TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRA-DESAIN PABRIK METANOL DARI BATUBARA KUALITAS RENDAH (LIGNIT)

Oleh:
M. Agiel Affan
NRP. 02211640000033
Gadang Alafin Asdany
NRP. 02211640000036

Dosen Pembimbing:
Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.
NIP. 1958 06 12 1984 03 1003
Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.
NIP. 1991 01 10 2015 04 2002

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

PRA DESAIN PABRIK
"METANOL DARI BATUBARA KUALITAS RENDAH (LIGNIT)"

Disusun Oleh:

M. Agiel Affan	**Gadang Alafin Asdany**
NRP. 02211640000033	**NRP. 02211640000036**

Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.
NIP. 1958 06 12 1984 03 1003
Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.
NIP. 1991 01 10 2015 04 2002

LABORATORIUM THERMODINAMIKA
SURABAYA
2020

LEMBAR PERSETUJUAN

Laporan Tugas Akhir dengan judul:

"Pabrik Metanol dari Batubara Kualitas Rendah (Lignit)"

Telah diperiksa dan disetujui untuk diujikan:

Dosen Pembimbing I	Dosen Pembimbing II
Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA	**Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.**
NIP. 1958 06 12 1984 03 1003	**NIP. 1991 01 10 2015 04 2002**

Mengetahui
Kepala Laboratorium Thermodinamika
Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS

Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng
NIP. 1963 01 22 1987 01 1001

Penyusun :

M. Agiel Affan	**Gadang Alafin Asdany**
NRP. 02211640000033	**NRP. 02211640000036**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Pra-Desain Pabrik dengan judul:

"PRA DESAIN PABRIK METANOL DARI BATUBARA KUALITAS RENDAH (LIGNIT)"

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

M. Agiel Affan	**NRP 02211640000033**
Gadang Alafin Asdany	**NRP 02211640000036**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA (Pembimbing 1) .....
2. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T. (Pembimbing 2) .....
3. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T. (Penguji) .....
4. Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc., Eng. (Penguji) .....
5. Annas Wiguno, S.T., M.T. (Penguji) .....

Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia

Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT
NIP. 197503062002122002

Surabaya, 21 Agustus 2020

PRA-DESAIN PABRIK METANOL DARI BATUBARA KUALITAS RENDAH (LIGNIT)

Nama	: 1. M. Agiel Affan	(02211640000033)
	2. Gadang Alafin Asdany	(02211640000036)
Departemen	: Teknik Kimia ITS	
Pembimbing	: 1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.	
	2. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.	

ABSTRAK

Pertambahan jumlah kebutuhan formaldehid dan produk turunan metanol lainnya di Indonesia pada setiap tahun diikuti dengan semakin meningkatnya kebutuhan metanol sebagai bahan baku. Oleh sebab itu, diperlukan bahan baku pembuatan metanol alternatif sebagai pengganti gas alam. Salah satunya adalah *syngas* yang diproduksi dari proses gasifikasi batubara kualitas rendah untuk menggantikan gas alam sebagai bahan baku pembuatan metanol. Pada penelitian ini dilakukan perancangan pabrik Metanol dari Batubara Kualitas Rendah (Lignit) dengan kapasitas produksi 119.300 ton/tahun. Perancangan pabrik metanol ini dimaksudkan untuk memenuhi 15% kebutuhan metanol di Indonesia yang diperkirakan akan berjumlah sebesar 795.589 ton/tahun pada tahun 2022. Bahan baku yang akan digunakan pada pabrik metanol ini adalah *syngas* yang diproduksi dari proses gasifikasi batubara kualitas rendah yang jumlahnya melimpah namun masih belum maksimal pemanfaatannya. Proses pembuatan metanol dari batubara kualitas rendah terdiri dari lima proses utama, yaitu feedstock batubara, gasifikasi, purifikasi *syngas*, sintesis metanol, dan purifikasi metanol. Dari perhitungan analisa ekonomi didapatkan IRR sebesar 22,34%, POT selama 6,83 tahun dan BEP sebesar 33,46%. Dengan investasi berasal dari modal sendiri 60% dan pinjaman sebesar 40% dengan total investasi USD 370.681.854. Dari segi teknis dan ekonomis pabrik Metanol dari Batubara Kualitas Rendah (Lignit) ini layak didirikan.

Kata Kunci: Batubara Kualitas Rendah, Metanol, Syngas

PRE-DESIGN METHANOL FACTORY FROM LOW RANK COAL (LIGNITE)

Nama	: 1. M. Agiel Affan	(02211640000033)
	2. Gadang Alafin Asdany	(02211640000036)
Departemen	: Teknik Kimia ITS	
Pembimbing	: 1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.	
	2. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.	

ABSTRACT

The increase in need for formaldehyde and other methanol derivative products in Indonesia every year is followed by the increasing need for methanol as raw material. Therefore, an alternative raw material for methanol is needed as a substitute for natural gas. One of them is syngas which is produced from low rank coal gasification process to replace natural gas as raw material for methanol production. In this study, a Methanol plant from Low Rank Coal (Lignite) was designed with a production capacity 119.300 ton/year. The methanol plant design is intended to fulfill 15% of methanol demand in Indonesia which is estimated around 795.589 ton/year in the year of 2022. The raw material to be used in this methanol plant is syngas which is produced from the gasification process of low rank coal, which is abundant but still not maximally utilized. The process of making methanol from low rank coal consists of five main processes, namely coal feedstock, gasification, syngas purification, methanol synthesis, and methanol purification. From the calculation of the economic analysis it was obtained IRR 22,34%, POT 6,83 year and BEP 33,46%. With investment coming from 60% of own capital and 40% of loans with total investment USD 370.681.854. From technical and economic point of view the Methanol plant from Low Rank Coal (Lignite) is feasible to build.

