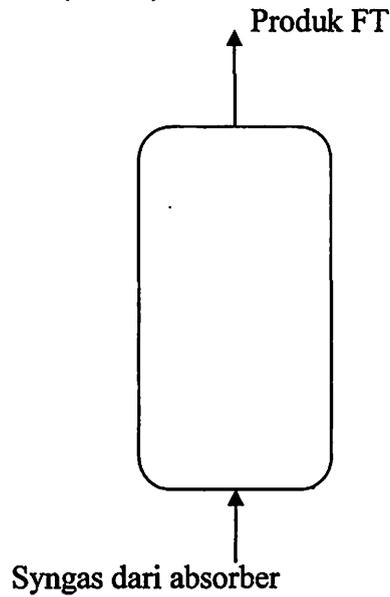


Mula-mula	10.86742	51.2942		
Reaksi	10.86732	10.86732	10.86732	32.60195 kmol
Sisa	0.0001	40.42692		

Neraca Massa Pada Reforming

Masuk			Keluar	
CO	205706.2	kg/jam	206010.5	kg/jam
CO2	1.361815	kg/jam	1.361815	kg/jam
H2	6938.875	kg/jam	7004.079	kg/jam
O2	20991.16	kg/jam	20991.16	kg/jam
H2O	923.2962	kg/jam	727.6846	kg/jam
N2	2563.604	kg/jam	2563.604	kg/jam
CH4	173.8788	kg/jam	0.001739	kg/jam
	237298.4		237298.4	kg/jam

5. Reaktor FT (R-150)



Kondisi Operasi

Suhu = 300 °C

Tekanan = 20 bar

Reaksi pada Reaktor FT

Reaksi 1

	$7H_2$	+	$3CO$	$\xrightarrow{60}$	C_3H_8	+	$3H_2O$
Mula-mula	3502.04		7357.517				
Reaksi	2101.224		900.5246		300.1749		900.5246 kmol
Sisa	1400.816		6456.992				

Reaksi 2

	$9H_2$	+	$4CO$	$\xrightarrow{10}$	C_4H_{10}		$4H_2O$
					+		
Mula-mula	1400.816		6456.992				
Reaksi	556.4041		247.2907		61.8227		247.291 kmol
Sisa	844.4119		6209.701				

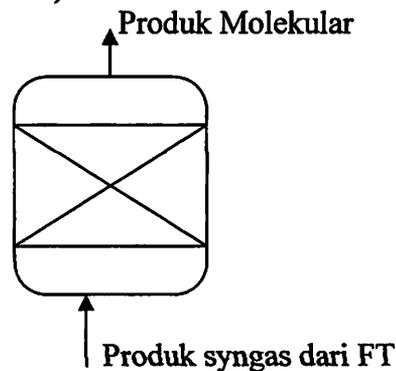
Reaksi 3; reaksi WGS

	CO	+	H_2O	\longrightarrow	CO_2	+	H_2
Mula-mula	6209.701		1188.242				
Reaksi	1179.843		1179.843		1179.843		1179.843 kmol
Sisa	5029.858		8.398835				

Neraca Massa Pada Reaktor FT

Masuk			Keluar		
Aliran 10			Aliran 11		
CO	206010.5	kg/jam	CO	140836	kg/jam
CO ₂	1.361815	kg/jam	CO ₂	51914.46	kg/jam
H ₂	7004.08	kg/jam	H ₂	4048.51	kg/jam
O ₂	20991.16	kg/jam	O ₂	20991.16	kg/jam
H ₂ O	727.6826	kg/jam	H ₂ O	151.179	kg/jam
N ₂	2563.604	kg/jam	N ₂	2563.604	kg/jam
			CH ₄	0	kg/jam
			C ₃ H ₈	13207.69	kg/jam
			C ₄ H ₁₀	3585.715	kg/jam
Total	237298.4	kg/jam		237298.4	kg/jam

6. Molekular Sieve I (D-153)



Diketahui H₂O yang terserap 35%

H₂O masuk = 151.179 kg/jam

Maka H₂O yang terserap = 32% x H₂O masuk
= 151.179 kg

Maka H₂O Sisa = 151.179 - 52.9127 = 98.26637 kg

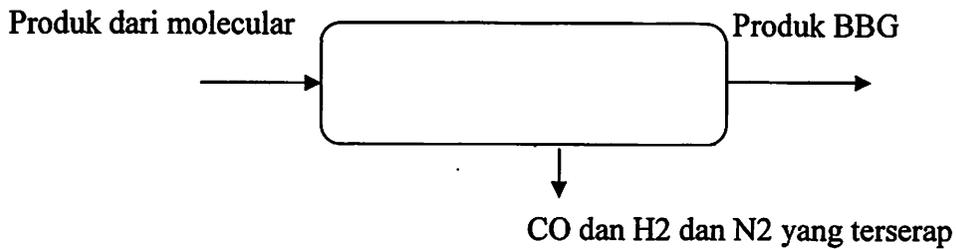
Diketahui CO₂ yang terserap 30%

CO₂ Masuk = 51914.46 kg

Maka CO₂ yang terserap = 3% x CO₂ masuk
= 15574.3395 kg

Maka COS Sisa = 51914.46 - 15574.3395 = 36340.12541 kg

7. Membrane (H-155)



Diketahui % kemurnian BBG 99.6%

Kemurnian BBG 99.6% maka Sisa H₂ dan CO = 4 %

H₂ masuk = 7004.08kg

maka H₂ yang terserap = 99.6% x H₂ masuk

$$= 7004.08 \times 99.6\% = 6990.072 \text{ kg}$$

Sisa H₂ = 7004.08 - 6990.072 = 14.008 kg

Masuk = 206010.5 kg

maka CO yang terserap = 99.6% x CO masuk

$$= 205989.899 \text{ kg}$$

Sisa CO = 206010.5 - 205989.899 = 20.601 kg

Neraca Massa Membrane

Komponen	Masuk	keluar
CO	140836.026 kg	20.601kg
H ₂	4048.5103 kg	14.008 kg
C ₃ H ₈	13207.69 kg	13207.69 kg
C ₄ H ₁₀	3585.715 kg	3585.715 kg
		Terserap
		CO = 206010.5 kg
		H ₂ = 205989.899 kg
Total	161677.9452 kg	161677.9452 kg

BAB IV

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 133000 ton /tahun

Waktu Operasi = 1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Suhu Referensi = 25 °C = 298.15 K

Data konstanta heat capacity (Cp) dari Coulson & Richardson's setiap komponen :

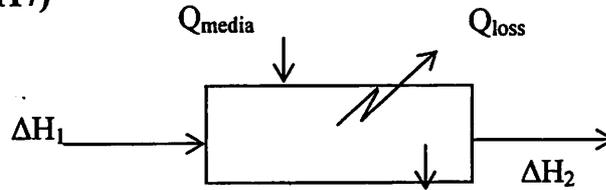
$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

Cp = kapasitas panas (kJ/kmol.K)

T = temperatur (K)

Komponen	A	B	C	D
CO	30.869	-1.2850E-02	2.7892E-05	-1.2730E-08
CO ₂	19.795	7.3436E-02	-5.6020E-05	1.7153E-08
H ₂	27.143	9.2738E-03	-1.3810E-05	7.6451E-09
H ₂ O	32.243	1.9238E-03	1.0555E-05	-3.5960E-09
O ₂	28.106	-3.6800E-06	1.7459E-05	-1.0650E-08
N ₂	31.150	-1.3570E-02	2.6796E-05	-1.1680E-08
CH ₄	19.251	5.2126E-02	1.1974E-05	-1.1320E-08
H ₂ S	31.941	1.4365E-03	2.4321E-05	-1.1760E-08
COS	23.567	7.9842E-02	-7.0170E-05	2.4535E-08
C ₃ H ₈	-4.224	3.0626E-01	-1.5860E-04	3.2146E-08
C ₄ H ₁₀	9.487	3.3130E-01	-1.1080E-04	-2.8220E-09

1. Heater (E-117)



ΔH_1 = panas yang terkandung pada feed

ΔH_2 = panas yang terkandung pada produk

Q = steam untuk memanaskan bahan

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Diketahui :

$$T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$T_2 = 430.5 \text{ }^\circ\text{C} = 703.65 \text{ K}$$

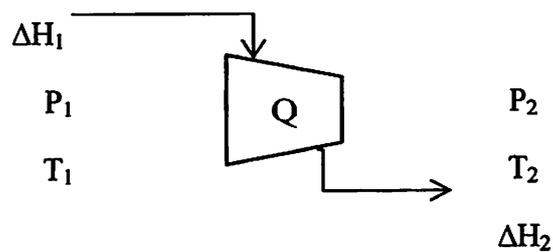
$$n = 3634.4697 \text{ kmol/jam}$$

(App A)

Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	510754.50	ΔH_2	42569556.54
Q_{media}	44299305.02	Q_{loss}	2240502.98
Total	44810059.51	Total	44810059.51

2. Kompresor O₂(G-119)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

Dimana : ΔH_1 = Panas feed

ΔH_2 = Panas produk

Q = Panas dari compressor

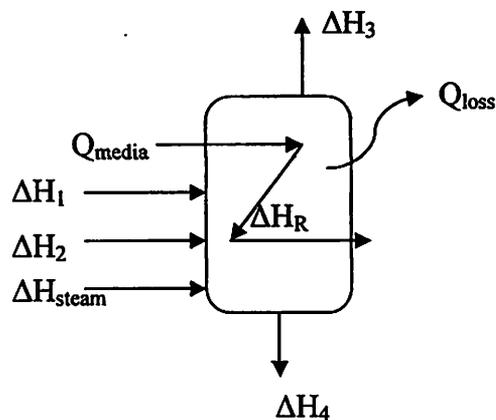
T = Temperatur

P = Tekanan

Neraca Panas Pada Kompresor

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	42569556.54	ΔH_2	88918675.36
Q	46349118.83		
Total	88918675.36	Total	88918675.36

3. Reaktor Gasifikasi (R-110)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_{\text{steam}} + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{media}}$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas pada batubara

ΔH_2 = Panas pada oksigen

ΔH_3 = Panas pada produk

ΔH_4 = Panas Produk

ΔH_{steam} = Panas steam

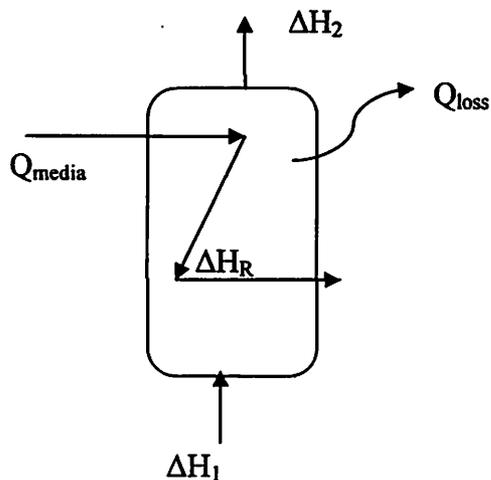
Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang dalam reactor

Neraca Panas Pada Gasifikasi

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	827651.5152	ΔH_3	546804333.4
ΔH_2	194311483.3	ΔH_4	107717.9166
ΔH_{Steam}	25339954.54	Q_{loss}	11023954.47
ΔH_R	-1779719328	Q_{media}	-2117176245
Total	-1559240239	Total	-1559240239

4. COS Hidrolisis Reaktor (R-120)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

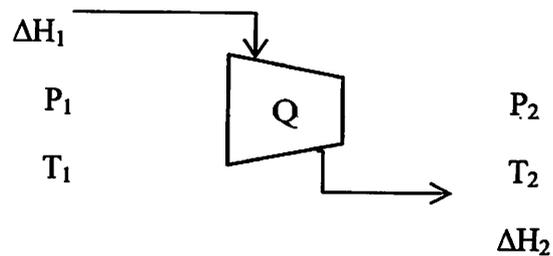
Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang dalam reactor

Neraca Panas Pada Reaktor COS Hidrolisis

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	94851758.61	ΔH_2	94850625.89
Q_{media}	17536983.67	ΔH_R	11918679.28
		Q_{loss}	5619437.114
Total	112388742.3	Total	112388742.3

5. Kompresor (G-121)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

Dimana : ΔH_1 = Panas feed

ΔH_2 = Panas produk

Q = Panas dari compressor

T = Temperatur

P = Tekanan

Diketahui : $T_1 = 300. \text{ }^\circ\text{C} = 573.15 \text{ K}$

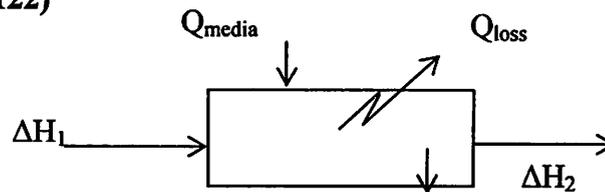
$P_1 = 30 \text{ bar}$

$P_2 = 73 \text{ bar}$

Neraca Panas Pada Kompresor

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	94850625.89	ΔH_2	139226843.6
Q	44376217.69		
Total	139226843.6	Total	139226843.6

6. Cooler (E-122)



ΔH_1 = panas yang terkandung pada feed

ΔH_2 = panas yang terkandung pada produk

Q_{media} = media ppendingin

Q_{loss} = panas yang hilang

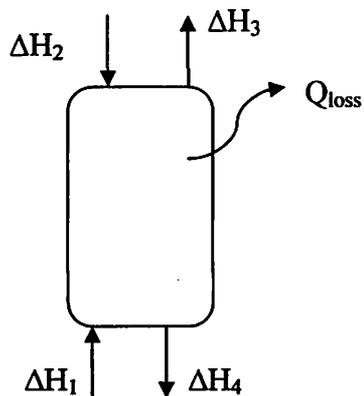
Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	139226843.6	ΔH_2	11459324.53
		Q_{media}	120806176.9
		Q_{loss}	6961342.179
Total	139226843.6	Total	139226843.6

7. Absorber (D-130)



$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas pada gas feed

ΔH_2 = Panas pada pelarut

ΔH_3 = Panas pada gas produk

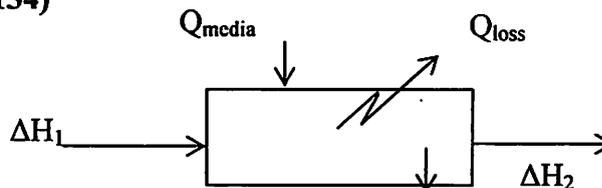
ΔH_4 = Panas pada pelarut keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam absorber

Neraca Panas Pada Absorber

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	11459324.53	ΔH_3	11323371.23
ΔH_2	2721029.574	ΔH_4	2147965.167
		Q_{loss}	709017.7053
Total	14180354.11	Total	14180354.11

8. Heater (E-134)



ΔH_1 = panas yang terkandung pada feed

ΔH_2 = panas yang terkandung pada produk

Q = steam untuk memanaskan bahan

Q_{loss} = panas yang hilang

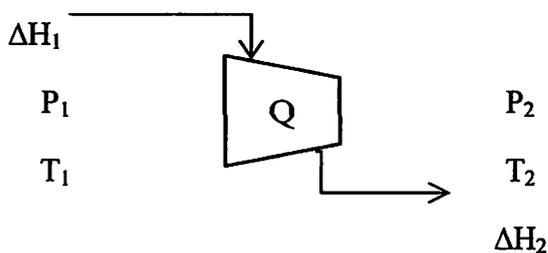
Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	11323371.23	ΔH_2	178845240.8
Q_{media}	176934777	Q_{loss}	9412907.41
Total	188258148.2	Total	188258148.2

9. Ekspander (G-135)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$$

Dimana : ΔH_1 = Panas feed

ΔH_2 = Panas produk

Q = Panas dari compressor

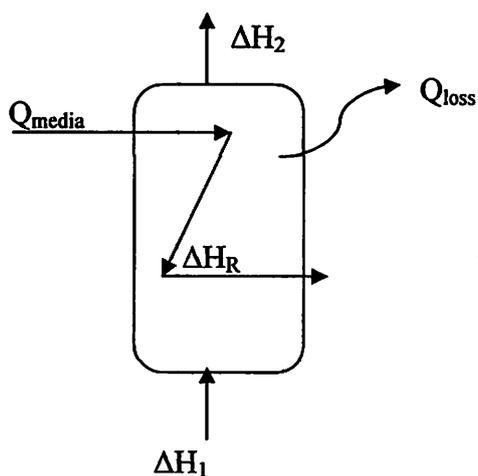
T = Temperatur

P = Tekanan

Neraca Panas Pada Ekspander

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	178845240.09	ΔH_2	-83561014.59
Q	- 262406254.68		
Total	- 83561014.59	Total	- 83561014.59

10. Methan Reforming (R-140)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + \Delta H_R + Q_{loss}$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

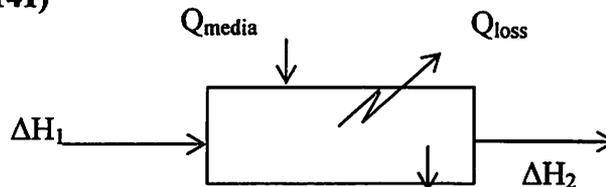
Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang dalam reactor

Neraca Panas Pada Reaktor Reforming

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	178845240.09	ΔH_2	180497816.49
Q_{media}	23348654.05	ΔH_R	11586382.95
		Q_{loss}	10109694.71
Total	202193894.14	Total	202193894.14

11. Cooler (E-141)



ΔH_1 = panas yang terkandung pada feed

ΔH_2 = panas yang terkandung pada produk

Q_{media} = media pendingin

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas total :

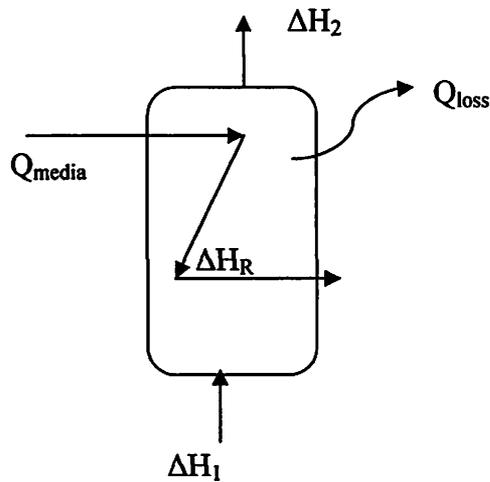
$$\Delta H_1 + Q_{media} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Diketahui :

Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (KJ/Jam)		Keluar (KJ/Jam)	
ΔH_1	180497816.49	ΔH_2	94221478.09
		Q_{media}	77251447.58
		Q_{loss}	9024890.82
Total	180497816.49	Total	180497816.49

12. Reaktor FT (R-150)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q_{\text{media}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

Q_{media} = Panas yang diserap media pendinggin

Q_{loss} = Panas yang hilang dalam reactor

Neraca Panas Pada Reaktor FT

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	94221478.09	ΔH_2	76479674.28
ΔH_R	-418286238.73	Q_{loss}	4711073.90
		Q_{media}	-405255508.83
Total	-324064760.64	Total	-324064760.64

BAB V

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

I . Kapasitas Produksi Yang diinginkan

Kapasitas Produksi = 133000 Ton/tahun

Waktu Operasi Pabrik = 300 hr/th = 24 jam/hr

Produksi = 16792.929 Kg/jam

II . Perhitungan Speifikasi Peralatan

1. Storage Batubara (F-111A)

Fungsi : Untuk penyimpanan sementara untuk batubara yang akan diproses menjadi BBG.

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Tinggi Storage : 10 m

Lebar Storage : 22.36 m

Panjang Storage : 44.7 m

Jumlah : 1 buah

2. Belt Conveyor I (J-112A)

Nama alat = Belt conveyor

Kapasitas = 16792.929 kg/jam

Panjang belt = 50 m

Kecepatan = 30.5 m/menit

Power = 0.93 HP

Jumlah = 1 buah



3. Belt Conveyor II (J-112B)

Spesifikasi Peralatan :

Nama alat	= Belt conveyor
Kapasitas	= 16792.929 kg/jam
Panjang belt	= 50 m
Kecepatan	= 30.5 m/menit
Power	= 0.93 HP
Jumlah	= 1 buah

4. Ball Mill (C-114)

Spesifikasi Peralatan

Fungsi : Memecahkan batubara dari bongkahan menjadi ukuran 0.1 mm

Kapasitas = 16.7929 ton/jam

Tipe = Marcy Ball Mills

Keluaran = 20.2 ton

Power = 220-245 Hp

Kecepatan mills = 21 rpm

5. Screen (H-115)

Spesifikasi Peralatan

Fungsi : untuk menyeragamkan ukuran sehingga pada saat dimasukan ke dalam reaktor gasifikasi mempunyai luas permukaan yang sama dan memisahkan partikel yang lebih besar dan dimasukkan lagi ke ball mill

Tipe : Vibrating Screen double deek

Jumlah : 1 buah

6. Backed Elevator (J-116)

Fungsi : mengangkat dan memindahkan batubara menuju reaktor gasifikasi

Type : Continous bucket elevator

ukuran backed : 8 x 5 x 5^{1/2} in

Bucket spacing = 14 in

Kecepatan Baked = 225 ft/min = 68.6 m/min

Tinggi elevator = 25 ft

Power = 1.6 Hp

Jumlah = 1 buah

7. Heater (E-117)

Nama = Heater

Type = shell and tube heat exchanger (2-4)

Jumlah = 1 buah

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

Bagian shell :

IDS = 27 in;

n = 2;

B = 18;

de = 0,72 in;

l = 20 ft;

C = 0,25

Bagian pipa :

1" OD BWG 8;

di = 0,67 in;

PT = 1,25 in;

susunan segitiga;

a" = 0,2618in;

Nt = 334 buah.

8. Bin Penampung (F-118)

Fungsi : Menampung batubara sementara dari Belt Conveyor

Type : Bin berbentuk persegi panjang tegak dengan bagian bawah berbentuk limas dengan sudut 120 derajat..

Bahan : carbon steel SA 240 Grade M-type 316

T Bin : 13.839 m

Tebal : 1.6 in

Jumlah : 1 buah

9. Storage O₂ (F-111B)

Fungsi : Menampung bahan baku oksigen

Type : Spherical tank

Dimensi : D = 0.382 m

Ts = 3/16 in

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade B

Jumlah : 1 buah

10. Kompresor (G-119)

Fungsi : Menaikan tekanan gas O₂ sebelum masuk ke reaktor gasifikasi

Type : Recyprocating compressor

Daya : 17.987 Hp

Bahan konstruksi : Cast iron

Jumlah : 1 buah

11. Reaktor Gasifikasi (R-110)

Fungsi : Mereaksikan batubara dengan oksigen dan steam

Type : Bejana tegak dengan bagian-bagian

- Badan (shell) berbentuk silinder
- Tutup atas dan bawah berbentuk standart dishead

Dimensi :

Do = 113 in

Di = 110.25 in

Ls = 165.375 in

Ts = 7/8 in

Tha = 1.375 in

Jumlah : 1 buah

12. Reaktor COS Hidrolisis (R-120)

Fungsi : Tempat terjadinya Reaksi COS menjadi H₂S

Tipe : Multitubular Fixed Bed Reaktor

Di : 164.296 in

Ts : 1 in

Bahan Konstruksi : Plat Steels SA-240 Grade C Type 347

Jumlah : 1 buah

13. Methane Reforming (R-140)

Fungsi : Tempat terjadinya Reaksi CH₄ menjadi Co dan H₂

Tipe : Multitubular Fixed Bed Reaktor

Di : 121.76 in

Ts : 0.5 in

Bahan Konstruksi : Plat Steels SA-240 Grade C Type 347

Jumlah : 1 buah

14. Tangki Pengeceran MDEA (M-133)

Fungsi : Untuk Mengecurkan MDEA

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conis.

Di : 53.625 in

Ts : 3/16

Tha : 3/16

Ls : 80.44 in

Bahan Kosntruksi : Plate steel SA-240 Grade A Type 410

Jumlah : 1 buah

15. Pompa MDEA (L-132)

Fungsi : mengalirkan larutan MDEA menuju kolom absorber

Type : Reciprocating

Bahan : Commersial steel

Ukuran pipa : 3.5 in Sch 40

Daya : 5 Hp

Jumlah : 1 buah

16. Absorber (Alat Utama BAB VI)

17. Reaktor (Alat Utama BAB VI)

18. Cooler (E-141)

Nama = cooler

Type = shell and tube heat exchanger

Jumlah = 1 buah

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

1. Bagian shell : type H.E 2-4, IDs = 39 in, $n' = 2$, B = 8, $de = 0.73$

$a' = 0.479$, $a'' = 0.2618$. IDs = 39 in

2. Bagian tube : ID = 0.782 in, Do = 0.75 in, $n = 4$, $P_T = 1$, $l = 20$,

$C = 0.25$, $N_t = 1176$ buah

19. Molekular Seive (D-153)

Fungsi : Mengurangi Kandungan H_2O dan CO_2

Type : Seive Try

$D_i = 150$ in

$T_s = 3$ in

$T_{ha} = 3$ in

Bahan Konstruksi : Plate steel SA-240 Grade A Type 410

Jumlah : 2 buah.

20. Storage BBG (F156)

Fungsi : Menampung bahan baku oksigen

Type : Spherical tank

Dimensi : $D = 13.780$ m

$T_s = 2$ in

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade B

Jumlah : 1 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

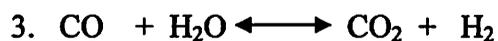
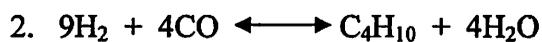
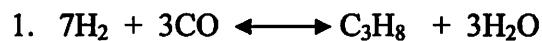
Nama alat : Reaktor FT

Kode alat : R – 150

Type : *Fixed Bed Multitubular Reaktor*

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara Karbon monoksida (CO) dengan Hidrogen (H₂)

Reaksi sebagai berikut :



Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah *standard dished* dilengkapi dengan *tube*.

Dasar perancangan

Pada reaktor ini, CO dan H₂ yang masuk ke dalam reaktor dalam fase gas akan berlangsung reaksi dengan bantuan katalis Co membentuk propane dan butane. Reaksi lain yang terjadi adalah reaksi antara CO dengan H₂O membentuk CO₂ dan H₂. Reaktor yang dipilih jenis reaktor pipa alir (*Plug Flow*) untuk memudahkan dan mempercepat kontak reaksi. Disamping efisiensi kontak, ditinjau dari aliran fluida yang masuk reaktor tidak mengalami pencampuran, akan tetapi langsung bereaksi, tanpa ada kesempatan untuk terkontaminasi dengan bahan-bahan yang lain.

Reaktor pipa alir (*Plug Flow*) ini berupa silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head* yang dilengkapi dengan *tube*. Umpan masuk dari tutup atas reaktor, sedangkan media pendingin berupa air pendingin dialirkan melalui shell untuk menjaga suhu dalam reaktor agar tetap konstan.

Produk dikeluarkan setelah mencapai waktu reaksi yang ditentukan. Untuk mengontrol kondisi operasi, maka perlu dipasang alat – alat instrumentasi yang meliputi *temperature control*.

Kondisi operasi	: - Temperatur	: 300 °C = 572 °F
	- Tekanan	: 20 atm = 293,92 psia
	- Fase	: Gas
	- Waktu tinggal	: 20-50 detik
Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA 240 Grade C type 347</i>	
Allowable stress (f)	: 14900	(Brownell & Young, App. D hal 342)
Jenis pengelasan	: <i>Double Welded Butt Joint</i>	
E	: 0,85	(Brownell & Young, tabel 13.2, hal 254)
Faktor korosi (C)	: 1/16 in	

Tahapan perancangan reaktor

6.1. Perancangan dimensi reaktor

A. Menentukan Volume Reaktor

B. Menentukan Dimensi Reaktor

- Menentukan volume total gas
- Menentukan dimensi tangki
- Menentukan tekanan design
- Menentukan tebal reaktor
- Menentukan tebal tutup atas (tha) dan tebal tutup bawah (thb)
- Menentukan tinggi tutup atas (tha) dan tinggi tutup bawah (thb)
- Menentukan tinggi reaktor total

C. Menentukan Perhitungan Tube

- Menentukan panjang tube yang terisi bahan
- Menentukan volume tube
- Menentukan jumlah tube
- Menentukan luas tube

6.2. Perancangan *Nozzle*

- a. *Nozzle* pada tutup atas
 - *Nozzle* untuk pemasukan bahan baku
- b. *Nozzle* pada silinder
 - *Nozzle* untuk *man hole*
- c. *Nozzle* pada tutup bawah
 - *Nozzle* untuk pengeluaran bahan baku

6.3. Perancangan Penguat (*Reinforcement*)

6.4. Perancangan dimensi *Gasket*, *Bolting* dan *Flange* tangki reaktor

A. Perancangan *Gasket*

B. Perancangan *Bolting*

C. Perancangan *Flange*

6.5. Perancangan sistem penyangga reaktor

A. Menentukan berat bejana total

B. Menentukan kolom penyangga

6.6. Perancangan Base Plate

A. Menentukan luas base plate

B. Menentukan panjang dan lebar base plate

C. Peninjauan terhadap bearing capacity

D. Peninjauan terhadap m dan n

E. Menentukan tebal base plate

F. Menentukan ukuran baut

6.7. Perancangan Lug dan Gusset

6.8. Perancangan Pondasi

Perhitungan Perancangan Reaktor

6.1. Perancangan Dimensi Raktor

A. Dimensi Reaktor

1. Menentukan dimensi Reaktor

Dik : laju alir umpang = 237298 kg/jam = 523147,953lb/jam

$$\rho_{\text{campuran}} = 15,878 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Ditetapkan } L_s = 1,5 \text{ di}$$

Jadi:

$$\text{Volume Zat} = \frac{M}{\rho} = 207,574 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{ruang kosong}} = 35\% \times V_t$$

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{zat}} + V_{\text{ruang kosong}}$$

$$V_{\text{tangki}} = 1,35 + 35\% \cdot V_{\text{total}}$$

$$65\% V_{\text{tangki}} = 207,574 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{ruang kosong}} = 319,34 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = V_1 + V_2 + V_3$$

$$= 0,0874 \text{ di}^3 + 1,1775 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$319,34 \text{ ft}^3 = 1,3469 \text{ di}^3$$

$$\text{di} = 6,185 \text{ ft} = 74,222 \text{ in}$$

Menentukan tinggi Zat

$$0,785 \times \text{di}^2 \times h = 319,34 - 0,0847 \text{ di}$$

$$h = 10,62 \text{ ft}$$

2. Menentukan tekanan design

$$\rho_{\text{campuran}} = 185,336 \text{ kg/m}^3 = 11,5702 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_d = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho_{\text{campuran}}(h_g - 1)}{144}$$

$$P_d = (1,06 + 293,92)$$

$$= 294,98 \text{ psig}$$

3. Menentukan tebal tangki

$$t_s = \frac{P_i \times d_i}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C$$

$$= 0,94 \approx 1 \text{ in}$$

Standarisasi di :

$$d_o = d_i + 2 \cdot t_s$$

$$= 74,222 \text{ in} + 2 \cdot 1$$

$$= 76,222 \text{ in}$$

$$= 78 \text{ in}$$

$$d_{i \text{ baru}} = d_o - 2 \cdot t_s$$

$$= 76 \text{ in}$$

$$Ls_{\text{standard}} = 1,5 d_{i \text{ baru}}$$

$$= 1,5 \times 76 \text{ in} = 114 \text{ in} = 9,5 \text{ ft}$$

B. Menentukan dimensi tutup

1. Menentukan tebal tutup atas (t_{ha}) dan tebal tutup bawah (t_{hb})

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standart dishead

$$r = d_i$$

$$t_{ha} = t_{hb} = \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f \times E - 0,1 \times P_i)} + C \quad (\text{pers. 13-12 hal. 258 Brownell \& Young})$$

$$= 1,6 \text{ in}$$

2. Menentukan tinggi tutup atas (h_a) dan tinggi tutup bawah (h_b)

$$d_i = r$$

Dari tabel 5.6 *Brownell & Young* hal.88 untuk $t_s = 1 \text{ in}$ diperoleh :

$$sf = 4 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell & Young* hal.91 didapat :

$$r = 72 \text{ in}$$

Dari *Brownell and Young*, fig 5-8, hal 87, diperoleh :

$$a = \frac{d_i}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = \frac{di}{2} - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$ha = t_h + b + sf$$

Dimana :

di = diameter dalam = 45,471 in

t_s = tebal silinder = 1 in

t_h = tebal tutup = 1,6 in

r = di

icr = knuckle radius = 4,75 in

sehingga :

$$a = \frac{1}{2} di = 38 \text{ in}$$

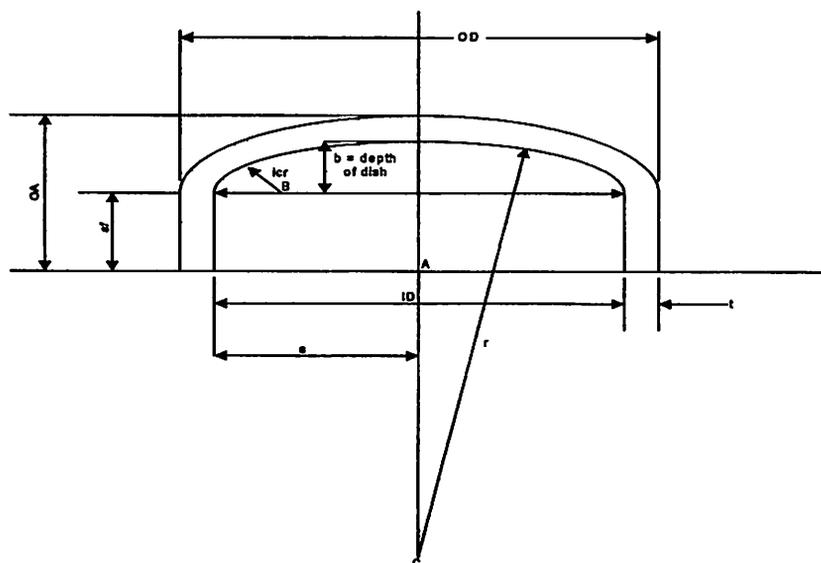
$$AB = a - icr = 33,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 71,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 63,016 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 12,984 \text{ in}$$

$$ha = hb = t_h + b + sf = 18,116 \text{ ft}$$



Gambar 6.1

Penampang tutup atas Reaktor

3. Menentukan Tinggi Reaktor Total

Tinggi reaktor = Tinggi tutup atas + Tinggi silinder + Tinggi tutup bawah

$$= h_a + L_s + h_b$$

$$= 150,234 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas maka diperoleh dimensi reaktor :

$$\begin{aligned} D_i &= 76 \text{ in} & t_{ha} &= 1,6 \text{ in} & t_s &= 1 \text{ in} \\ D_o &= 78 \text{ in} & t_{hb} &= 1,6 \text{ in} & L_s &= 114 \text{ in} \end{aligned}$$

C. Menentukan Perhitungan Tube

1. Menentukan panjang tube yang bahan

Katalis yang digunakan adalah katalis Co (kobalt).