Keywords*: Low Rank Coal, Methanol, Syngas*

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur atas kehadirat Allah SWT atas rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Laporan Pra-Desain Pabrik yang berjudul "Pabrik Metanol dari Batubara Kualitas Rendah (Lignit)"

Tugas Pra-Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik (ST) pada studi S1 di Departemen Teknik Kimia FTIRS – ITS. Pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA dan Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T selaku dosen pembimbing kami di Laboratorium Thermodinamika, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
3. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng selaku Kepala Laboratorium Thermodinamika, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Seluruh dosen Departemen Teknik Kimia FTIRS – ITS atas semua ilmu serta bimbingan selama masa perkuliahan.
5. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan kasih sayang tulus, motivasi, bimbingan, dan doa.
6. Teman-teman di Laboratorium Thermodinamika yang berjuang bersama dalam menyelesaikan tugas penelitian.
7. Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa disebutkan penulis satu persatu yang telah membantu selama penulisan laporan.

Akhir kata kami selaku penulis memohon maaf kepada semua pihak, apabila dalam penyusunan tugas ini terdapat kesalahan. Semoga tugas ini dapat bermanfaat bagi penulis dan bagi pembaca pada umumnya.

Surabaya, Agustus 2020

Penulis

DAFTAR ISI

ABSTRAK iii

ABSTRACT iv

KATA PENGANTAR v

DAFTAR ISI vi

DAFTAR TABEL viii

DAFTAR GAMBAR xi

BAB I LATAR BELAKANG I-1

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas II-1

II.2 Lokasi II-3

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk II-5

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Tipe-tipe Proses

III.1.1 Proses Gasifikasi Batubara III-1

III.1.2 Proses Pemisahan Sulfur pada *Syngas* III-5

III.1.3 Proses Konversi *Syngas* menjadi Metanol III-6

III.2 Uraian Proses

III.2.1 Gasifikasi Batubara menjadi *Syngas*

III.2.1.1 *Feedstock pre-treatment* III-12

III.2.1.2 *Gasification* III-13

III.2.1.3 *Gas Clean Up and Conditioning* III-15

III.2.2 Konversi *Syngas* menjadi Metanol

III.2.2.1 Sintesa Metanol III-16

III.2.2.2 Purifikasi Metanol III-17

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa IV-1

IV.2 Neraca Energi IV-9

BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN V-1

BAB VI ANALISA EKONOMI

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan VI-1

VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan VI-1

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja VI-8

VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji VI-8

VI.2 Analisa Ekonomi

VI.2.1 Laju Pengembalian Modal VI-12

VI.2.2 Waktu Pengembalian Modal VI-12

VI.2.3 Titik Impas VI-12

BAB VII KESIMPULAN VII-1

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Sumber Daya dan Cadangan Batubara Indonesia I-1
Tabel I.2 Sebaran Kualitas Batubara Indonesia I-2
Tabel II.1 Data *Supply-Demand* Metanol di Indonesia II-1
Tabel II.2 Data Persentase Laju Pertumbuhan *Supply-Demand* Metanol di Indonesia II-1
Tabel II.3 Data Estimasi *Supply-Demand* Metanol di Indonesia pada Tahun 2022 ..... II-2
Tabel II.4 Spesifikasi Bahan Baku Batubara II-5
Tabel II.5 Spesifikasi ZnO II-5
Tabel II.6 Spesifikasi SDS (Sodium Dodecyl Sulphate) II-6
Tabel II.7 Spesifikasi Produk Metanol II-6
Tabel III.1 Perbandingan *Gasifier* untuk Gasifikasi Batubara III-4
Tabel III.2 Perbandingan Komposisi Gas Keluaran *Gasifier* III-4
Tabel III.3 Perbandingan Metode Pemurnian *Syngas* dari Senyawa Sulfur III-5
Tabel III.4 Perbandingan Proses Pembuatan Metanol III-10
Tabel IV.1 Neraca Massa Mixer IV-1
Tabel IV.2 Neraca Massa Gasifier IV-2
Tabel IV.3 Neraca Massa Reaktor WGS IV-3
Tabel IV.4 Neraca Massa Desulfurisasi Tank IV-4
Tabel IV.5 Neraca Massa Reaktor Metanol IV-5
Tabel IV.6 Neraca Massa Membran CO_2 ..... IV-6
Tabel IV.7 Neraca Massa Flash Separator IV-7
Tabel IV.8 Neraca Massa Kolom Distilasi IV-8
Tabel IV.9 Neraca Energi Oxygen Compressor IV-10
Tabel IV.10 Neraca Energi Oxygen Heater IV-10
Tabel IV.11 Neraca Energi Gasifier IV-11
Tabel IV.12 Neraca Energi Waste Heat Boiler IV-12
Tabel IV.13 Neraca Energi Reaktor WGS IV-13
Tabel IV.14 Neraca Energi Cooler After WGS IV-14
Tabel IV.15 Neraca Energi Desulfurizer IV-16
Tabel IV.16 Neraca Energi Compressor IV-17