Dari table 4-22 *Ulrich* hal.217 ditetapkan porosity (ϵ)

Porosity (ϵ) = 0,60 diambil $\epsilon = 0,60$

$$\begin{aligned} V_{\text{bahan}} &= 0,60 \times V_{\text{gas}} \\ &= 124,544 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{bahan}} = 7750 \text{ kg/m}^3 = 483,817 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} M_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{bahan}} \times V_{\text{bahan}} \\ &= 965217,135 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Menentukan volume tube

$$\begin{aligned} V_{\text{tube}} &= V_{\text{bahan}} + V_{\text{gas}} \\ &= 332,118 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tube}} = \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L$$

$$L = \frac{V_{\text{tube}}}{\frac{\pi}{4} \times d_i^2} = \frac{V_{\text{tube}}}{\text{flow area}}$$

Direncanakan :

Pipa yang dipakai 3 in, OD Sch 40, 16 BWG, L = 6 ft

Dari data table 11 *Kern*, hal.844 diperoleh : $a' = 7,38 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2$

$$L = 6474,030 \text{ ft}$$

3. Menentukan jumlah tube

$$N_t = \frac{L}{\text{panjang tube standart}}$$

$$= 324 \text{ buah}$$

Maka :

$$\text{Kec. gas} = \frac{V_{\text{act}}}{\text{waktu reaksi}} =$$

$$= 2,883 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Rate tiap 1 pipa} = \frac{\text{kecepatan gas}}{N_t}$$

$$= 0,009 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Volume tiap panjang tube yang terisi bahan (ft) = $a' \times L \times \epsilon$

Dimana : a' = flow area (ft²)

L = panjang tube yan berisi bahan (ft)

ϵ = porositas

Sehingga :

$$V = 199,271 \text{ ft}^3$$

4. Menentukan luas tube

Direncanakan susunan pipa berbentuk segitiga (triangular pitch) dengan sudut 60°. Dari *tabel 9, Kern*, hal 842 diperoleh :

$$OD = \frac{3}{4} \text{ in} ; P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{Luas 1 pipa} : t = P_T \times \sin 60^\circ$$

$$= \frac{3}{4} \text{ in} \times \sin 60^\circ = 0,866 \text{ in}$$

$$\text{Luas triangular pitch} = 0,5 \times P_T \times t$$

$$= 0,5 \times 1 \times 0,866$$

$$= 0,433 \text{ in}^2 = 0,003 \text{ ft}^2$$

Dengan $N_t = 1079$ buah, maka :

$$\text{Luas pipa} = N_t \times \text{luas segitiga}$$

$$= 0,974 \text{ ft}^2$$

Asumsi : Luas pipa = 90 % × luas total

$$\begin{aligned}\text{Luas total} &= \frac{\text{Luas pipa}}{0,9} \\ &= 1,0825 \text{ ft}^2 = 155,880 \text{ in}^2\end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan tube :

Nt = 324 buah

$t_s = 1 \text{ in}$ $t_h = 1,6 \text{ in}$ $L = 6 \text{ ft}$

Pipa 3 in, OD Sch 40, 16 BWG

6.2. Menentukan ukuran nozzle

Pada reaktor terdapat beberapa nozzle yang terbagi dalam 3 tempat, yaitu :

a. Nozzle pada tutup bawah

- Nozzle untuk memasukkan bahan baku

b. Nozzle pada slinder

- Nozzle untuk air pendingin

c. Nozzle pada slinder

- Nozzle untuk pengeluaran air pendingin

d. Nozzle pada tutup atas

- Nozzle untuk pengeluaran bahan baku

a. Nozzle pada tutup bawah

- Nozzle untuk pemasukan bahan baku

Rate bahan masuk = 237298,35 kg/jam = 523147,953 lb/jam

ρ campuran = 15,878 lb/ft³

viskositas campuran = 0,0276 cp

= 0,067 lb/ft.jam

= 1,852.10⁻⁵ lb/ft.s

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik } (Q_f) &= \frac{m}{\rho} = 32948,403 \text{ ft}^3 \\ &= 9,152 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Pemilihan diameter nozzle berdasarkan diameter pipa :

$$\text{ID optimal} = 3,9 (Q_f)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

(Peter hal. 496)

$$= 15,131 \approx 16 \text{ in (standarisasi)}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$D_{\text{nominal}} = 16 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 15 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 15 \text{ in} = 1,25 \text{ ft}$$

Asumsi aliran turbulen

Checking asumsi

$$N_{\text{Re}} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$\text{Dimana laju alir (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\lambda/4(ID)^2}$$

$$V = 7,462 \text{ ft/s}$$

$$N_{\text{Re}} = 7997426,503 > 2100 \text{ (memenuhi)}$$

b. Nozzle pada silinder

- Nozzle untuk air pendingin

$$\text{Rate bahan masuk} = 1938557,80 \text{ kg/jam} = 4273744,534 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ bahan} = 20,102 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas campuran} = 0,85 \text{ cp}$$

$$= 2,056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 0,000571 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (} Q_f \text{)} &= \frac{m}{\rho} = 212604,898 \text{ ft}^3 \\ &= 5,91 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter nozzle berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 (Q_f)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peter hal. 496)} \\ &= 12 \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$D_{\text{nominal}} = 12 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 12,750 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 11,938 \text{ in} = 0,995 \text{ ft}$$

Asumsi aliran turbulen

Checking asumsi

$$N_{Re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$\text{Dimana laju alir (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\lambda/4(ID)^2}$$

$$V = 7,602 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = 266143,5 > 2100 \text{ (memenuhi)}$$

c . Nozzle pada slinder

- Nozzle untuk pengeluaran air pendingin

$$\text{Rate bahan masuk} = 1938557,80 \text{ kg/jam} = 4273744,534 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ bahan} = 20,102 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas campuran} = 0,85 \text{ cp}$$

$$= 2,056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 0,000571 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (} Q_t \text{)} &= \frac{m}{\rho} = 212604,898 \text{ ft}^3 \\ &= 5,91 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter nozzle berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 (Q_t)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} && \text{(Peter hal. 496)} \\ &= 12 \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$D_{\text{nominal}} = 12 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 12,750 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 11,938 \text{ in} = 0,995 \text{ ft}$$

Asumsi aliran turbulen

Checking asumsi

$$N_{Re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$\text{Dimana laju alir (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\lambda/4(ID)^2}$$

$$V = 7,602 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = 266143,5 > 2100 \text{ (memenuhi)}$$

d. Nozzle pada tutup atas

- Nozzle untuk pengeluaran bahan baku

$$\text{Rate bahan masuk} = 237298,35 \text{ kg/jam} = 26207,23 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 9,867 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Maka didapatkan viskositas campuran} = 0,0267 \text{ cp}$$

$$= 0,0645 \text{ lb/ft.jam} = 1,791 \cdot 10^{-5} \text{ lb/ft.detik}$$

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{m}{\rho} = 53019,961 \text{ ft}^3$$

$$= 14,728 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi aliran turbulen

Pemilihan diameter nozzle berdasarkan diameter pipa :

$$\text{ID optimal} = 3,9 (Q_f)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peter hal. 496})$$

$$= 17,619 = 18 \text{ in}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$D_{\text{nominal}} = 18 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 18 \text{ in} ; \text{ID} = 16,876 \text{ in} = 1,406 \text{ ft}$$

Asumsi aliran turbulen

Checking asumsi

$$N_{Re} = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$\text{Dimana laju alir } (v) = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\lambda/4(ID)^2}$$

$$V = 9,486 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = 7350196,2 > 2100 \text{ (memenuhi)}$$

Kesimpulan Perancangan Nozzle

a. Nozzle pemasukan bahan baku

Ukuran: 16 in

Sch : 40

ID : 15 in

b. Nozzle pada silinder untuk air pendingin

Ukuran: 12 in

Sch : 40

ID : 11,938

c. Nozzle pada silinder untuk air pendingin

Ukuran: 12 in

Sch : 40

ID : 11,938

d. Nozzle pengeluaran bahan baku

Ukuran: 18 in

Sch : 40

ID : 16,876 in

Flange yang digunakan pada keempat nozzle tersebut adalah flange standart type Welding Neck

Dari fig. 12-2 Brownell & Young, hal. 221 diperoleh dimensi flange sebagai berikut :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	16	23.5	1 7/16	18 1/2	18	16	5	15.25
B	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12.75	4 1/2	12
C	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12.75	4 1/2	12
D	18	25	1 9/16	21	19 7/8	18	5 1/2	17.25

Keterangan :

A		Nozzle pemasukan bahan baku
B & C		Nozzle pada silinder
D		Nozzle pengeluaran bahan baku
NPS		Ukuran pipa nominal, in
A		Diameter luar flange, in
T		Ketebalan flange minimum, in
R		Diameter luar bagian yang menonjol, in
E		Diameter hub pada dasar, in
K		Diameter hub pada titik pengelasan, in

L		Panjang melewati hub, in
B		Diameter dalam pipa, in

6.4. Perhitungan Reinforcement (Penguat)

Menentukan lubang maksimum tanpa penguat :

$$K = \frac{P d_o}{2 t s f} \quad (\text{Pers. 10-29, Herman C. Hesse, hal 280})$$

Dimana :

P	=	Tekanan design	=	294,980 psi
Do	=	Diameter luar dinding shell	=	78 in
ts	=	Tebal shell	=	1 in
F	=	Strees yang diijinkan	=	14900 psi

Maka :

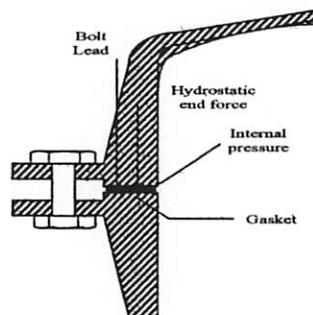
$$K \approx 1,235$$

$$d_o \times t = 78 \text{ in (lubang maksimum)}$$

Dikarenakan lubang maksimum yang diizinkan adalah 78 in, maka setiap lubang yang lebih besar dari 78 in diperlukan penguat, dari perhitungan diatas untuk mencari diameter lubang nozzle **maka tidak diperlukan penguat.**

6.4. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding (Shell) Reaktor

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari reaktor, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian *shell* menggunakan sistem flange dan bolting.



Gambar 6.4.1. Dimensi gasket dan bolting

(Brownell & Young, App. D, hal. 342)

A. Flange

Bahan : High alloy steel SA – 240, Grade M, type 347
 Tensile stress min : 75000 psi
 Allowable stress : 15000 psi
 Flange type : Ring Flange Loose Type

(Brownell & Young, App. D, hal. 342)

B. Bolting

Bahan : Low alloy Steel SA 193 Grade B8c Type 34
 Tensile stress min : 75000 psi
 Allowable stress : 15000 psi (Brownell & Young, App. D, hal. 344)

C. Gasket

Bahan : Flat metal, jacketed, asbestos filled
 Gasket reactor (m) : 3,75

Minimum design seating stress (y) : 9000 psi

(Fig. 12-11 Brownell & Young hal. 228)

1. Gasket

- Menentukan Lebar Gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari Brownell & Young, pers. 12.2, hal. 226

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}}$$

(Pers. 12.2 Brownell & Young hal. 226)

Dimana :

d_o : diameter luar gasket, in

d_i : diameter dalam gasket, in

P : tekanan design = 294,980 psi

m : gasket factor = 3,75

y : yield stress = 9000 lb/in² = 9000 psia

$$\frac{d_o}{d_i} = 1,0499$$

Dengan, $d_i = d_o \text{ shell} = 78 \text{ in}$

$$d_o = d_i \times 1,0499$$

$$= 81,892 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum (n) :

$$n = \frac{d_o - d_i}{2} = 1,946 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{31,137}{16} = 1,946 \text{ in}$$

Diameter rata-rata gasket (G) = d_i + lebar gasket = 79,946 in

- **Perhitungan Beban Gasket**

$$W_{m2} = H_Y = b \times \pi \times G \times y \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.88, hal. 240})$$

Dimana : b = lebar efektif gasket (in)

y = yield (lb/in²)

G = diameter rata-rata gasket = 49,194 in

Dari fig. 12.12, *Brownell & Young* hal. 229 didapat :

$$\text{Lebar seating gasket, } b_o = \frac{n}{2} = 0,973 \text{ in}$$

$$b = b_o = 0,973 \text{ in}$$

sehingga :

$$W_{m2} = H_y = 2198352,68 \text{ lb}$$

Beban karena tekanan dalam (H) :

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.89, hal.240})$$

$$= 1479983,65 \text{ lb}$$

Beban baut agar tidak bocor (H_p) :

$$H_p = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.90, hal.240})$$

$$H_p = 537510,218 \text{ lb}$$

Jadi berat beban :

$$W_{m1} = H + H_p \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.91, hal.240})$$

$$= 2017493,868 \text{ lb}$$

Karena $W_{m1} > W_{m2}$ maka yang mengontrol adalah W_{m2} .

2. Baut (*Bolting*)

Perhitungan luas bolting minimum bolting (baut) area

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{f_b} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.92, hal. 240})$$

$$= 29,311 \text{ in}^2$$

- Ukuran baut optimum (optimum bolting area)

Berdasarkan *Brownell & Young, tabel 10.4, hal. 188* diperoleh :

Dicoba ukuran baut = 1,5 in

Root area = 1,294 in²

$$N = \frac{A_{m1}}{\text{Root area}} = 29,3 \approx 30 \text{ buah}$$

Dari tabel 10.4, *Brownell & Young* hal. 188 diperoleh :

- ukuran nominal baut = 1,5 in
- root area (A) = 1,294 in
- bolting spacing = 3,25 in
- jarak radial minimum (R) = 2 in
- jarak dari tepi (E) = 1 1/2 in
- bolt area diameter (C)

$$C = \text{ID Shell} + 2 (1,4159 \times g_o + R)$$

$$\text{IDs} = 79,946 \text{ in}$$

$$g_o = \text{tebal shell} = 1 \text{ in}$$

Sehingga :

$$C = 85,610 \text{ in}$$

Diameter luar flange (A) :

$$A = \text{OD} = \text{bolt area diameter} + 2 E$$

$$= C + 2 E$$

$$= 88,610 \text{ in}$$

Cek lebar gasket :

$$A_b \text{ aktual} = \text{jumlah baut} \times \text{root area}$$

$$= 38,82$$

Lebar gasket minimum :

$$W = \frac{Ab \text{ aktual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G}$$

$$= 0,129$$

- Perhitungan Moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(Ab + Am_1) \times Fa}{2} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94, hal. 242})$$

$$= 510985,268 \text{ lb}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle (h_G) adalah

$$h_G = \frac{1}{2}(C - G) \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.101, hal. 242})$$

$$= 2,832 \text{ in}$$

Moment Flange (Ma) :

$$Ma = h_G \times W$$

$$= 1447008,082 \text{ lb.in}$$

Untuk keadaan moment pada kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 2017493,868 \text{ lb}$$

Gaya hydrostatic pada daerah dalam flange (H_D) :

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times P \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.96, hal. 242})$$

Dimana :

B = do shell

P = tekanan design

Maka :

$$H_D = 5064,015 \text{ lb}$$

Jarak jari-jari bolt circle pada H_D (h_D) :

$$h_D = 0,5 (C - B) \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.100, hal. 242})$$

$$= 3,805 \text{ in}$$

Moment komponen (M_D)

$$M_D = h_D \times H_D \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.96, hal. 242})$$

$$= 19267,737 \text{ lb.in}$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$H_G = W - H = W_{m1} - H \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.98, hal. 242})$$

$$= 537510,218 \text{ lb}$$

Moment komponen (M_G)

$$M_G = H_G \times h_G \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.98, hal. 242})$$

$$= 1522121,335 \text{ lb.in.}$$

Perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange :

$$H_T = H - H_D \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97, hal. 242})$$

$$= 1474919,635 \text{ lb}$$

$$h_T = 0,5 \times (h_D + h_G) \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.102, hal. 242})$$

$$= 3,318 \text{ lb}$$

Moment komponen (M_T)

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97, hal. 242})$$

$$= 4894251,035 \text{ lb.in}$$

Total moment pada keadaan operasi (M_o)

$$M_o = M_D + M_G + M_T \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97, hal. 242})$$

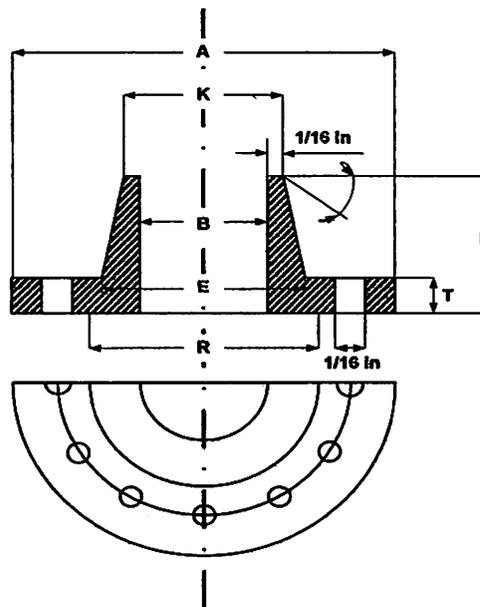
$$= 4635640,207 \text{ lb.in}$$

$$M_{\text{max}} = 4635640,207 \text{ lb.in}$$

3. Flange

Kondisi operasi reaktor berlangsung pada suhu 572 °F dan tekanan 20 atm untuk itu dipilih standard *flange* :

150 lb *steel welding neck flanges* (168)



Gambar 6.3. Dimensi *Flange* pada *Nozzle*

(Brownell & Young hal 221)

Dari Brownell & Young tabel, 12.2 hal. 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standard type 150 lb *steel welding neck flanges* (168) dengan dimensi nozzle sebagai berikut :

- Nozzle A = Nozzle untuk Produk
- Nozzle B&C = Nozzle untuk Pemasukan dan pengeluaran air pendingin
- Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan Feed
- NPS = ukuran pipa nominal, in
- A = diameter luar *flange*, in
- T = ketebalan *flange* minimum, in
- R = diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = diameter *hub* dasar, in
- K = diameter *hub* pada titik pengelasan, in
- L = panjang *hub*, in
- B = diameter dalam dari dinding pipa standard, in
- Perhitungan Tebal Flange

$$t_f = \left(\frac{y \times M_{\max}}{f \times B} \right)^{0.5}$$

(Brownell & Young, pers.12.85, hal. 239)

Dimana :

f = stress yang diijinkan untuk bahan flange

B = diameter luar reaktor

A = diameter luar flange

Maka :

$$K = \frac{A}{B} = 1,136$$

Dari fig. 12-22, Brownell & Young hal. 238 diperoleh harga $y = 12$

Maka :

$$t_f = 8,151 \text{ in} \approx 8 \text{ in}$$

- Perhitungan Las Nozzle Terhadap Dinding Flange

Dari App. K, *Brownell & Young*, hal. 388 didapat :

Pipa 8 in IPS Sch 40 dengan tebal (n) = 0,322 in

Tebal shell (t_s) = 1 in

$$(t_1 + t_2)_{\min} = 1,2 t + 0,1 n$$

$$= 1,232 \text{ in}$$

Jadi ditetapkan tebal las t_1 dan $t_2 = 8 \text{ in}$

Kesimpulan Perancangan :

- Flange

Bahan = High Alloy Steel SA 240 grade M type 347

Stress = 14900 psi

Tebal = 8 in

Type = Ring flange Loose Type

- Bolting

Bahan = Low alloy Steel SA 193 grade B8c Type 347

Stress = 15000 psi

Ukuran = 1,5 in

Jumlah = 30 buah

- Gasket
 - Bahan = Flat metal, Jacketed, asbestos-filled
 - Stress minimum = 9000 psi
 - Tebal = 1,195 in

6.5. Sistem Penyangga (*Support*)

a. Menentukan Berat Bejana Total

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- o Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 240 grade C Type 347
- o Tebal silinder (t_s) = 1 in
- o Diameter dalam silinder (d_i) = 76 in = 6,3 ft
- o Diameter luar silinder (d_o) = 78 in = 6,5 ft
- o Tekanan internal tangki (P_i) = 294,980 psia

Perhitungan

- Berat Tutup Reaktor (W_1)

Data :

OD silinder = 78 in = 6,5 ft

ID silinder = 76 in = 6,4 ft

Tebal tutup = 1,6 in

Dari tabel 5.6 *Brownell & Young hal 88*, didapat :

$s_f = 4,5$ in

$i_{cr} = 4,875$ in

Dengan persamaan 5.12 *Brownell & Young, hal. 88* :

$$D = OD - \frac{OD}{42} + 2s_f + \frac{2}{3}i_{cr}$$

$$= 92,107 \text{ in}$$

Berat tutup bawah dan atas (W_1) :

$$W_1 = \frac{\pi}{4} D^2 \times t_h \times \rho$$

$$= 745,054 \text{ lb}$$

Karena dimensi tutup atas dan bawah sama, maka total berat tutup atas dan bawah adalah :

$$W_2 = 1490,108 \text{ lb}$$

- **Berat Dinding Reaktor**

Data :

$$\text{Tinggi shell (H)} = 114 \text{ in}$$

Volume bahan (dinding reaktor) adalah :

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} (d_o^2 - d_i^2) \times L \\ &= 27562,92 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

Berat dinding reaktor (W_2) adalah :

$$\begin{aligned} W_2 &= \rho \times V_{\text{bahan}} \\ &= 271963,332 \text{ lb} \end{aligned}$$

- **Berat Isi Reaktor**

• **Tube**

Pipa yang dipakai = 3 in

Dari tabel 11, Kern hal. 844 didapat :

$$d_i = 3,068 \text{ in}$$

$$d_o = 3,5 \text{ in}$$

$$L = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan tube} &= \frac{1}{4} \pi (d_o^2 - d_i^2) L \\ &= 160,369 \text{ in}^3. \end{aligned}$$

Volume total tube :

$$\begin{aligned} V &= \text{Vol. Bahan} \times \text{jml tube} \\ &= 51959,39125 \text{ in}^3. \end{aligned}$$

Berat tube (W_3) :

$$\begin{aligned} W_3 &= V_{\text{total tube}} \times \rho \\ &= 512683.3135 \text{ lb.} \end{aligned}$$

• **Baffle**

Data :

$$\text{Tinggi tube} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

$$\text{IDs} = 76 \text{ in}$$

$$\text{Baffle spacing (B)} = 0,5 \text{ IDs} = 38 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah baffle} &= \frac{\text{tinggi tube}}{\text{baffle spacing}} \\ &= 1,895 \approx 2 \text{ buah.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas dari baffle} &= 75\% \times \text{IDs} && (\text{Kern, hal. 130}) \\ &= 44,745 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume baffle} &= \text{luas baffle} \times t \\ &= 44,745 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat baffle (W}_4\text{)} &= \text{volume baffle} \times \rho \\ &= 441,499 \text{ lb} \end{aligned}$$

- **Tube Sheet**

$$\text{Luas baffle} : 44,745 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas baffle} = 75\% \times \text{luas tube sheet}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tube sheet} &= \frac{\text{luas baffle}}{75\%} \\ &= 59,66 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat tube sheet (W}_5\text{)} &= 2 \times \text{luas tube sheet} \times \text{tebal baffle} \times \rho_{\text{bahan}} \\ &= 52679,651 \text{ lb.} \end{aligned}$$

- **Attachment**

Berat attachment meliputi seluruh perlengkapan seperti nozzle dan sebagainya.

$$W_a = 18\% \times W_s \quad (\text{Brownell And Young, hal 157})$$

Dimana :

W_a = berat attachment (lb)

W_s = berat silinder tangki

$$W_a = 18\% \times W_s = 4961,33 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{reaktor}} &= W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5 + W_a \\ &= 573000,95 \text{ lb} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan (factor safety) 20% maka berat total :

$$\Sigma W = 687601,14 \text{ lb}$$

Sebagai penyangga digunakan sistem lug, sehingga :

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H - L)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

(Brownell & Young, pers. 10.76, hal. 197)

Dimana :

- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap lug (lb)
 P_w = total beban permukaan karena angin (lb)
 H = tinggi vessel dari pondasi (ft)
 L = jarak antara level dengan dasar pondasi (ft)
 D_{bc} = diameter (ft)
 n = jumlah support
 Σ W = berat total (lb)

Reaktor furnace terletak dalam ruangan, sehingga tekanan angin tidak dikontrol, sehingga berlaku rumus :

$$P = 143250,24 \text{ lb}$$

• **Penyangga:**

- W_{total} = 687601,14 lb
- Berat yang ditahan = 143250,24 lb

b. Menentukan Kolom Support

Rencana :

- Kolom Penyangga = 4 buah
 Jenis kolom = I - Beam

Data :

- Beban tiap kolom = 143250,24 lb

Menentukan Tinggi Kolom (L)

Ditentukan jarak reaktor dengan lantai = 5 ft

$$L = \frac{1}{2} H + 5 \text{ ft}$$

$$= 62 \text{ ft} = 744 \text{ in}$$

- **Trial Ukuran I Beam**

Untuk pemilihan I beam, dicoba 8" ukuran berat 8 × 4, berat 23 lb, dengan cara pemasangan I beam dengan eksentrik (terhadap sumbu).

Dari App. G *Brownell & Young*, hal. 355 diperoleh :

$$b = 4,171 \text{ in}$$

$$h = 8 \text{ in}$$

$$A_y = 6,71 \text{ in}^2$$

$$r_{1-1} = 3,09 \text{ in}$$

Maka :

$$\frac{L}{r} = 240,777 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} f_c \text{ aman} &= 17000 - 0,485 (L/r)^2 \\ &= 141882,892 \end{aligned}$$

$$\text{Luas (A) yang dibutuhkan} = \frac{P}{f_c \text{ aman}} = 1,01 \text{ in}^2$$

Karena A yang dibutuhkan < dari A yang disediakan, maka I - beam dengan ukuran 8 in, 8 × 4, berat 23 lb, telah memenuhi.

Kesimpulan I – Beam :

- Ukuran: 8", 8 × 4"
- Berat : 23 lb .
- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

6.6. Base Plate

Bahan base plate = concrete (beton), maka :

$$f_{bp} = 600 \text{ lb/in}^2. \quad (\text{H. C. Hesse, tabel 7.7, hal. 162})$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate (in}^2\text{)}$$

$$P = \text{beban dari tiap base plate}$$

$$\begin{aligned} F_{bp} &= \text{stress yang diterima oleh pondasi yang terbuat dari beton} \\ &= 600 \text{ lb/in}^2 \quad (\text{tabel 7-7 hal. 162, Hesse}) \end{aligned}$$

Sehingga :

$$A_{bp} = 238,75 \text{ in}^2$$

- **Menentukan Panjang dan Lebar Base Plate**

$$A_{bp} = l \times p$$

Dimana :

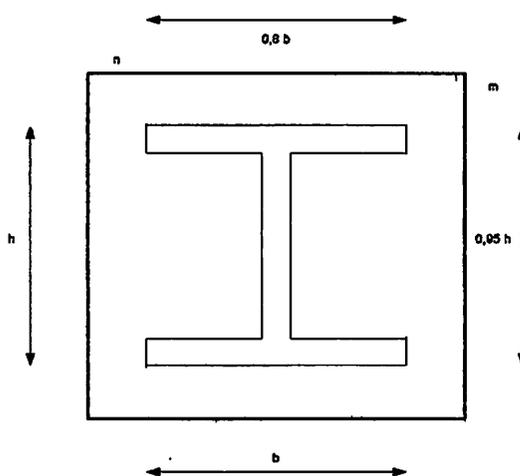
$$l = \text{lebar base plate} = 2n + 0,80 b$$

$$p = \text{panjang base plate} = 2m + 0,95 h$$

Dengan I beam 8×4 , diperoleh :

$$h = 8 \text{ in}$$

$$b = 4 \text{ in}$$



Dengan mengasumsikan $m = n$, maka :

$$A_{bp} = (2m + 0,95d) \times (2n + 0,80b)$$

$$736,533 \text{ in}^2 = [2m + (0,95 \times 8)] \times [2m + (0,8 \times 4)]$$

$$736,533 \text{ in}^2 = (2m + 7,6) \times (2m + 3,2)$$

$$736,533 \text{ in}^2 = 4m^2 + 21,6 m + 24,23$$

$$4m^2 + 21,6 m - 214,4304 = 0$$

Dengan menggunakan rumus ABC diperoleh :

$$x_1 = -5,1037 \text{ in} ; \quad x_2 = 10,504 \text{ in}$$

$$\text{Diambil : harga } x \text{ positif} = 10,504 \text{ in}$$

Karena $m = n = 10,504 \text{ in}$, maka :

$$L = 2n + 0,8 b$$

$$= 24,20738273 \approx 24 \text{ in.}$$

$$P = 2m + 0,95 d$$

$$= 28,60738273 \approx 29 \text{ in.}$$

Ditetapkan ukuran base plate 24×29 in dengan luas = 696 in^2 .

Beban yang harus ditahan :

$$f = \frac{P}{A}$$

$$= 205,82 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} < 600 \text{ psia (memenuhi)}$$

Kesimpulan :

Base plate dengan ukuran 8×4 ini dapat digunakan dengan aman karena beban yang harus ditahan $307 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$ (harga stress maksimum).

Cek harga m dan n :

- Panjang base plate
 $40 = 2m + (0,95 \times 8)$
 $m = 16,2 \text{ in}$
- Lebar base plate
 $36 = 2n + (0,8 \times 4)$
 $n = 15,4 \text{ in}$

Dari nilai m dan n tersebut, maka yang mengontrol dalam pemilihan tebal base plate adalah nilai m karena $n < m$.

- **Menentukan Tebal Base Plate**

$$tbp = \sqrt{1,5 \cdot 10^4 \times p \times n^2} \quad (\text{H. C. Hess, pers. 7.12, hal. 163})$$

Dengan :

tbp = tebal base plate, in

p = actual unit pressure yang terjadi pada base plate

m = 16,2 in

tbp = 2,7 in \approx 3 in

- **Menentukan Ukuran Baut**

Data :

Beban baut = lb.

Beban tiap baut = 35812,56 lb.

Menentukan luas baut :

$$A_b = \frac{P_b}{f_s}$$

Dimana :

A_b = luas baut

P_b = beban tiap baut

f_s = beban tiap baut maksimal Maka :

$$A_b = 2,39 \text{ in}^2$$

$$A_b = \frac{1}{4} \times \pi \times db^2$$

$$db = 1,744 \text{ in} \approx 1,875 \text{ in}$$

Dari tabel 10-4 *Brownell & Young, hal. 188*, didapat ukuran baut 1,875 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut : 1,875 in

Root area : 2,049

Bolt spacing minimal : 4 in

Jarak radial minimum : 2 3/8 in

Edge distance : 1 7/8 in

Nut dimension : 2 15/16 in

Radius fillet maksimum: 5/8 in

6.7. Menentukan Dimensi Lug dan Gusset

Direncanakan menggunakan :

- 2 plate horizontal (lug)
- 2 plate vertikal (gusset).

Dari fig. 10.6, *Brownell & Young hal. 191* diperoleh :

$$\begin{aligned} A &= \text{Lebar lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ &= 1 \frac{7}{8} + 9 = 10,875 \text{ in.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= \text{Jarak antar gusset} = \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ &= 1 \frac{7}{8} + 8 = 9,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \text{Lebar gusset} = 2 \times (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\ &= 7,125 \text{ in.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Lebar lug atas (a)} &= \frac{1}{2} (L + \text{ukuran baut}) \\ &= 3,9375 \text{ in.}\end{aligned}$$

$$\text{Perbandingan tebal base plate (B/L)} = 1,4 \text{ in}$$

Dari table 10,6 *Brownell & Young*, hal. 192, didapat

$$\tau_1 = 0,211$$

$$e = \frac{1}{2} \text{ nut dimension}$$

$$e = \frac{1}{2} \times 2 \frac{15}{16} = 1,489 \text{ in}$$

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari pers. 10-40, *Brownell & Young*, hal. 192 :

$$My = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1 - \tau_1) \right]$$

dimana:

P = beban tiap baut

μ = poisson ratio (0,30 untuk steel)

L = panjang horizontal plate bawah (5 in)

e = nut dimension = 1,489 in

maka :

$$My = 25722,74569 \text{ lb}$$

My disubstitusikan ke pers. 10.41 *Brownell & Young* hal. 193, diperoleh :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times My}{f}} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 10.41, hal. 193})$$

Dimana :

t_{hp} = tebal horizontal plate

$$t_{hp} = 2 \text{ in}$$

maka digunakan plate steel dengan tebal 2 in

$$\begin{aligned}\text{- Tebal gusset minimal} &= \frac{3}{8} \times t_{hp} \\ &= \frac{3}{8} \times 2 = 0,772 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{- Tinggi gusset} &= Hg = A + \text{ukuran baut} \\ &= 12 \text{ in} + 1 \frac{7}{8} \text{ in} = 13,875 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{ Tinggi lug} &= H_g + 2 t_{hp} \\
 &= 15 \text{ in} + 2 (2 \text{ in}) = 17,991 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi lug dan gusset :

- Lug
 - Lebar = 3,9375 in
 - Tebal = 2 in
 - Tinggi = 17,991 in
- Gusset
 - Lebar = 7,125 in
 - Tebal = 1,4 in
 - Tinggi = 13,875 in

6.8.Menentukan Dimensi Pondasi

Beban yang harus ditahan pondasi :

- a. Berat beban bejana total
- b. Berat kolom penyangga
- c. Berat base plate

Ditentukan :

- Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- Spesifikasi semua penyangga sama

Data :

- Beban yang ditanggung tiap kolom penyangga = 36556,3368 lb

Menentukan beban base plate

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana :

W_{bp} = beban base plate (lb)

p = panjang base plate = 29 in = 2,417 ft

l = lebar base plate = 24 in = 2 ft

t = tebal base plate = 3 in = 0,25 ft

ρ = densitas bahan konstruksi (489 lb/ft³)

Sehingga :

$$W_{bp} = 590,875 \text{ lb}$$

Menentukan beban penyangga kolom

Persamaan yang digunakan :

$$W_p = l \times A \times \rho \times f$$

Dimana :

W_p = beban kolom (lb)

l = tinggi kolom

A = luas kolom I Beam

ρ = densitas bahan konstruksi (baja) = 489 lb/ft³

f = faktor korosi

Maka :

$$W_p = 66,172 \text{ lb}$$

Berat total :

$$\begin{aligned} W &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 143907,28 \text{ lb} \\ &= 65274,90 \text{ kg} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar **dengan perencanaan ukuran sebagai berikut :**

$$\text{Luas atas} = (40 \times 40) \text{ in} = 1600 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas bawah} = (60 \times 60) \text{ in} = 3600 \text{ in}^2$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 20 \text{ in}$$

Maka luas permukaan rata-rata (A) :

$$\begin{aligned} A &= \left\{ \left(\frac{40 + 60}{2} \right) \times \left(\frac{40 + 60}{2} \right) \right\} \\ &= 2500 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Menentukan volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= 2500 \text{ in}^2 \times 20 \text{ in} \\ &= 50000 \text{ in}^3 = 30 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

W = berat pondasi (lb)

V = volume pondasi (ft³)

ρ = densitas pondasi beton = 196 lb/ft³ (Perry, ed. 6, tabel 3-18 hal. 395)

Maka :

$$\begin{aligned} W &= 30 \times 196 \\ &= 5880 \text{ lb} \end{aligned}$$

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa cemented sand and gravel dengan minimum safe bearing power 5 ton/ft³, maksimum safe bearing power = 10 ton/ft³

(Tabel 12.2 Herman C Hess, hal. 327)

Diambil kemampuan maksimum tanah menahan tekanan :

$$P = \frac{10 \text{ ton}}{1 \text{ ft}^2} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{0,4359 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 30,2708 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan dari system pondasi terhadap luas tanah (P) :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{berat pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas tanah}} \\ &= 28,462 \text{ lb/in}^2 < 30,2708 \text{ lb/in}^2 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Kesimpulan pondasi :

- Luas = 40 × 40 = 1600 in²
- Luas bawah = 60 × 60 = 3600 in²
- Tinggi = 20 in
- Bahan konstruksi cemented sand and grave

Kesimpulan Spesifikasi Reaktor

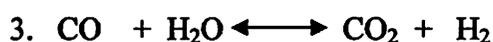
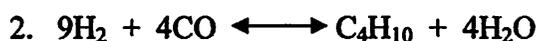
Nama alat : Reaktor

Kode alat : R-410

Type : *Fixed Bed Multitubular Reaktor*

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara Karbon monoksida (CO) dengan Hidrogen (H₂)

Reaksi sebagai berikut :



Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah *standard dished* dilengkapi dengan *tube*.