Tabel IV.17 Neraca Energi Syngas Heater IV-18
Tabel IV.18 Neraca Energi Reaktor Methanol IV-19
Tabel IV.19 Neraca Energi Crude Methanol Expander IV-20
Tabel IV.20 Neraca Energi Cooler sebelum Membran IV-21
Tabel IV.21 Neraca Energi Membran CO_2 ..... IV-22
Tabel IV.22 Neraca Energi Kondenser Kolom Distilasi IV-23
Tabel IV.23 Neraca Energi Reboiler Kolom Distilasi IV-24
Tabel IV.24 Neraca Energi Pure Methanol Cooler IV-26
Tabel V.1 Spesifikasi Alat *Open Yard Coal* V-1
Tabel V.2 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor* V-1
Tabel V.3 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator* V-2
Tabel V.4 Spesifikasi Alat *Hammer Mill* V-2
Tabel V.5 Spesifikasi Alat *Ball Mill* V-3
Tabel V.6 Spesifikasi Alat *Screen* V-3
Tabel V.7 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator* V-4
Tabel V.8 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor* V-4
Tabel V.9 Spesifikasi Alat *Bin Pulverized Coal* V-5
Tabel V.10 Spesifikasi Alat *Screw Conveyor* V-6
Tabel V.11 Spesifikasi Alat *Mixer* V-6
Tabel V.12 Spesifikasi Alat *Pump* V-7
Tabel V.13 Spesifikasi Alat *Gasifier* V-7
Tabel V.14 Spesifikasi Alat *Oxygen Compressor* V-8
Tabel V.15 Spesifikasi Alat *Oxygen Heater* V-9
Tabel V.16 Spesifikasi Alat *Waste Heat Boiler* V-10
Tabel V.17 Spesifikasi Alat *WGS Reactor* V-11
Tabel V.18 Spesifikasi Alat *WGS After Cooler* V-11
Tabel V.19 Spesifikasi Alat *Desulfurized Tank* V-12
Tabel V.20 Spesifikasi Alat *Buffer Tank* V-13
Tabel V.21 Spesifikasi Alat *Syngas Compressor* V-14
Tabel V.22 Spesifikasi Alat *Syngas Heater* V-14
Tabel V.23 Spesifikasi Alat *Methanol Reactor* V-15
Tabel V.24 Spesifikasi Alat *Expander* V-16
Tabel V.25 Spesifikasi Alat *Cooler Before Membrane* V-17
Tabel V.26 Spesifikasi Alat *Membrane* V-18
Tabel V.27 Spesifikasi Alat *Flash Separator* V-18

Tabel V.28 Spesifikasi Alat *Methanol Pump* V-19
Tabel V.29 Spesifikasi Alat *Distillation Column* V-20
Tabel V.30 Spesifikasi Alat *Total Condenser* V-21
Tabel V.31 Spesifikasi Alat *Reflux Tank* V-22
Tabel V.32 Spesifikasi Alat *Reflux Pump* V-22
Tabel V.33 Spesifikasi Alat *Partial Reboiler* V-23
Tabel V.34 Spesifikasi Alat *Pure Methanol Cooler* V-24
Tabel V.35 Spesifikasi Alat *Methanol Storage Tank* V-25
Tabel VI.1 Perhitungan Gaji Karyawan VI-9
Tabel VI.2 Pembagian *Shift* Kerja Karyawan VI-12

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Peta Sebaran Potensi Sumber Daya dan Cadangan Batubara di Indonesia I-3
Gambar II.1 Lokasi Pabrik II-4
Gambar III.1 *Moving Bed Gasifier* III-1
Gambar III.2 *Fluidized Bed Gasifier* III-2
Gambar III.3 *Entrained Flow Gasifier* III-3
Gambar III.4 Diagram Perbandingan Penggunaan Proses Sintesis Metanol di Dunia III-6
Gambar III.5 Flowsheet Proses Lurgi III-7
Gambar III.6 Flowsheet Proses ICI III-9
Gambar III.7 Perbedaan Jenis Reaktor antara Proses Lurgi dan ICI III-11
Gambar III.8 Blok Diagram Proses Gasifikasi III-12
Gambar III.9 Gantt Chart Proses Pengecilan Ukuran Batubara III-12
Gambar III.10 Blok Diagram Proses Konversi Metanol III-16
Gambar VI.1 Struktur Organisasi VI-2

BAB I
LATAR BELAKANG

Sumber daya alam yang melimpah merupakan salah satu kelebihan yang dimiliki Indonesia. Pemanfaatan sumber daya alam yang banyak diterapkan adalah sumber daya energi fosil. Salah satu sumber daya energi fosil di Indonesia adalah batubara. Pada masa yang akan datang, produksi batubara diperkirakan akan terus meningkat, baik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri (domestik) maupun luar negeri (ekspor). Hal ini dikarenakan sektor industri yang menggunakan bahan bakar minyak mulai beralih menggunakan batubara.