Dasar perancangan

Pada reaktor ini, CO dan H₂ yang masuk ke dalam reaktor dalam fase gas akan berlangsung reaksi dengan bantuan katalis Co membentuk propane dan butandan reaksi lain yang terjadi adalah reaksi antara CO dengan H₂O membentuk CO₂ dan H₂. Reaktor yang dipilih jenis reaktor pipa alir (*Plug Flow*) untuk memudahkan dan mempercepat kontak reaksi. Disamping efisiensi kontak, ditinjau dari aliran fluida yang masuk reaktor tidak mengalami pencampuran, akan tetapi langsung bereaksi, tanpa ada kesempatan untuk terkontaminasi dengan bahan-bahan yang lain.

Reaktor pipa alir (*Plug Flow*) ini berupa silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head* yang dilengkapi dengan *tube*. Umpan masuk dari tutup atas reaktor, sedangkan media pendingin berupa air pendingin dialirkan melalui shell untuk menjaga suhu dalam reaktor agar tetap konstan.

Produk dikeluarkan setelah mencapai waktu reaksi yang ditentukan. Untuk mengontrol kondisi operasi, maka perlu dipasang alat – alat instrumentasi yang meliputi *temperature control*.

Kondisi operasi : - Temperatur : 300 °C = 572 °F

- Tekanan : 20 atm = 293,92 psia

- Fase : Gas
- Waktu tinggal : 20-50 detik
- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade C type 347*
- Allowable stress* (f) : 14900 (Brownell & Young, App. D hal 342)
- Jenis pengelasan : *Double Welded Butt Joint*
- E : 0,85 (Brownell & Young, tabel 13.2, hal 254)
- Faktor korosi (C) : 1/16 in

1. Dimensi Reaktor

$d_o = 78$ in

$d_i = 76$ in

$t_s = 1$ in

$t_h = 1,6$ in

$N_t = 324$ buah

$L = 6$ ft

Tinggi reaktor = 150,234 in

Pipa 3 in, 16 BWG

2. Nozzle

- a. Nozzle pemasukan bahan baku

Ukuran: 16 in

Sch : 40

ID : 15 in

- b. Nozzle pada silinder untuk air pendinggin

Ukuran: 12 in

Sch : 40

ID : 11,938

- c. Nozzle pada silinder untuk air pendinggin

Ukuran: 12 in

Sch : 40

ID : 11,938

d. Nozzle pengeluaran bahan baku

Ukuran: 18 in

Sch : 40

ID : 16,876 in

Flange yang digunakan pada keempat nozzle tersebut adalah flange standart type Welding Neck Dari fig. 12-2 Brownell & Young, hal. 221 diperoleh dimensi flange sebagai berikut :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	16	23.5	1 7/16	18 1/2	18	16	5	15.25
B	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12.75	4 1/2	12
C	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12.75	4 1/2	12
D	18	25	1 9/16	21	19 7/8	18	5 1/2	17.25

Keterangan :

A		Nozzle pemasukan bahan baku
B & C		Nozzle pada silinder
D		Nozzle pengeluaran bahan baku
NPS		Ukuran pipa nominal, in
A		Diameter luar flange, in
T		Ketebalan flange minimum, in
R		Diameter luar bagian yang menonjol, in
E		Diameter hub pada dasar, in
K		Diameter hub pada titik pengelasan, in
L		Panjang melewati hub, in
B		Diameter dalam pipa, in

3. Flange

Bahan : High alloy steel SA – 240, Grade M, type 347

Allowable stress (f) : 14900

Tebal flange : 8 in

Flange type : Ring Flange Loose Type

(Brownell & Young, App. D, hal. 342)

4. Bolting

Bahan : Low alloy Steel SA 193 Grade B8c Type 347
 Allowable stress : 15000 psi
 Ukuran nominal baut : 1,5 in
 Jumlah baut : 30 buah

5. Gasket

Bahan : Flat metal, jacketed, asbestos filled
 Minimum design seating stress (y) : 9000 psi
 Tebal gasket (n) : 1,195 in
 Do : 81,892 in

6. Baffle

Bahan : High Alloy SA 240 Grade M tipe 316
 Jumlah Baffle : 2 buah
 Baffle spacing : 38 in
 Luas baffle : 44,745 in²

7. Base Plate

Lebar = 24 in

Panjang = 29 in

Tebal = 3 in

8. Lug dan Gusset

- Lug

Lebar = 3,9375 in

Tebal = 2 in

Tinggi = 17,991 in

- Gusset

Lebar = 7,125 in

Tebal = 1,4 in

Tinggi = 13,875 in

9. Pondasi

Luas atas : 40 x 40 in

Luas bawah : 60 x 60 in

Tinggi pondasi : 20 in

Bahan konstruksi : *cemented sand and gravel*

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan untuk mengontrol jalannya suatu proses agar dapat dikendalikan sesuai yang diinginkan. Sedangkan keselamatan kerja juga harus diperhatikan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, sarana, dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu. Dengan pertimbangan tersebut perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan proses dan manajemen tentang keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Dalam mengatur dan mengendalikan kondisi operasi pada alat proses diperlukan adanya alat-alat kontrol atau instrumentasi. Instrumentasi dapat berupa suatu petunjuk atau indikator, perekam atau pengendali (controller). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur atau dikontrol seperti temperatur, tekanan, laju alir, ketinggian cairan pada suatu alat.

Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Dengan adanya instrumentasi yang memadai, maka bagian-bagian dari pabrik yang penting memerlukan pengendalian operasi/proses. Pengendalian operasi/proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar diperlukan secara cermat dan akurat. Pengetahuan akan pemilihan alat-alat pengendalian proses ini penting karena menyangkut harga peralatan itu sendiri yang cukup mahal.

Pada umumnya instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, yaitu :

1. Proses manual

Pada proses manual biasanya peralatan itu hanya terdiri dari instrumentasi penunjuk dan pencatat saja yang sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia.

2. Proses otomatis

Pengendalian secara otomatis dilakukan dengan alat kontrol yang dapat bekerja dengan sendirinya dan terhubung oleh monitor agar setiap saat kita dapat memantau *performance* alat proses.

Pengendalian proses yang dilakukan secara otomatis dilakukan dengan pertimbangan biaya yang cukup matang, karena biasanya penggunaan alat kontrol otomatis memakan biaya yang lebih besar atau sebaliknya justru lebih murah daripada pemakaian alat kontrol manual. Pengendalian proses secara otomatis memiliki keuntungan antara lain :

- mengurangi jumlah pegawai (man power).
- keselamatan kerja lebih terjamin.
- hasil proses lebih akurat dan dapat dipertanggungjawabkan.

Beberapa bagian instrumen yang diperlukan proses secara otomatis, antara lain :

- Sensing element / Primary element
- Element pengukur
- Element pengontrol
- Element proses pendingin

Tujuan pemasangan instrumentasi adalah :

1. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan agar tetap berada dalam kondisi operasi yang aman.
2. Mengatur laju produksi agar berada dalam batas yang direncanakan.
3. Kualitas produksi lebih terjaga dan terjamin.
4. Membantu memudahkan pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi-kondisi berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan.
6. Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor-faktor perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

1. Jenis instrumentasi.
2. Range yang diperlukan untuk pengukuran.
3. Ketelitian yang diperlukan.
4. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses.

5. Faktor ekonomi.

Pada Pra Rencana Pabrik *BBG* ini, instrumen yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual maupun secara otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekonomis serta kelayakan lingkungan kerja tetapi instrumen yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan secara manual.

Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah :

a. Indikator

Untuk mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

b. Controller

Untuk mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

Dengan adanya instrumen diharapkan proses akan bekerja sesuai dengan yang diharapkan. Instrumen yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik *BBG* ini adalah :

a. Temperatur Controller (TC)

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan suhu, agar beroperasi pada temperatur konstan.

b. Flow Controller (FC)

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida yang melalui perpipaan.

c. Pressure Controller (PC)

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan tekanan, agar beroperasi pada tekanan konstan.

d. Weight Controller (WC)

Dipasang pada alat untuk mengatur laju aliran padatan berdasarkan pada berat padatan yang ditampung dalam suatu penampung sementara

e. Feed Ratio Controller (FRC)

Dipasang pada alat yang memerlukan pengendalian dalam hal perbandingan bahan yang akan masuk.

Penempatan alat-alat kontrol pada setiap alat dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 7.1. Alat-alat kontrol yang dipakai pada setiap peralatan

No.	Nama alat	Kode alat	Kode instrumentasi
1	Heater	E-117, E224	TC
2	Cooler	E-211, E-213	TC
3	Gasifikasi	R-110	TC & PC
4	Reaktor COS	R-210	TC & PC
5	Absorber	D-220	TC & PC
6	Tengki Pengeceran	M-222	FC
7	Reforming	R-310	TC & PC
8	Reaktor FT	R-410	TC & PC
9	Molekular Seive	D-412	PC
10	Storage BBG	F-414	PI
11	Storage H ₂	F-415	PI

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawannya. Selain itu juga menyangkut lingkungan dan masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja. juga untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja.

Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetapi juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik

tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah :

a. Lingkungan Fisik

Meliputi : mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll). Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembelian, penyusunan dari peralatan dan sebagainya.

b. Latar Belakang Kerja

Yaitu sifat/karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya. Sifat/karakter tersebut meliputi :

- Tidak cocoknya manusia/pekerja terhadap mesin atau lingkungan kerja.
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan
- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja.

c. Sistem Manajemen

Sistem manajemen ini merupakan unsur terpenting, karena menjadi pengatur kedua unsur di atas. Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja yang disebabkan karena, antara lain :

- Prosedur kerja tidak diterapkan dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik serta tidak adanya inspeksi perusahaan.
- Tidak adanya sistem penanggulangan bahaya.

Secara umum pada Pra Rencana Pabrik *BBG* ini ada 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu :

- a. Bahaya kebakaran dan peledakan
- b. Bahaya mekanik
- c. Bahaya terhadap kesehatan dan jiwa manusia.

Bahaya Kebakaran dan Peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun

kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan oleh :

1. Terjadi hubungan singkat (korsleting) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, dll.
2. Kebakaran yang diakibatkan percikan api pada heater udara .

Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran antara lain :

1. Pemasangan pipa air melingkar (water hydrant) di seluruh areal pabrik.
2. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau di setiap tempat rawan ledakan dan kebakaran, terutama di sekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
3. Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran,
4. Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
5. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas.
6. Membuat plakat-plakat, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures (SOP)* pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya ini adalah :

1. Perencanaan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini.
2. Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
3. Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa

Bahaya terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh seluruh karyawan dari mulai karyawan operator proses sampai karyawan administrasi. Perusahaan akan mengadakan semacam pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru agar sosialisasi K3 lebih efektif tercipta di lingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 akan berbeda bagi setiap karyawan tergantung pada bagian mana dia bekerja. Apabila operator proses, karyawan wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi dari mulai tangki bahan baku sampai tangki storage. Sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut sampai cara penyusunan kemasan produk.

Selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (World Health Organization) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja.

Untuk mencegah kecelakaan kerja diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti terlihat pada tabel berikut.

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik BBG

No.	Alat pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Gudang, bagian proses
2.	Helm pengaman	Gudang, bagian proses
3.	Sarung tangan	Gudang, bagian proses
4.	Sarung karet	Gudang, bagian proses
5.	Isolasi panas	Heater
6.	Pemadam kebakaran	Semua Unit

BAB VIII UTILITAS

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik BBG ini, yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler dan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit Penyediaan Air

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi.

1.1. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada pabrik BBG sebesar 25371163,11 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20 % sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10 % dan faktor keamanan 15 % sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 3171395.39 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari *Perry's edisi 6, hal 976* didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

1. Zat – zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .
2. Zat – zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat – zat ta larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui:

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion – ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas – gas terlarut.

1.2 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

- a. Syarat fisik
 - Berada di bawah suhu udara
 - Warnanya jernih
 - pH netral

- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO₂
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik BBG ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang

2. Untuk laboratorium dan taman.

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan.

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air.

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik BBG sebesar 916.1750667 kg/jam.

1.3. Air pendingin

Berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Menggunakan air sebagai media pendingin ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Selain sebagai media pendingin air harus memenuhi persyaratan tertentu yaitu tidak mengandung :

- besi penyebab korosi
- silika penyebab kerak
- hardness yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air pendingin pada Pra Rencana Pabrik BBG ini sebesar 24194574.42 kg/jam.

2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah Air Umpan Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan BBG sebanyak 25371163.11 kg/jam mempunyai kondisi :

- Tekanan = 30 bar
- Temperatur = 550°C

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah :

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organik matter)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak dan alkalinitas air umpan boiler.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.

- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa.

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

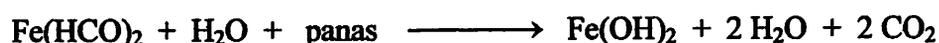
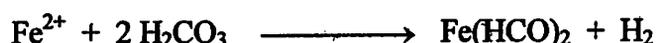


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO_2 lagi.

Reaksi yang terjadi :



Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air bersih digunakan untuk memenuhi kebutuhan air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air sungai tersebut adalah :

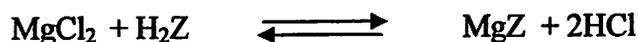
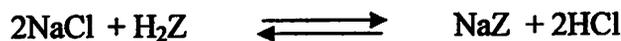
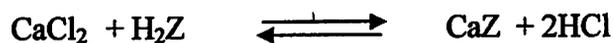
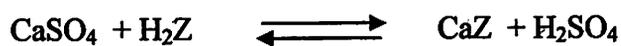
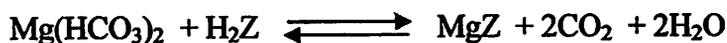
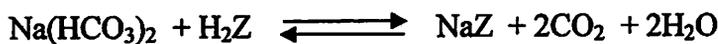
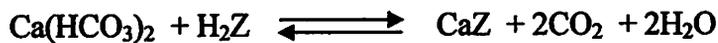
a. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-243) dengan menggunakan pompa (L-242) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

b. Pelunakan air umpam boiler

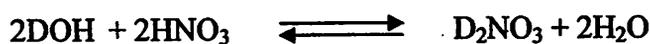
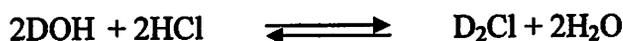
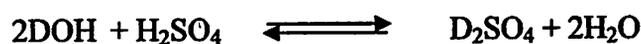
Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (F-210A) dan anion exchanger (F-210B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-219A) menuju kation exchanger (F-210A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :

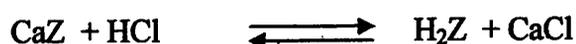
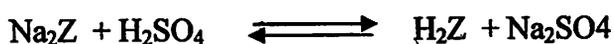
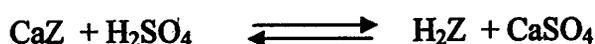


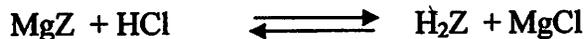
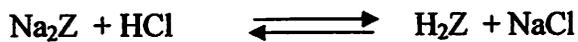
Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl. Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (F-210B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



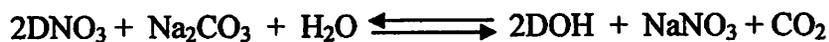
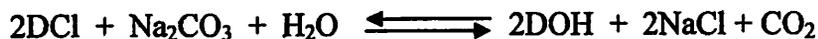
Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpam boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hidrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut :





Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH .

Reaksi yang terjadi :



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-221) yang selanjutnya dipompa (L-222) ke deaerator (D-223) untuk menghilangkan gas-gas impuritis pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air siap diumpankan ke boiler (Q-220), dari bak air umpan boiler (F-224) dengan pompa (L-225). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

c. Pengolahan air pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air bersih, air dipompa (L-231) ke bak air pendingin (F-232) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-234). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-230) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

4. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik BBG ini adalah yang meliputi :

- Proses : 243.10 kW
- Penerangan : 83.856 kW

Power yang harus dibangkitkan generator AC bertenaga diesel berkekuatan 500 kW, dengan satu buah generator tambahan .

5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 1386.921 L/hari. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat

- Viscositasnya relatif lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9, Perry 6th ed, spesifikasi bahan bakar didapat :

- Flash point = 38°C (100°F)
- Pour point = -6°C (21,2°F)
- Densitas = 55 lb/ft³
- Heating value = 19000 Btu/lb

6. Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik BBGini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengelolaan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik BBGadalah :

Limbah Gas.

Limbah gas yang dihasilkan berasal dari Gasifikasi(R-110) dan pembakaran bahan bakar yang digunakan pada unit utilitas. Untuk mengatasinya, asap yang dihasilkan dilewatkan melalui sebuah cerobong yang cukup tinggi dan disemprot dengan air untuk menangkap abu dan gas yang berbahaya, sehingga tidak mengganggu lingkungan dan masyarakat sekitarnya.

Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berupa cairan. Untuk penanganannya menggunakan beberapa tahap :

a. Pengolahan Pendahuluan (Pre Treatment)

Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung.

b. Pengolahan Pertama (Primery Treatment)

Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat yang terlarut yang tidak dapat mengendap secara grafitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai flokulan dan koagulan.

c. Pengolahan Kedua (Secondary Treatment)

Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organik melalui mikroorganismenya yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga

dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD, dan DO yang memenuhi standard yang telah ditetapkan pemerintah.

d. Pengolahan Ketiga (Tertiary Treatment)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah.

BAB IX

LOKASI dan TATA LETAK PABRIK

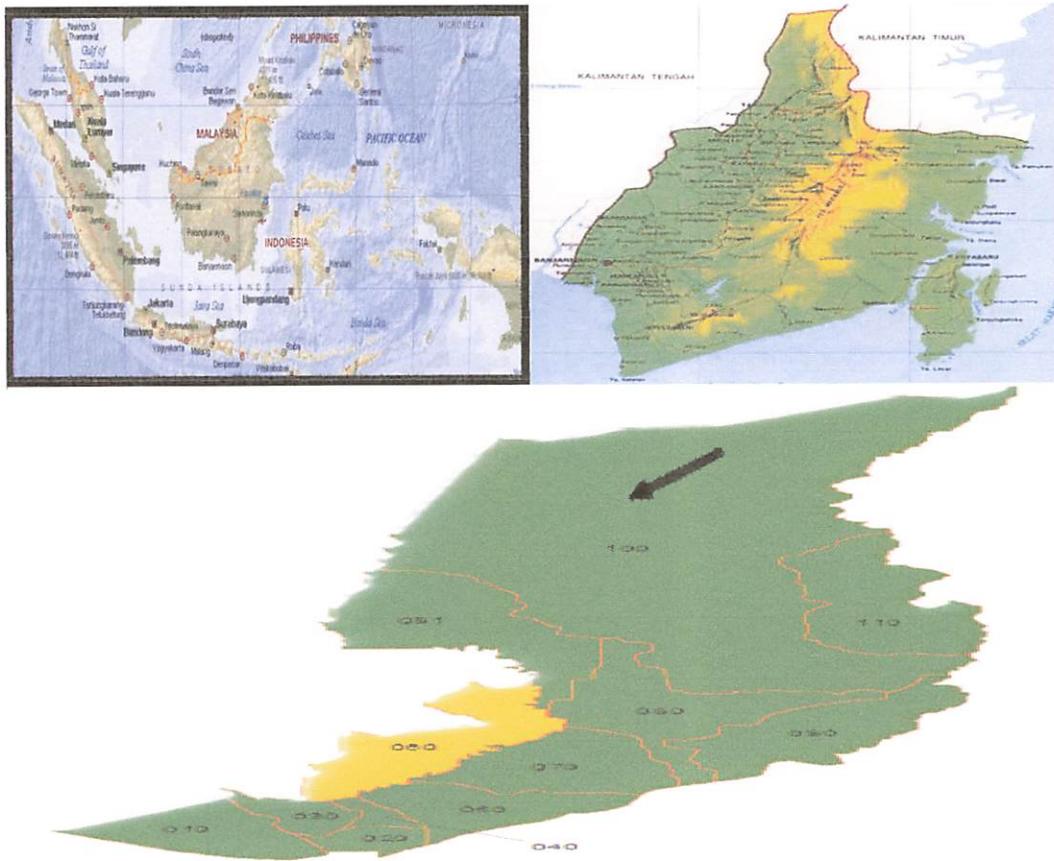
9.1. Lokasi Pabrik

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial dari masyarakat karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dibagi menjadi dua golongan, yaitu :

1. Faktor Utama
 - a. Penyediaan bahan baku
 - b. Pemasaran (marketing)
 - c. Utilitas (bahan bakar, sumber air, dan listrik)
 - d. Keadaan geografis dan masyarakat
2. Faktor Khusus
 - a. Transportasi
 - b. Tenaga kerja
 - c. Buangan pabrik (disposal)
 - d. Pembuangan limbah
 - e. Site dan karakteristik dari lokasi
 - f. Peraturan perundang-undangan

Berdasarkan beberapa pertimbangan faktor-faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternative pilihan lokasi pendirian Pabrik BBG adalah di daera **Tabalong, Kalimantan Selatan**. Peta lokasi pabrik BBG di Kabupaten Tabalong, Propinsi Kalimantan Selatan dapat dilihat pada gambar dibawa. Peta Kabupaten Tabalong



Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik

Keterangan :

↓ = Menunjukkan lokasi pabrik

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik BBG perlu disusun sebelum pembangunan infrastruktur pabrik seperti perpipaan, listrik dan peralatan proses untuk menciptakan kegiatan operasional yang baik, konstruksi yang ekonomis, distribusi dan transportasi (bahan baku, proses, dan produk) yang efektif, ruang gerak karyawan yang memadai sehingga kenyamanan dan keselamatan kerja alat maupun seluruh karyawan terpenuhi.

Lay out pabrik ini dibagi menjadi 2 bagian besar, yaitu :

1. Tata ruang pabrik (plant layout).
2. Tata letak peralatan proses (process layout).

1. Tata Ruang Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik merupakan suatu perletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material handling, sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Beberapa hal khusus yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata ruang pabrik (Plant Layout) BBG adalah :

- Adanya ruangan yang cukup untuk gerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Bentuk dari kerangka bangunan, tembok, dan atap.
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan air, steam, dan lain-lain.
- Kemungkinan perluasan pabrik di masa mendatang.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti ledakan, kebakaran, timbulnya gas atau asap dan lain-lain.
- Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin).
- Ventilasi yang baik.
- Penerangan ruangan.

2. Tata Peralatan Proses (Process Layout)

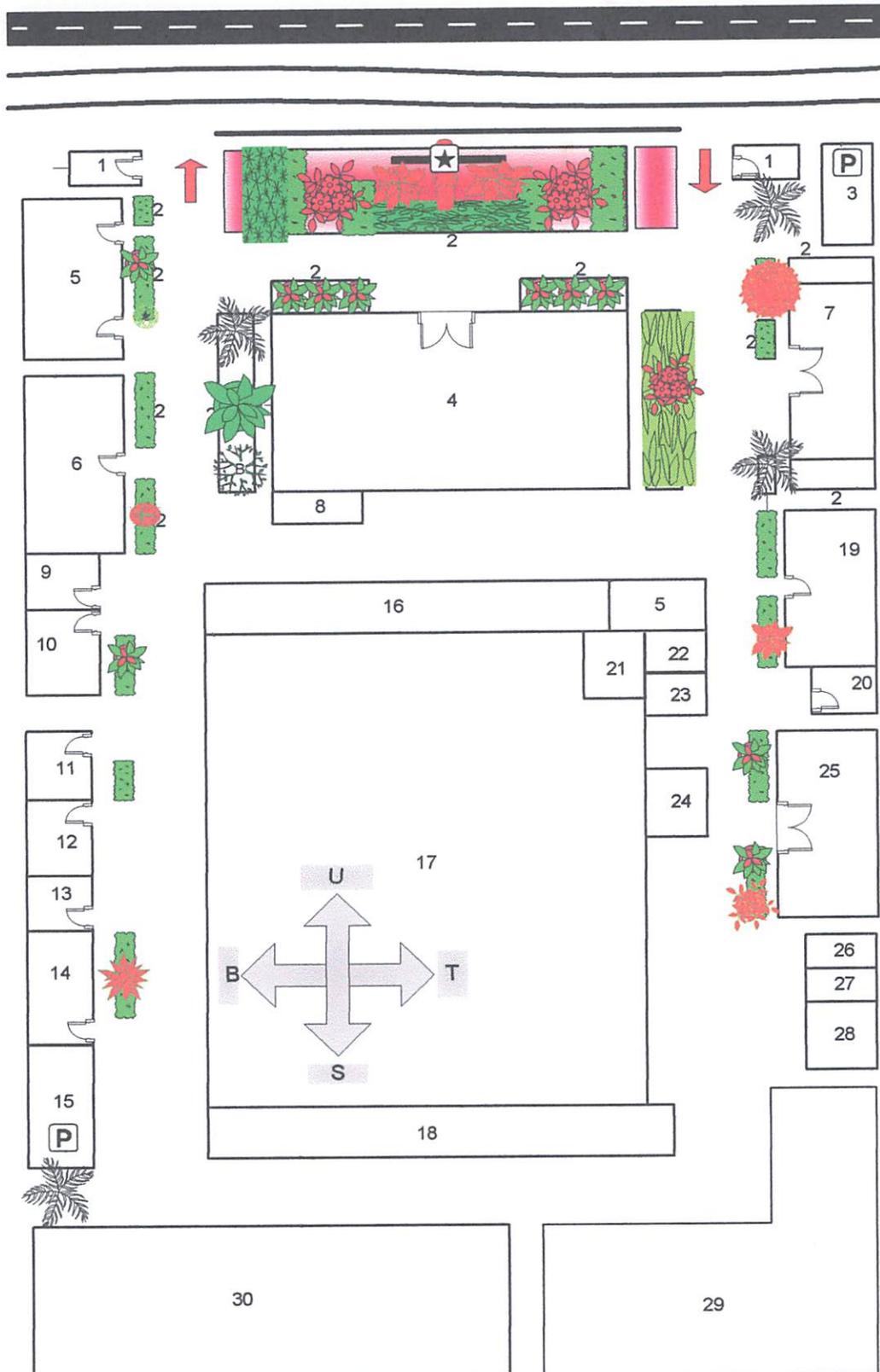
Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan nyaman pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Dalam perencanaan *process layout* ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja.
2. Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
3. Walaupun dalam ruangan penuh alat, harus diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.
4. Letak peralatan harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.

Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 9.3

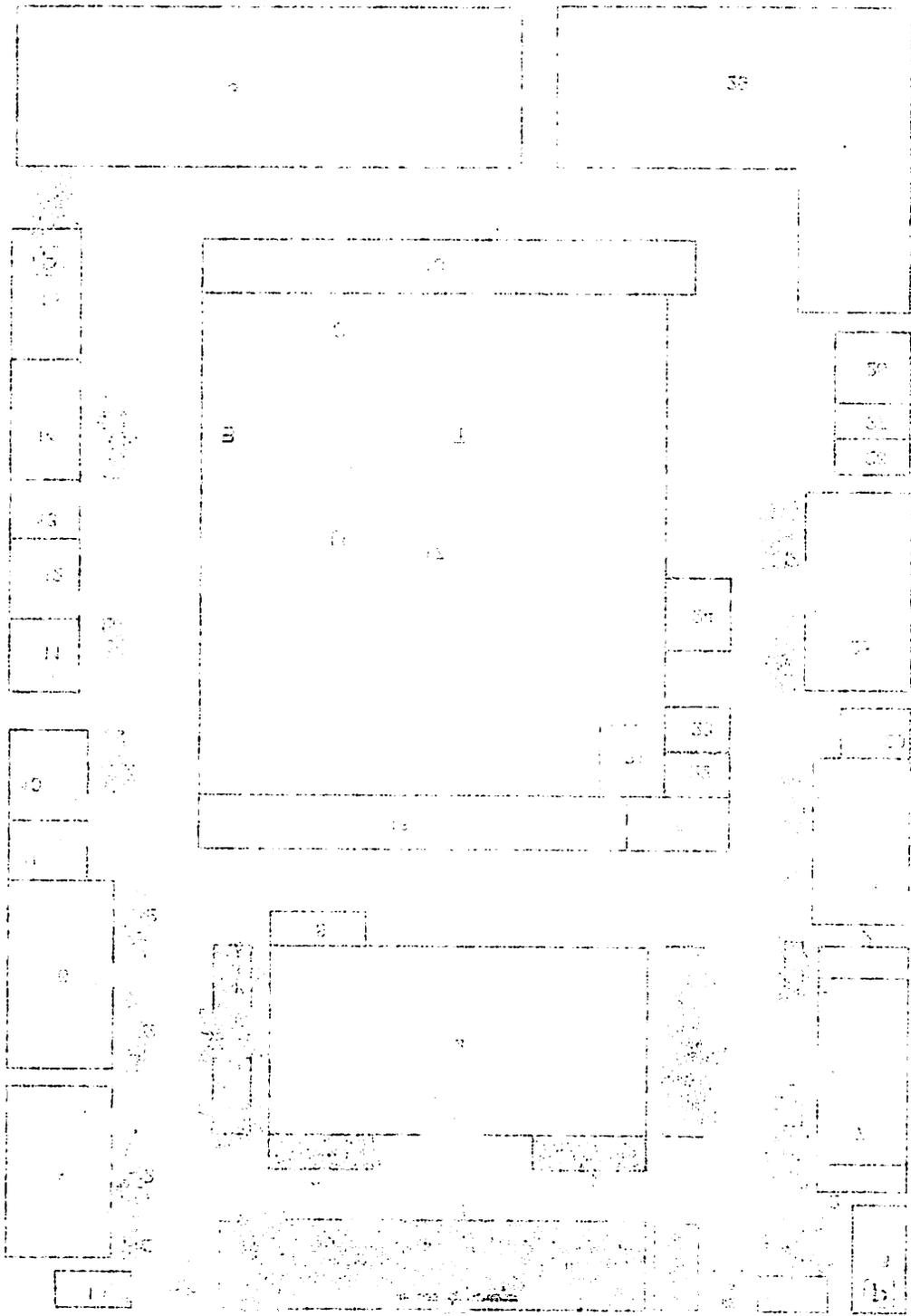
Keterangan gambar :

1. Storage bahan baku
2. Gasifikasi
3. Reaktor COS
4. Absorber
5. Reforming
6. Reaktor FT
7. Molekular sieve I
8. Molekular sieve II
9. Membrane
10. Storage Produk