Tabel I.1 Sumber Daya dan Cadangan Batubara Indonesia

Pulau	Provinsi	Total Sumber Daya (Ton)	Persentase (%)	Total Cadangan (Ton)	Persentase (%)
Jawa	Banten	18,8	0,015	0	0
	Jawa Tengah	0,82	0,0006	0	0
	Jawa Timur	0,08	0,0001	0	0
Sumatera	Aceh	450,64	0,36	0	0
	Sumatera Utara	27,22	0,021	0	0
	Riau	1.800	1,42	687,83	2,13
	Sumatera Barat	795,52	0,63	158,43	0,49
	Bengkulu	192,07	0,15	18,95	0,059
	Jambi	2.747	2,17	240,75	0,75
	Sumatera Selatan	51.902	40,99	12.275	38,05
	Lampung	107,89	0,085	0	0
Kalimantan	Kalimantan Barat	491,5	0,39	0	0

Pulau	Provinsi	Total Sumber Daya (Ton)	Persentase (%)	Total Cadangan (Ton)	Persentase (%)
	Kalimantan Tengah	4.106	3,24	771,26	2,39
	Kalimantan Selatan	14.458	11,42	3.655,1	11,33
	Kalimantan Timur	47.063	37,17	13.762	42,66
	Kalimantan Utara	2.057	1,62	694,17	2,15
Sulawesi	Sulawesi Selatan	231,58	0,18	0,12	0,00037
	Sulawesi Tengah	17,11	0,014	0	0
Maluku	Maluku Utara	8,22	0,0065	0	0
Papua	Papua Barat	126,48	0,1	0	0
	Papua	9,36	0,0074	0	0

(Pusat Sumber Daya Geologi, 2015)

Sumber daya batubara di Indonesia sebagian besar berada di Pulau Kalimantan yaitu sebesar 53,85% dari jumlah total batubara nasional. Sedangkan di Pulau Sumatera sebesar 45,83% dari jumlah total batubara nasional dan sisanya tersebar di wilayah lain.

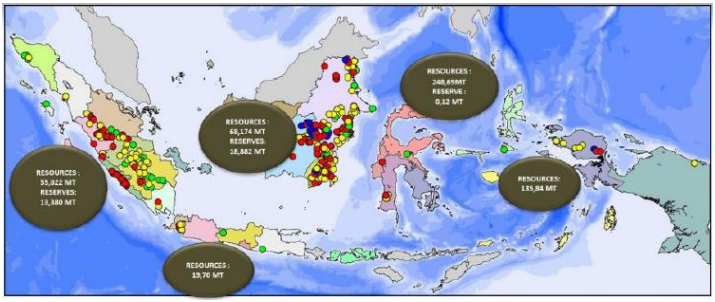
Tabel I.2 Sebaran Kualitas Batubara Indonesia

Kualitas	Total Sumber Daya (Ton)	Persentase (%)	Total Cadangan (Ton)	Persentase (%)
Kalori Rendah	34.319,67	28,48	9.475,47	30,22
Kalori Sedang	81.023,10	67,22	20.343,86	64,88

Kualitas	Total Sumber Daya (Ton)	Persentase (%)	Total Cadangan (Ton)	Persentase (%)
Kalori Tinggi	9.122,99	7,57	1.519,53	4,85
Kalori Sangat Tinggi	2.143,58	1,78	924,82	2,95
Total	126.609,34	100	32.264,68	100

(Pusat Sumber Daya Geologi, 2015)

Menurut jenis dan persentase di Indonesia, batubara dapat dibagi menjadi beberapa macam yaitu *lignit* (kalori rendah) sebesar 28,48%, *sub-bituminous* (kalori sedang) sebesar 67,22%, *bituminous* (kalori tinggi) sebesar 7,57%, dan sisanya *anthracite* (kalori sangat tinggi) sebesar 1,78%. Di Pulau Kalimantan cadangan batubara didominasi oleh batubara kualitas sedang, sementara di Pulau Sumatera didominasi oleh batubara kualitas rendah.



Gambar I.1 Peta Sebaran Potensi Sumber Daya dan Cadangan Batubara di Indonesia

(Pusat Sumber Daya Geologi, 2015)

Pada sektor industri, salah satu pemanfaatan batubara yaitu melalui proses gasifikasi batubara. Gasifikasi batubara adalah proses mengubah batubara dari bahan bakar padat menjadi bahan bakar gas. Batubara dalam bentuk gas dapat diproses lebih lanjut menjadi berbagai bahan sintesis menggantikan gas alam sehingga

dinamakan *syngas* (*synthetic gas*). Salah satu produk *syngas* yang banyak digunakan oleh industri adalah metanol. Jumlah produksi metanol sebesar 684.623 ton pada tahun 2009, 496.222 ton pada tahun 2010, 509.709 ton pada tahun 2011, dan 456.856 ton pada tahun 2012. Sedangkan, jumlah konsumsi metanol sebesar 266.497 ton pada tahun 2009, 257.658 ton pada tahun 2010, 308.819 ton pada tahun 2011, 279.980 ton pada tahun 2012, dan 304.433 ton pada tahun 2013. Indonesia juga mengekspor metanol sebesar 495.100 ton pada tahun 2009, 430.788 ton pada tahun 2010, 476.837 ton pada tahun 2011, 438.742 ton pada tahun 2012, dan 486.818 ton pada tahun 2013. Sementara itu, jumlah impor sebesar 76.974 ton pada tahun 2009, 192.224 ton pada tahun 2010, 275.947 ton pada tahun 2011, 261.866 ton pada tahun 2012, dan 341.455 ton pada tahun 2013.