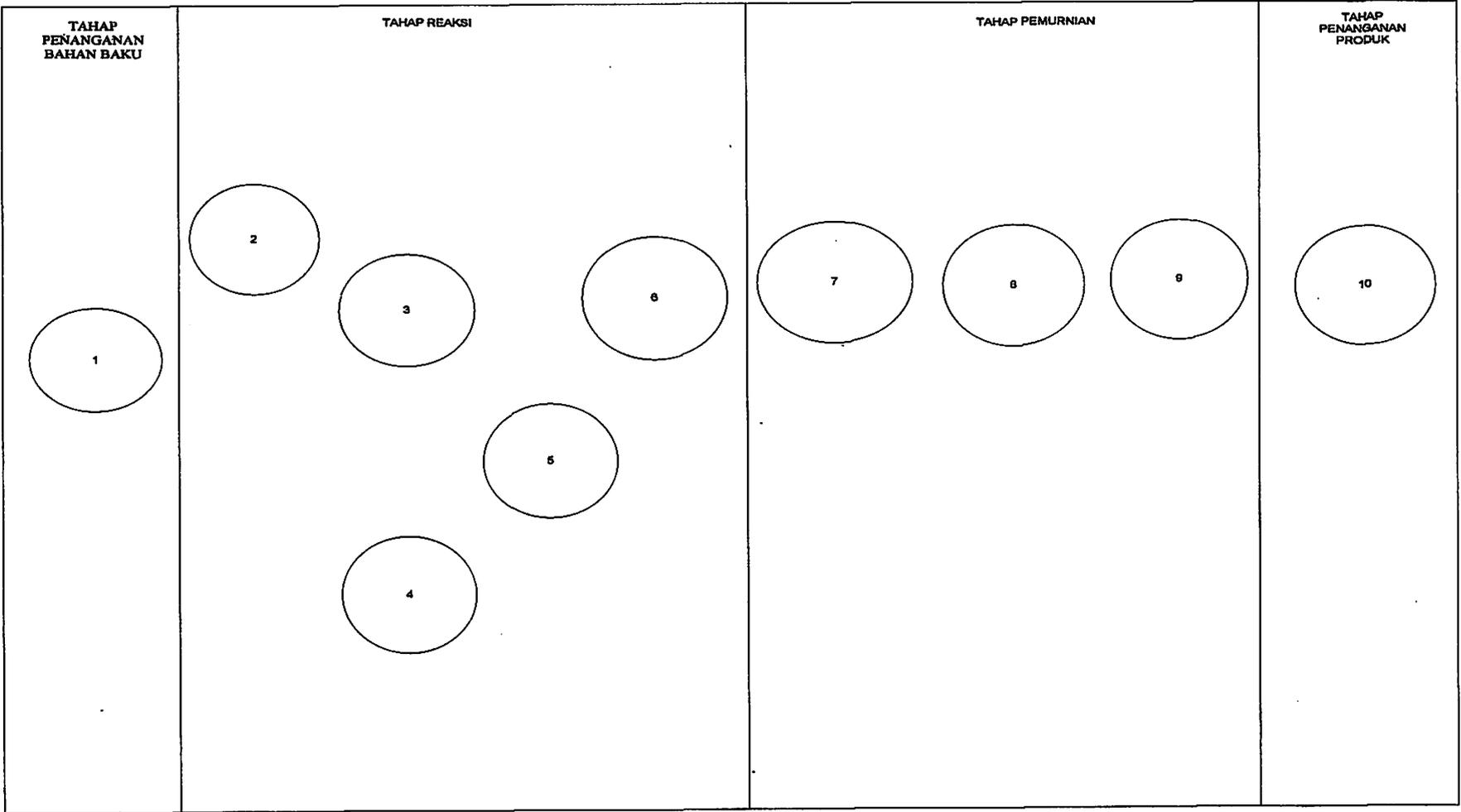
Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik BBG

CHURCH OF THE HOLY TRINITY



Keterangan Gambar 9.2 :

1. Pos keamanan/ penjagaan
2. Taman
3. Parkir tamu
4. Kantor pusat
5. Pos penimbangan
6. Gedung serbaguna (aula)
7. Kantor Penelitian dan Pengembangan (R & D)
8. Dapur
9. Perpustakaan
10. Musholla
11. Kantin
12. Koperasi
13. Poliklinik
14. Pemadam kebakaran
15. Parkir kendaraan operasional dan karyawan
16. Tempat penyimpanan bahan baku
17. Area proses
18. Gudang produk
19. Manager Produksi dan Teknik
20. Departemen Produksi
21. Departemen Teknik
22. Ruang kontrol
23. Garasi
24. Bengkel
25. Laboratorium dan Pengendalian Mutu
26. Generator
27. Ruang bahan bakar
28. Ruang boiler
29. Utilitas
30. Area perluasan pabrik



Gambar 9.3 Tata Letak Peralatan Pabrik

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar menciptakan sasaran secara efektif dan hasil produksi yang besar, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

- Manusia (man)
- Bahan (Material)
- Mesin (Machine)
- Metoda (Method))
- Uang (Money)
- Pasar (Market)

Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

Kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik merupakan hal yang penting dan menjadi tujuan utama setiap perusahaan. Hal tersebut dapat ditunjang dengan adanya struktur organisasi yang baik.

Struktur organisasi dapat memberikan wewenang pada setiap perusahaan untuk melaksanakan tugas yang dibebankan kepadanya. Juga mengatur sistem dan hubungan struktural antar fungsi atau orang – orang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaan fungsi mereka.

10.1. Dasar Perusahaan

- | | |
|--------------------|---|
| Bentuk perusahaan | : Perseroan Terbatas (PT) |
| Lokasi pabrik | : Desa Tabalong, Kecamatan Tabalong, Kabupaten Tabalong, Kalimantan Selatan |
| Kapasitas produksi | : 133000 ton/tahun |
| Status investasi | : Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN). |

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik BBG ini direncanakan berstatus perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), bentuk ini digunakan dengan alasan :

1. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain.
2. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan.
3. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang.
4. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

10.3. Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem garis dan staff. Alasan pemilihan sistem garis dan staff adalah :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi terus menerus.
2. Terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
4. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris merupakan

wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Di samping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi staf dan garis yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luas tugasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staf ahli.
3. Perwujudan “**the right man in the right place**” lebih mudah dilaksanakan.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staf di atas maka dapat dipakai sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik BBG ini, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staf. Pembagian tanggung jawab dan wewenang berdasarkan departementasi. Pada setiap departemen dibagi lagi menjadi bagian-bagian yang lebih kecil lagi yaitu divisi. Selanjutnya tiap divisi dibagi lagi menjadi unit-unit.

Setiap departemen dipimpin oleh seorang manajer yang dibantu oleh asisten manajer, sedangkan untuk divisi dikepalai oleh seorang divisi manajer yang dibantu oleh asisten divisi manajer.

10.4. Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi (Job Description)

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekelompok orang yang ikut dalam pengumpulan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang besarnya tergantung dari prosentase kepemilikan saham. Kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Penanam saham wajib menanamkan modalnya paling sedikit 1 tahun. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) adalah rapat dari pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi dalam mengambil keputusan untuk kepentingan perusahaan. RUPS biasanya dilakukan paling sedikit sekali dalam setahun, atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan berjalan (neraca telah aktif).

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris terdiri dari para pemegang saham perusahaan. Pemegang saham adalah pihak-pihak yang menanamkan modalnya untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Besarnya kepemilikan pemegang saham terhadap perusahaan tergantung/sesuai dengan besarnya modal yang ditanamkan, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah :

- a. Bertanggung jawab terhadap pabrik secara umum dan memberikan laporan pertanggungjawaban kepada para pemegang saham dalam RUPS.
- b. Menerima pertanggungjawaban dari para manager pabrik.

3. Direktur Utama

Posisi direktur utama merupakan pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri. Tugas dan wewenang direktur utama adalah :

- a. Menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksikan cara-cara pelaksanaannya kepada manager.
- b. Mengurus harta kekayaan perusahaan.
- c. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.
- d. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi.
- e. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- f. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
- g. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan. Dan harus berkonsultasi kepada dewan komisaris setiap akan melakukan tindakan perusahaan yang krusial

seperti peminjaman uang ke Bank, memindah tangankan perseroan untuk menanggung hutang perusahaan, dll.

4. **Penelitian dan Pengembangan (R&D).**

Divisi LITBANG bersifat independent. Divisi ini bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Divisi LITBANG bertugas mengembangkan secara kreatif dan inovatif segala aspek perusahaan terutama yang berkaitan dalam peningkatan kualitas produksi dan pemasaran sehingga mampu bersaing dengan produk kompetitor.

5. **Direktur Produksi dan Teknik**

Direktur Produksi dan Teknik diangkat dan diberhentikan oleh direktur utama. Direktur Produksi dan Teknik bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran produksi, dimulai dari perencanaan produksi, perencanaan bahan baku, perangkat produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengontrol, dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dari mulai bahan baku sampai menghasilkan produk.

6. **Direktur Administrasi dan Keuangan**

Direktur Administrasi dan Keuangan memiliki ruang lingkup kerja yang lebih luas dari Manager produksi dan teknik. Direktur administrasi dan keuangan bertanggung jawab atas segala kegiatan kerja diluar produksi. Semua manajemen perusahaan diatur dan dijalankan oleh bagian administrasi, termasuk strategi pemasaran, pengaturan keuangan perusahaan, hubungan masyarakat, dan mengatur masalah ketenagakerjaan.

7. **Departemen Produksi**

Kepala Dept. Produksi bertanggung jawab atas jalannya proses produksi sesuai yang direncanakan, termasuk merencanakan kebutuhan bahan baku agar target produksi terpenuhi dengan membawahi 3 divisi yaitu :

a. **Divisi Proses**

Divisi Proses bertanggung jawab kepada kepala Departemen Produksi atas kelancaran proses. Divisi ini juga mengatur pembagian shift dan kelompok kerja sesuai spesialisasinya pada masing-masing tahapan proses dan mengendalikan kondisi operasi sesuai prosedurnya.

b. Divisi Gudang

Divisi Gudang bertanggung jawab kepada kepala Departemen Produksi atas ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan sesuai kebutuhan, serta mencatat dan mengatur distribusi barang yang keluar masuk gudang dan menjaga kondisi gudang sedemikian rupa sehingga barang tidak rusak..

c. Divisi Quality Control dan Laboratorium.

Divisi Quality Control dan Laboratorium bertanggung jawab kepada kepala Dept. Produksi dan bertugas mengawasi dan mengendalikan kualitas bahan baku, produk utama dan produk samping, sehingga didapat produk dengan standard kualitas yang diinginkan dengan melakukan analisa dan pengujian terhadap bahan mentah yang dipasok serta produk BBG dan produk samping untuk mengetahui kualitasnya.

8. Departemen Teknik

Kepala Departemen Teknik bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Apabila ada keluhan pada alat penunjang produksi maka dept. teknik langsung mengatasi masalahnya.

a. Divisi Utilitas

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Teknik mengenai kelancaran alat-alat utilitas.

b. Divisi Bengkel dan Perawatan

Bertugas memperbaiki alat-alat atau instrumen yang rusak baik alat produksi maupun peralatan utilitas. Divisi ini juga diharapkan menciptakan alat-alat yang inovatif untuk menunjang kelancaran produksi.

9. Departemen Keuangan dan Administrasi

Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi bertanggung jawab mengatur neraca keuangan perusahaan dengan melakukan pembukuan sebaik-baiknya baik pemasukan ataupun pembelanjaan untuk kebutuhan perusahaan, selain itu juga membayarkan gaji ke rekening bank tiap karyawan pada setiap akhir bulan dan akhir pekan. Dan juga membayarkan jaminan sosial atas pemutusan

hak kerja (PHK) karyawan. Dept. Keuangan dan Akuntansi membawahi 4 divisi yaitu :

a. Divisi Pembukuan (Akuntansi)

Divisi ini bertugas membuat neraca keuangan dengan melakukan pencatatan dan pembukuan mengenai semua pemasukan dan pengeluaran keuangan perusahaan.

b. Divisi Administrasi

Divisi ini bertugas untuk menjalankan kegiatan administrasi perusahaan, mulai dari surat menyurat, absensi karyawan, pendataan sampai pendistribusian gaji.

c. Divisi Penjualan dan Pembelian

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Keuangan dan Administrasi mengenai penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhan pasar agar dapat dipasok setiap saat, serta melakukan promosi kepada masyarakat mengenai produk yang dihasilkan serta menangani pembelian bahan baku dan alat-alat yang menunjang proses serta pembiayaan atas perawatannya.

12. Departemen Umum dan Sumber Daya Manusia.

Kepala Dept. Umum dan SDM bertugas untuk merencanakan dan mengelola hal-hal yang bersifat umum dan ketenagakerjaan. Departemen ini mengatur masalah administrasi, keamanan dan keselamatan, lingkungan, logistik serta hubungan antara perusahaan dengan pihak lain, baik dengan masyarakat, pemerintah maupun dengan perusahaan lain. Departemen ini membawahi 4 divisi :

a. Divisi Humas dan Personalia

Divisi Personalia bertugas untuk menyaring dan menyeleksi calon pegawai/pekerja baru serta mendistribusikan pekerja sesuai dengan keahlian dan kemampuan yang dimilikinya selain itu juga bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan baik di dalam perusahaan, antar instansi ataupun dengan masyarakat setempat maupun dengan pihak

pemerintah, sehingga diharapkan dengan kerjasama yang baik dapat menunjang kelangsungan dan kelancaran kegiatan operasional perusahaan.

b. Divisi Keamanan dan Keselamatan

Divisi keamanan bertanggungjawab kepada kepala Departemen Umum dan Sumber Daya Manusia dan bertugas untuk menjaga keamanan perusahaan meliputi pemberian ijin orang luar keluar masuk perusahaan, pengontrolan setiap kendaraan yang masuk perusahaan baik kendaraan bahan baku, produk, sampai kendaraan tamu. Dan juga menjaga keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja di seluruh area pabrik.

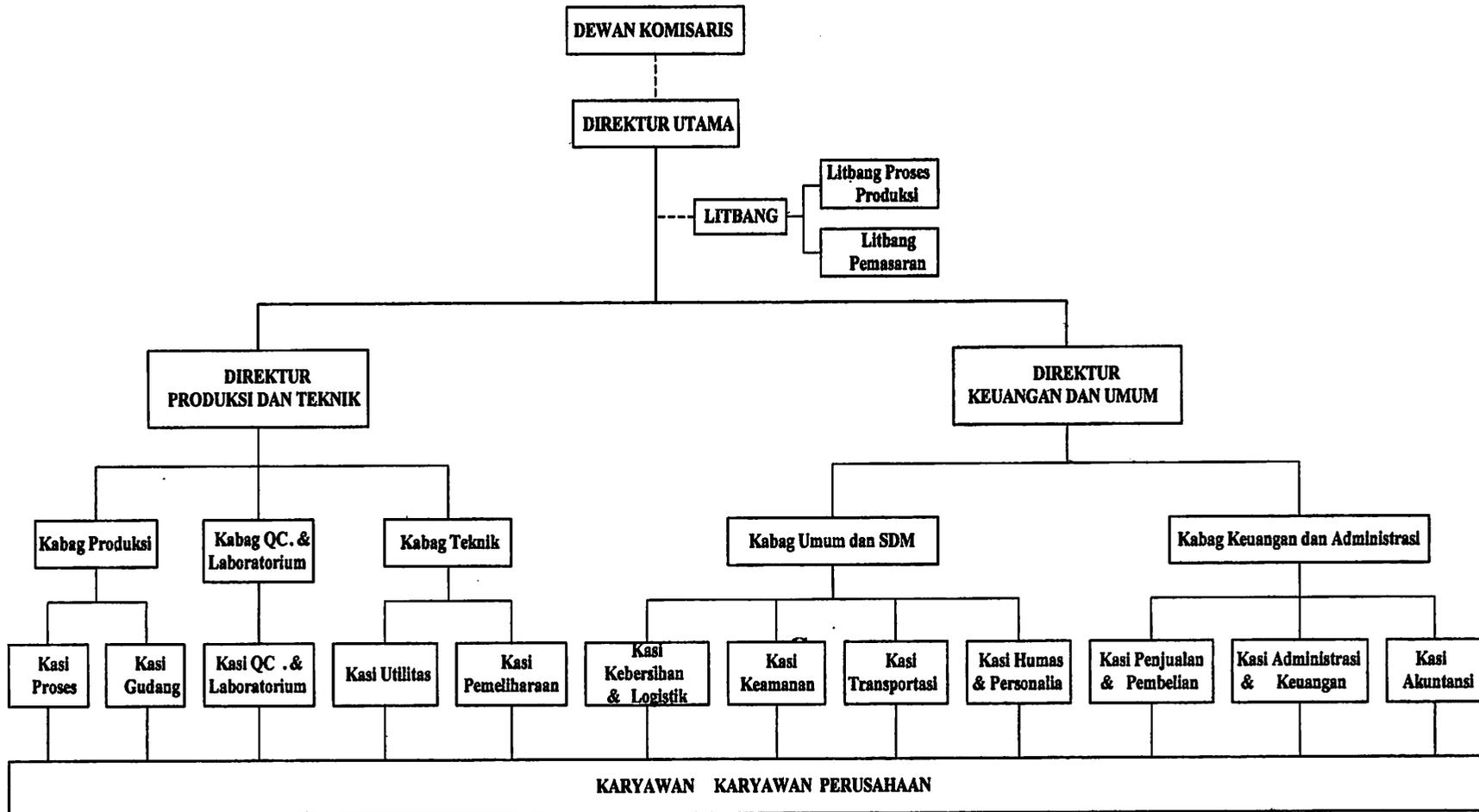
c. Divisi Kebersihan dan Logistik

Divisi Kebersihan dan Logistik bertugas menjaga kebersihan, dan keindahan perusahaan mulai dari ruang perkantoran, taman, toilet sampai gudang dan ruang produksi, serta bertugas menyediakan kebutuhan logistik karyawan perusahaan dan pada kegiatan-kegiatan tertentu pada perusahaan.

d. Divisi Transportasi.

Divisi ini mengatur penggunaan transportasi mulai dari penyediaan bahan baku sampai ke transportasi untuk pemasaran produk-produk yang dihasilkan dan masalah parkir kendaraan karyawan dan tamu.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 10.1. Gambar Struktur Organisasi Perusahaan.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik BBG

10.5. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah :

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut :

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk

golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan

10.6. Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik BBG ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk pembersihan serta perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi, atau yang dikenal dengan istilah shut down.

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor/administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

b. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta

keamanan dan keselamatan kerja. Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel 10.1.