Metanol banyak digunakan sebagai bahan baku industri *formaldehyde* (dan produk turunannya) serta pada industri minyak dan gas. Selain itu, metanol juga digunakan pada industri kayu lapis, tekstil, plastik, resin sintesis, farmasi, insektisida, dan lainnya. Terdapat dua kilang metanol di Indonesia yaitu Kilang Methanol Bunyu milik PT Pertamina dan kilang milik PT Kaltim Methanol Industri di Bontang, Kalimantan Timur. Akan tetapi, produk metanol dari dua kilang tersebut tidak dapat memenuhi kebutuhan metanol di Indonesia dikarenakan kebutuhan metanol setiap tahun terus meningkat. Sebelumnya gas alam digunakan sebagai bahan baku pembuatan metanol. Akan tetapi, pemerintah membatasi penggunaan gas alam agar tidak cepat habis. Salah satu alternatif dari permasalahan ini adalah menggunakan *syngas* dari proses gasifikasi batubara kualitas rendah yang jumlahnya melimpah namun masih belum maksimal pemanfaatannya untuk menggantikan gas alam sebagai bahan baku pembuatan metanol. Latar belakang tersebut yang mendasari pemilihan judul:

Pra Desain Pabrik Metanol dari Batubara

BAB II
BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Dalam penentuan kapasitas produksi harus meninjau kondisi industri metanol di Indonesia dan persentase laju pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor, dan impor metanol.

Tabel II.1 Data *Supply-Demand* Metanol di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)	Konsumsi (Ton)	Ekspor (Ton)	Impor (Ton)
2009	684.623	266.497	495.100	76.974
2010	496.222	257.658	430.788	192.224
2011	509.709	308.819	476.837	275.947
2012	456.856	279.980	438.742	261.866
2013		304.433	486.818	341.455

Tabel II.2 Data Persentase Laju Pertumbuhan *Supply-Demand* Metanol di Indonesia

Tahun	Produksi (%)	Konsumsi (%)	Ekspor (%)	Impor (%)
2009-2010	-27,52	-3,32	-12,99	149,73
2010-2011	2,72	19,86	10,69	43,55
2011-2012	-10,37	-9,34	-7,99	-5,1
2012-2013		8,73	10,96	30,39
Rata-rata	-11,72	3,98	0,17	54,64

Dari data persentase laju pertumbuhan di atas, jumlah produksi, konsumsi, ekspor, dan impor pada tahun 2022 dapat diprediksi dengan persamaan berikut:

$$F = P(1 + i)^{n}$$

Keterangan:
F = Data pada tahun pabrik didirikan
P = Data pada tahun tertentu
i = Persentase laju pertumbuhan
n = Selisih tahun

(Peters & Timmerhaus, 1991)

Dengan persamaan tersebut dapat diprediksi jumlah produksi, konsumsi, ekspor, dan impor pada tahun 2022 sebagai berikut:

Tabel II.3 Data Estimasi *Supply-Demand* Metanol di Indonesia pada Tahun 2022

Tahun	Produksi (Ton)	Konsumsi (Ton)	Ekspor (Ton)
2022	131.290	432.692	494.188

Dari hasil prediksi di atas, kebutuhan metanol Indonesia dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

Akumulasi = Ekspor + Konsumsi - Produksi - Impor
0 = 494.188 + 432.692 - 131.290 - Impor
Impor = 795.589 ton/tahun

Dari persamaan di atas, didapatkan jumlah metanol yang harus diimpor pada tahun 2022 yaitu sebesar 795.589 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan metanol dalam negeri. Pabrik metanol ini direncanakan akan memasok 15% dari kebutuhan metanol tersebut sehingga dapat membantu mengurangi jumlah metanol yang harus diimpor pada tahun 2022. Pabrik metanol ini akan bekerja secara kontinu selama 330 hari dalam 1 tahun, sehingga kapasitas produksi menjadi:

Kapasitas produksi pada tahun 2022 = 15% dari kebutuhan metanol pada tahun 2022 = 15% × 795.589 ton/tahun
≈ 119.300 ton/tahun
≈ 361 ton/hari
≈ 15.000 kg/jam

II.2 Lokasi

Pabrik metanol ini akan didirikan di Pulau Sumatera, tepatnya di Kecamatan Kalidoni, Kota Palembang, Provinsi Sumatera Selatan. Pemilihan lokasi tersebut berdasarkan faktor-faktor berikut:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk pembuatan metanol adalah batubara yang diproduksi oleh PT Bukit Asam yang memiliki jumlah produksi batubara terbesar di Sumatera Selatan dan cadangan batubara terbesar di Indonesia. Tercatat pada September 2019, PT. Bukit Asam mampu memproduksi batubara hingga 21,6 juta ton per tahun. Ketersediaan bahan baku yang melimpah tentu akan menjamin kelangsungan proses produksi pabrik metanol. Sebagai salah satu faktor terpenting, lokasi pabrik dipilih yang dekat dengan lokasi bahan baku untuk menghemat biaya transportasi.

2. Sarana Transportasi

Suplai bahan baku dari PT Bukit Asam menuju pabrik dilakukan lewat jalur darat dan jalur laut. Jalur darat dapat diakses melalui jalan raya dan rel kereta api. Terdapat rel kereta api yang membentang dari Tanjung Enim sampai Stasiun Kertapati Palembang. Sedangkan jalur laut dapat diakses melalui Sungai Musi. Dengan adanya sarana transportasi yang mamadai akan menunjang suplai bahan baku dan pendistribusian produk.

3. Ketersediaan Listrik dan Air

Pasokan listrik berasal dari PLTU Bukit Asam. Pabrik tidak akan mengalami kekurangan pasokan listrik karena lokasi pabrik dekat dengan instalasi listrik. Lokasi pabrik juga dekat dengan Sungai Musi. Untuk air proses diperoleh dari PDAM Titra Musi dan untuk pendinginan air proses diperoleh dari air sungai.

4. Ketersediaan Lahan

Kecamatan Kalidoni memiliki luas wilayah sebesar 27,92 km^2 atau sekitar 2792 hektar. Penggunaan lahan sebagai lokasi industri masih sangat jarang karena sebagian besar lahan di Kecamatan Kalidoni masih dimanfaatkan sebagai lahan pertanian sehingga cocok sebagai lokasi pabrik.

5. Ketersediaan Tenaga Kerja

Pabrik metanol ini akan menyerap banyak tenaga kerja. Kota Palembang memiliki jumlah penduduk sebesar 1.602.071 pada tahun 2016 yang sebagian besar bekerja sebagai pegawai industri. Latar belakang pendidikan para pencari kerja di Kota Palembang sebagian besar merupakan lulusan SMA/SMK, walaupun lulusan sarjana juga cukup banyak. Dengan banyaknya sumber daya manusia yang berkualitas di Palembang akan sangat membantu kegiatan operasional pabrik.

6. Pasar

Produk akan dipasarkan untuk kebutuhan dalam negeri (domestik) maupun luar negeri (ekspor). Untuk kebutuhan dalam negeri (domestik), produk akan dijual ke PT Belawan Deli Chemical Industri, PT Korindo Abadi dan PT Arjuna Utama Kimia. Untuk kebutuhan luar negeri (ekspor), produk akan dijual ke Malaysia, Singapura, Filipina dan lainnya.

Gambar II.1 Lokasi Pabrik

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

1. Kualitas Bahan Baku

Menurut Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), cadangan batubara di Indonesia sebesar 37 miliar ton pada tahun 2018. Karena di Pulau Sumatera terdapat batubara kualitas rendah yang jumlahnya melimpah namun masih belum maksimal pemanfaatannya, maka batubara yang akan diolah diperoleh dari PT Bukit Asam di Sumatera Selatan dengan kualitas rendah dan memiliki ukuran diameter ±35 mm.

Tabel II.4 Spesifikasi Bahan Baku Batubara

No.	Parameter	Nilai
1.	Total Moisture (TM) (%, ar)	29
2.	Calorific Value (CV) (kcal/kg, ar) Gross CV (kcal/kg, ad)	4800 5733
3.	Proximate Analysis Inherent Moisture (IM) Ash Content Volatile Matter (VM) Fixed Carbon (FC)	 14 5 42 39
4.	Ultimate Analysis Carbon (C) Hydrogen (H) Oxygen (O) Nitrogen (N) Sulphur (S)	 55 – 59% 5,4 – 6,2% 28 – 33% 0,7 – 0,9% 0,5 – 1%

Tabel II.5 Spesifikasi ZnO

No.	Parameter	Kriteria
1.	Bulk Density	1,4 kg/l
2.	Temperature Range	0 – 400 ^{o}C
3.	Size	4 x 8-16 mm
4.	Shape	Extrudate
5.	Commercial Name	SR-109

Tabel II.6 Spesifikasi SDS (Sodium Dodecyl Sulphate)

No.	Parameter	Kriteria
1.	Molecular formula	$C_{12}H_{25}OSO_2ONa$
2.	Shape	Powder
3.	Colour	White
4.	Melting Point	204 – 207 ºC
5.	Solubility	> 130 g/l at 20 ºC
6.	Density	1,1 g/cm^3 at 20 ºC
7.	Odor	Odorless

2. Kualitas Produk

Batubara akan diproses menjadi metanol dengan kriteria sebagai berikut:

Tabel II.7 Spesifikasi Produk Metanol

No.	Parameter	Kriteria
1.	Acetone (mg/kg)	Max 30 (IMPCA 001-14)
2.	Acidity as Acetic Acid (mg/kg)	Max 30 (ASTM D 1613-12)
3.	Alkalinity as NH_3 (mg/kg)	Max 30 (ASTM D 1614-09)
4.	Appearance	Clear, free from suspended matter (IMPCA 003-98)
5.	Carbonizable (Sulfuric Acid Wash Test) (Pt-Co Scale)	Max 30 (ASTM E 346-08)
6.	Chloride as Cl^- (mg/kg)	Max 0,1 (IMPCA 002-98)
7.	Color (Pt-Co Scale)	Max 5 (ASTM D 1209-11)
8.	Distillation Range at 760 mmHg (ºC)	Max 1,0ºC, to include 64,6ºC ± 0,1ºC (ASTM D 1078-11)
9.	Ethanol (mg/kg)	Max 10 (IMPCA 001-14)
10.	Hydrocarbon	Pass test (ASTM D 1722-09)