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

R E G U	HARI											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

10.7. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik BBG (gambar 10.1) yaitu sebagai berikut :

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia.
2. Manager
 - a. Manager produksi : Sarjana Teknik Kimia

- b. **Manager Administrasi dan Keuangan** : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
- 3. **Penelitian & Pengembangan** : Sarjana Kimia (MIPA), T. Kimia, Ekonomi
- 4. **Kepala Departemen**
 - a. **Departemen Produksi** : Sarjana Teknik Kimia
 - b. **Departemen Teknik** : Sarjana Teknik Mesin
 - c. **Departemen QC dan Laboratorium** : Sarjana Teknik Kimia
 - d. **Departemen Keuangan dan Akuntansi** : Sarjana Ekonomi
 - e. **Departemen Umum dan SDM** : Sarjana Psikologi Industri
- 5. **Kepala Divisi**
 - a. **Divisi Proses** : Sarjana Teknik Kimia
 - b. **Divisi Gudang** : Sarjana Teknik Kimia
 - c. **Divisi Utilitas** : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
 - d. **Divisi Bengkel dan Perawatan** : Sarjana Teknik Mesin
 - e. **Divisi QC. dan Laboratorium** : Sarjana Teknik Kimia, Kimia (MIPA)
 - f. **Divisi Penjualan dan Pembelian** : Sarjana Ekonomi dan Promotion
 - g. **Divisi Akuntansi** : Sarjana Ekonomi
 - h. **Divisi Humas dan Personalia** : Sarjana Psikologi dan Hukum
 - i. **Divisi Administrasi Keuangan** : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
 - j. **Divisi Keamanan dan Keselamatan** : Diploma / SMU / SMK
 - k. **Divisi Kebersihan dan Logistik** : Diploma / SMU / SMK
 - l. **Divisi Transportasi** : Sarjana / Diploma Teknik Mesin
 - m. **Dokter** : Sarjana Kedokteran
- 6. **Karyawan** : Sarjana / Diploma / SMU / SMK / SLTP.

10.8. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Step dalam proses = 7 tahap

Kapasitas produksi (P) = (133000 ton/th)/(330 hari/tahun) = 369.4 ton/hari.

Berdasarkan *Vilbrant, fig. 6.35, hal. 235*, didapatkan :

$$M = 15,2 (P)^{0,25} \text{ untuk } average \text{ conditions}$$

$$M = 15,2 \times (369,4)^{0,25}$$

$$M = 37 \text{ (orang jam/hari. Tahapan proses)}$$

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 7 tahap, maka :

Karyawan proses = 37 orang jam/hari.tahapan \times 7 tahap = 259 orang.jam/hari

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{259 \text{ orang.jam/shift}}{8 \text{ jam/hari}} = 32,4 \text{ orang /shift.hari}$$

Karena terdapat 4 regu shift, maka karyawan proses yang bekerja per hari adalah :

Karyawan proses = 32.4 (orang /shift.hari) \times 4 shift = 130 orang/hari.

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik BBG adalah 130 orang.

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

10.9. Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)

Pabrik BBG ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. **Karyawan borongan**

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. **Karyawan harian**

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan (Tugas)	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total (Rp)
1	Dewan Komisaris	5	5000000.00	25000000
2	Direktur utama	1	10000000.00	10000000
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	10000000.00	10000000
4	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	10000000.00	10000000
5	Sekretaris	3	2000000.00	6000000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	7000000.00	7000000
7	Staff LITBANG (R&D)	2	2000000.00	4000000
8	Kepala Dept. Produksi	1	7000000.00	7000000
9	Kepala Dept. Teknik	1	7000000.00	7000000
10	Kepala Dept. Keuangan dan Administrasi	1	7000000.00	7000000
11	Kepala Dept. Umum dan SDM	1	7000000.00	7000000
12	Kepala Dept. QC dan laboratorium	1	7000000.00	7000000
13	Kepala Divisi Proses	1	7000000.00	7000000
14	Karyawan Divisi Proses	54	2000000.00	108000000
15	Kepala Divisi Gudang	1	7000000.00	7000000
16	Karyawan Divisi Gudang	6	1200000.00	7200000
17	Kepala Divisi Utilitas	1	7000000.00	7000000
18	Karyawan Divisi Utilitas	5	1500000.00	7500000
19	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	7000000.00	7000000
20	Karyawan Divisi Bengkel & Perawatan	4	1500000.00	6000000
21	Kepala Divisi QC. dan Laboratorium	1	7000000.00	7000000
22	Karyawan Divisi QC. dan Laboratorium	4	1500000.00	6000000
23	Kepala Divisi Penjualan dan Pembelian	1	7000000.00	7000000
24	Karyawan Divisi Penjualan dan Pembelian	4	1200000.00	4800000
25	Kepala Divisi Administrasi	1	7000000.00	7000000
26	Karyawan Divisi Administrasi	4	1000000.00	4000000
27	Kepala Divisi Akuntansi	1	2000000.00	2000000
28	Karyawan Divisi Akuntansi	4	1000000.00	4000000
29	Kepala Divisi Humas dan Personalia	1	2000000.00	2000000
30	Karyawan Divisi Humas dan Personalia	2	1200000.00	2400000
31	Kepala Divisi Transportasi	1	1500000.00	1500000
32	Karyawan Divisi Transportasi	5	100000.00	500000
33	Kepala Divisi Keamanan dan Keselamatan	1	2000000.00	2000000
34	Karyawan Keamanan dan Keselamatan	4	1200000.00	4800000
35	Kepala Divisi Kebersihan dan Keindahan	1	1200000.00	1200000
36	Karyawan Kebersihan dan Keindahan	4	800000.00	3200000
37	Karyawan Perpustakaan	1	800000.00	800000
38	Dokter	2	1500000.00	3000000
39	Karyawan Kesehatan	1	1000000.00	1000000
	Total	135	156200000	327900000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor – faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor – factor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik BBG adalah sebagai berikut :

- *Return on Investment* (ROI)
- *Play Out Time* (POT)
- *Break Even Point* (BEP)
- *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor – faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

11. 1. Faktor – faktor penentu

a. Total Capital Investment (TCI)

yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi TCI ini terdiri atas :

1. Fixed Capital Investment (FCI)

1.1. Biaya Langsung / *Direct Cost* (DC), meliputi :

- Instalasi peralatan
- Instrumentasi dan alat control
- Perpipaan
- Listrik
- Bangunan dan tanah
- Pemasangan peralatan
- Perbaikan fasilitas

1.2. Biaya tak langsung / *Indirect Cost* (IC)

- *Engineering*
- Biaya konstruksi

- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Gaji dalam waktu tertentu
- c. Pengemasan dalam waktu tertentu
- d. Supervisi
- e. Utilitas dalam waktu tertentu
- f. Laboratorium
- g. Pemeliharaan
- h. *Patent dan royalty*
- i. *Operating supplies*

Maka : $TCI = FCI + WCI$

b. Total Biaya Produksi

yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk, meliputi :

1. Biaya pembuatan , terdiri dari atas :
 - Biaya produksi langsung (DPC)
 - Biaya produksi tetap (FC)
 - Biaya *Overhead* pabrik
2. Biaya Umum /*General Expenses (GE)*
 - Administrasi
 - Distribusi dan pemasaran
 - Litbang
 - *Financing*

Biaya produksi total terbagi menjadi :

- a. Biaya Variabel (VC), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- b. Biaya semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi :
 - Upah karyawan
 - Pemeliharaan dan perbaikan
 - Laboratorium
 - *Operating supplies*
 - Biaya umum
 - Biaya *overhead*
 - Supervisi
- c. Biaya tetap/*Fixed cost* (FC)
 - Depresiasi
 - Asuransi
 - Pajak
 - Bunga

C. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik BBG ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur : Peter & Timmerhaus.

Untuk menksir harga alat pada tahun 2012 digunakan persamaan :

$$V_A = V_B \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n \dots\dots\dots(Peter \& Timmerhaus edisi IV, hal 16)$$

Dimana :

V_A : Harga alat A

V_B : Harga alat B

C_A : Kapasitas alat A

C_B : Kapasitas alat B

n : Eksponen harga alat

Dari perhitungan appendix E, didapatkan harga peralatan untuk Pra Rencana pabrik BBG adalah Rp. 98.304.101.713,91

Penentuan total *Capital Investment* (TCI)

a. Biaya langsung (DC)	= Rp. 338,166,109,895.84
b. Biaya tak langsung (IDC)	= Rp. 49,152,050,856.95
c. <i>Fix Capital Investment</i> (FCI)	= Rp. 449,289,066,473.24
d. Modal kerja (WCI)	= Rp. 79,286,305,848.22
Maka TCI	= Rp. 528,575,372,321.45

Penentuan total *Production Cost* (TPC)

Dari perhitungan Appendix E diperoleh :

a. Biaya produksi langsung	= Rp. 1,357,227,570,832.49
b. Biaya tetap (FC)	= Rp. 112,850,841,990.63
c. Biaya <i>Overhead</i>	= Rp. 786,960,000.00
d. Biaya umum (GE)	= Rp. 164,441,228,499.90
Maka TPC	= Rp. 1,635,306,601,323.02

Laba Perusahaan

Laba perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk dari Appendix E diperoleh :

Total penjualan	= Rp. 1,800,706,485,736.63
Pajak penghasilan	= 30% dari laba kotor
Laba kotor	= Rp. 165,399,884,413.60
Laba bersih	= Rp. 115,779,919,089.52

Pay Out Time (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$POT = \frac{FCI}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ thn}$$

Dari Appendix E diperoleh :

POT = 2,8 tahun

b. Rate On Investment (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

◆ ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{labar kotor}}{FCI} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$ROI_{BT} = 36,81 \%$$

◆ ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{labar bersih}}{FCI} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$ROI_{AT} = 25,77 \%$$

c. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi .

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

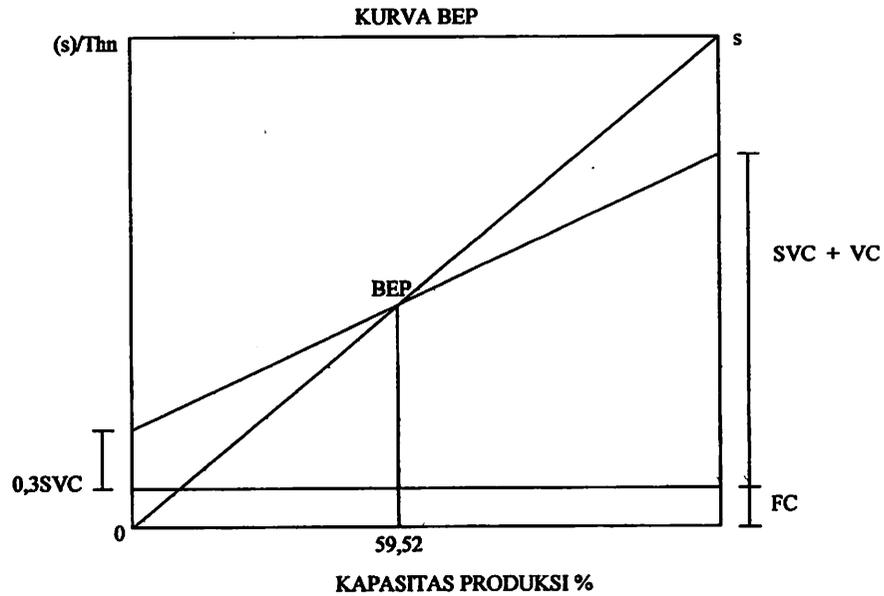
$$FC = \text{Rp. } 112,850,841,990.63$$

$$SVC = \text{Rp. } 210,582,704,482.49$$

$$VC = \text{Rp. } 1,300,253,510,027.32$$

$$S = \text{harga jual} = \text{Rp. } 1,800,706,485,736.63$$

$$\text{Maka nilai BEP} = 59,52 \%$$



Gambar 11.1 Break Even Point Pra Rencana Pabrik BBG

d. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$SDP = 17.89 \%$$

e. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A0} (tahun ke -0) untuk masa konstruksi 2 tahun

Dari Appendix E diperoleh :

$$C_{A-2} = \text{Rp.} 258,790,502,288.58$$

$$C_{A-1} = \text{Rp.} 388,185,753,432.88$$

$$C_{A-0} = - \text{Rp} 646,976,255,721.46$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana : F_d = faktor diskon = $1/(1+i)^n$

i = tingkat bunga (digunakan bunga bank = 13%)

C_A = *cash flow* setelah pajak

n = tahun ke-n

Dari Appendix E diperoleh :

$$NPV = \text{Rp. } 15,762,634,778.38$$

Karena harga NPV = (+) maka pabrik BBG layak untuk didirikan.

f. Internal Rate Of Return (IRR)

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_I}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$IRR = 20.763 \%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank maka pabrik BBG layak untuk didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik BBG dari Batubara ini diharapkan dapat mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dapat memenuhi kebutuhan masyarakat dalam negeri.

Dari hasil analisis yang dilakukan, Pra Rencana Pabrik BBG dari Batubara ini layak untuk ditindaklanjuti dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Segi Teknis

Ditinjau dari segi teknis, proses Pembuatan BBG dari batubara dengan proses *liquefaction* cukup menguntungkan karena hasil yang diperoleh cukup banyak dan kualitasnya cukup baik.

12.2. Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai cukup menguntungkan dilihat dari segi sosial karena dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, dapat meningkatkan pendapatan per kapita daerah dan meningkatkan devisa negara.

12.3. Segi Lokasi

Penempatan pabrik BBG di daerah Tabalong, Kalimantan Selatan dinilai cukup menguntungkan dari segi lokasi karena :

- a. Bahan baku batubara basah banyak terdapat di daerah Tabalong, sehingga letak pabrik mendekati lokasi bahan baku.
- b. Sarana transportasi yang cukup menunjang karena dekat dengan jalur lintas utama.
- c. Persediaan utilitas yang cukup besar.



12.4. Segi Ekonomi

BBG banyak digunakan sebagai bahan bakar di industri, rumah tangga dll. Pendirian pabrik BBG ini juga turut menunjang program pemerintah dalam rangka pengembangan sektor industri di Indonesia.

12.5. Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan dalam menentukan layak atau tidaknya suatu pabrik untuk didirikan, baik dalam jangka waktu pendek maupun jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik BBG dari Batubara, diperoleh hasil sebagai berikut :

- ❖ POT = 2.8 tahun
- ❖ ROI_{AT} = 25.77 %
- ❖ BEP = 59.52 %
- ❖ IRR = 20.763 %

Dengan berpedoman bahwa bunga bank yang berlaku sebesar 13 % dan dengan melihat prosentase ROI dan IRR lebih tinggi daripada bunga bank, maka Pra Rencana Pabrik BBG dari Batubara dengan Proses Liquefaction ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alba Mena Subiranas, **Combinig Fischer-Tropsch Synthesis (FTS) and Hydrocarbon Reactions in One Reaktor**, Universita"tsvertag Kartsruhe, 2009.
- Brownell E. Lloyd, **Proses Equipment Design**, Jhon Willey and Sons Inc, New Delhi, India 1959.
- Brown, G.G, **Unit Operation**, Charles E. Tuttle Co. Tokyo, Japan, 1961.
- Christopher Higman and Maarten van der Burgt, **Gasification**, Elsevier Science (USA), 2003.
- Ernest J. Henley and J.D. Seader, **Equilibrium-Stage Separation Operation in Chemical Engineering**, John Willey and Sons Inc, New York, 1981.
- Geankoplis, Christie J., **Transport Processes and Unit Operation**, Third Edition, Prentice Hall, Inc., New Delhi, 1997.
- Kern, Donald Q., **Process Heat Transfer**, 2nd Edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1988.
- Ludwig, Ernest E., **Design for Chemical and Petrochemical Plant**, Gulf Publishing Company, Houston, 1964.
- Perry, Robert H., **Perry's Chemical Engineers Handbook**, 7th Edition, Mc. Grow Hill Company Inc., New York, 1987
- Perry, Robert H., **Perry's Chemical Engineers Handbook**, 8th Edition, Mc. Grow Hill Company Inc., New York, 1987
- Peter S. and Timmerhause, **Plant Design and Economic to Chemical Engineering**, 4th Edition, Mc. Graw Hill, Singapore, 1991.
- Smith, J.M, and Van Ness H.C, **Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**, Fourth Edition, Mc.Graw Hill Book Company, New York, 1987.
- Ulrich D. Gael, **A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic**, John Willey and Sons Inc, New York, 1984.
- Adhi Dharma Permana dkk, **Outlook Energi Indonesia**, Jakarta 2010.
- Ermina Miranti, **Prospek Industri Batubara di Indonesia**, Desember 2008.

Thomas G. Kreutz, Eric D. Larson, Guangjian Liu, Robert H. Williams, **Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass**, 21 Agustus 2008.

David K. Bellman and Frinds, 26 January 2007, *Working Document of the NPC Global Oil and Gas Study "COAL TO LIQUIDS AND GAS"*
http://www.npc.org/Study_Topic_Papers/28-TTG-Transport, diakses tanggal 2 Agustus 2011.

T. J. Park, J. H. Kim, J. G. Lee, J. C. Hong, Y. K. Kim, Y. C. Choi, *Experimental Studies on the Characteristics of Entrained Flow Coal Gasifier*, juli 1994,

Zulfan Adi Putra, Universiti Teknologi Petronas, [www. migas-indonesia.net/download/index.php?option=com](http://www.migas-indonesia.net/download/index.php?option=com), diakses tanggal tanggal 2 Agustus 2011.

<http://id.wikipedia.org/wiki/Batubara>, diakses tanggal 2 Agustus 2011

<http://physchem.ox.ac.uk/MSDS/AM/molekular.html>, diakses tanggal 10 November 2011

<http://www.jmcatalysts.com/ptd/site.asp?siteid=584>, diakses tanggal 10 November 2011

http://www.energyefficiencyasia.org/pedoman_efisiensi_energi_untuk_industri, diakses tanggal 10 November 2011.