No.	Parameter	Kriteria
11.	Non Volatile Content (mg/1000 ml)	Max 8 (ASTM D 1353-13)
12.	Odor	Characteristic, free of foreign odor (ASTM D 1296-12)
13.	Purity (%wt on dry basis)	Min 99,85 (IMPCA 001-14)
14.	Potassium Permanganatet Time Test at 15°C (minute)	Min 60 (ASTM D 1363-11)
15.	Specific Gravity (20/20°C)	0,792 - 0,793 (ASTM D 4052-11)
16.	Tri Methyl Amine (mg/kg)	Max 0,05 (ASTM E 346-08)
17.	Total Iron (mg/kg)	Max 0,1 (ASTM E 394-09)
18.	Water Content (%wt)	Max 0,1 (ASTM E 1064-12)
19.	Sulphur (mg/kg)	Max 0,5 (ASTM D 5453-12)

BAB III
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

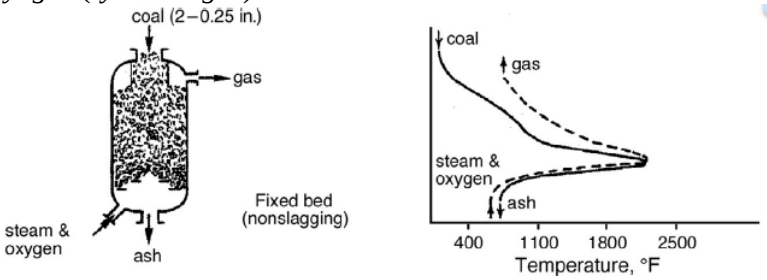
III.1 Tipe-tipe proses

III.1.1 Proses gasifikasi batubara

Beberapa tipe *gasifier* dapat menjadi pilihan untuk memproses batubara dengan gasifikasi, yaitu *moving bed*, *fluidized bed*, dan *entrained flow*.

A. *Moving Bed / Fixed bed*

Berdasarkan kronologinya, gasifier yang paling pertama digunakan adalah *moving bed*. Terdapat dua bagian proses utama yang berlangsung yaitu *gas process producer* dan *water gas process*. Kedua proses ini sangat berperan dalam awal proses pembuatan *syngas*. Batubara yang memiliki ukuran 6-50 mm diumpankan lewat bagian atas reaktor dan akan menumpuk karena gaya gravitasi dan gaya beratnya. Sedangkan dari bagian bawah reaktor akan diumpankan *steam* dan udara (O_2). Dengan arah masuk yang berlawanan, maka akan terjadi reaksi pembentukan *syngas* (*synthetic gas*).



Gambar III.1. *Moving Bed Gasifier*

Kelebihan :

- Cocok untuk skala kecil dan mudah dalam desain serta pengoperasiannya
- Konsumsi O_2 yang dibutuhkan sedikit

Kekurangan :

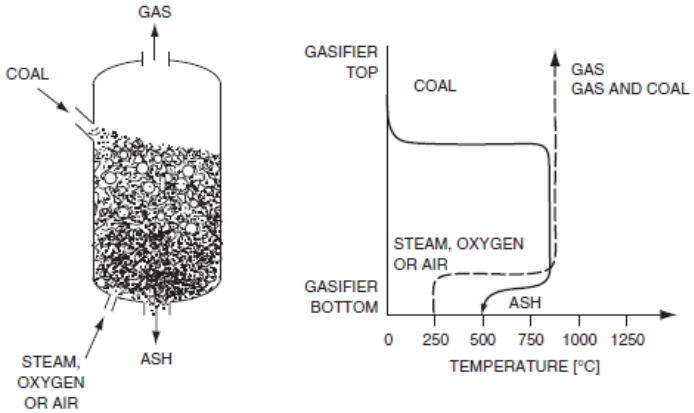
- Menjaga suhu pada *bed* susah dan pencampuran gas dalam *bed* sangat kurang memadai

- *Syngas* yang dihasilkan sulit diprediksi sehingga tidak cocok untuk digunakan secara komersial
- Spesifikasi batubara yang digunakan harus *grade* tinggi
- Waktu tinggal relatif lama yaitu sekitar 1 jam
- *Syngas* masih mengandung tar sehingga butuh pemurnian lebih lanjut

(*Higman, van der Burgt, 2008*)

B. *Fluidized Bed*

Batubara yang digunakan untuk *fluidized bed* memiliki ukuran yang lebih halus dibandingkan *moving bed*, yaitu berukuran 6 – 10 mm. Batubara yang sudah berbentuk serbuk diumpankan dari samping *gasifier* lalu bergerak secara turbulen karena kecepatan alir media gasifikasi yaitu *steam* dan udara (O_2) relatif tinggi dari bawah. Karena gaya gravitasi dan berat batubara setimbang dengan gaya dorong dari *steam* dan O_2, maka batubara akan berada dalam kondisi mengambang saat proses gasifikasi terjadi. Kondisi operasi untuk *gasifier* ini memiliki temperatur 800 – 1100 ^oC dan tekanan 10 – 30 bar.



Gambar III.2. *Fluidized Bed Gasifier*

Kelebihan :

- Kondisi temperatur mampu dikontrol karena proses pencampuran yang baik
- Cocok digunakan dalam skala industri

- *Heat transfer* dan *mass transfer* antara gas dan partikel solid lebih sempurna
- Spesifikasi batubara yang digunakan bisa dari *grade* apapun

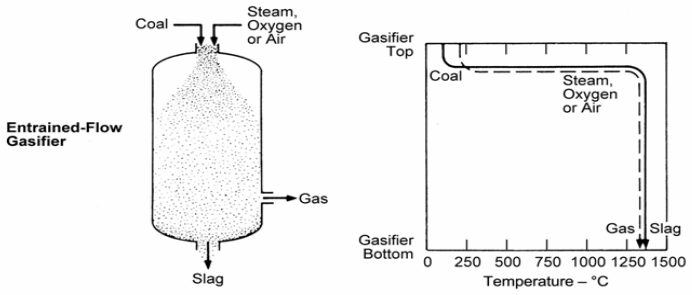
Kekurangan :

- Steam dan O_2 digunakan untuk media pengambang dan oksidan sehingga kerja oksidan tidak maksimal
- Karena kerja oksidan kurang maksimal, konversi dari karbon menjadi 97%

(*Higman, van der Burgt, 2008*)

C. *Entrained Flow*

Pada tipe *gasifier* ini, *steam* dan udara (O_2) terjadi kontak dengan serbuk batubara secara cepat. Tipe aliran yang masuk pada *gasifier* ini adalah *co-current* yaitu umpan *steam* dan udara dimasukkan dari arah yang sama dengan batubara. Umpan yang digunakan untuk batubara bisa berupa *slurry feed* maupun *dry feed*. Ukuran batubara yang masuk adalah kurang dari 100 μm. Kondisi operasi untuk *gasifier* ini memiliki temperatur 1250 – 1600 ^oC dan tekanan 20 - 85 bar.



Gambar III.3. *Entrained Flow Gasifier*

Kelebihan :

- Waktu kontak sangat cepat (kurang dari 1 detik) sehingga proses pembentukan *agglomerate* dapat diminimalkan
- Spesifikasi batubara yang digunakan bisa dari *grade* apapun
- Ash yang diproduksi bersifat inert, hal ini disebabkan banyaknya O_2 yang digunakan

- Rate reaksi yang tinggi menyebabkan utilisasi karbon, kadar CH_4 relatif sedikit
- Cocok digunakan untuk skala industri

Kekurangan :

- Kebutuhan O_2 tinggi
- Gas yang dihasilkan bersuhu sangat tinggi
- Pemilihan konstruksi pada *combustion zone* dikarenakan tingginya suhu pada *zone* tersebut

(*Higman, van der Burgt, 2008*)

Tabel di bawah ini menunjukkan perbandingan antar tipe *gasifier* serta perbandingan komposisi gas keluaran tiap *gasifier*:

Tabel III.1 Perbandingan *Gasifier* untuk Gasifikasi Batubara

Table 5.1
Characteristics of different categories of gasification process

Category	Moving-bed		Fluid-bed		Entrained-flow
Ash conditions	Dry bottom	Slagging	Dry ash	Agglomerating	Slagging
Typical processes	Lurgi	BGL	Winkler, HTW, KBR, CFB, HRL	KRW, U-Gas	KT, Shell, GEE, E-Gas, Siemens, MHI, PWR
Feed characteristics					
Size	6–50 mm	6–50 mm	6–10 mm	6–10 mm	<100 μm
Acceptability of fines	Limited	Injection through tuyères	Good	Better	Unlimited
Acceptability of caking coal	Yes (with stirrer)	Yes (with stirrer)	Possibly	Yes	Yes
Preferred coal rank	Any	High	Low	Any	Any
Operating characteristics					
Outlet gas temperature	Low (425–650°C)	Low (425–650°C)	Moderate (900–1050°C)	Moderate (900–1050°C)	High (1250–1600°C)
Oxidant demand	Low	Low	Moderate	Moderate	High
Steam demand	High	Low	Moderate	Moderate	Low
Other characteristics	Hydrocarbons in gas	Hydrocarbons in gas	Lower carbon conversion	Lower carbon conversion	Pure gas, high carbon conversion

Source: Adapted from Simbeck *et al.*, 1993.

Tabel III.2. Perbandingan Komposisi Gas Keluaran *Gasifier*

Component	Texaco	Lurgi	Koppers-Totzek	Rummel-Otto gasifier
CH_4	—	6.92	—	—
C_2H_4, C_2H_6	—	0.63	—	—
N_2, Ar	—	0.20	0.90	0.3
CO	51.7	12.21	49.45	23.5
CO_2	10.6	18.05	6.29	9.9
H_2	35.1	24.23	30.92	22.1
H_2S	—	0.20	1.74	0.7
H_2O	2.6	37.56	10.70	43.5
	100.0	100.00	100.00	100.00

Dari perbandingan antara ketiga *gasifier* di atas, dipertimbangkan bahwa pada gasifikasi batubara ini dilakukan untuk skala besar dan menggunakan batubara *low rank* maka pada gasifikasi batubara ini digunakan *gasifier* tipe *entrained flow* dengan tipikal proses Texaco.

III.1.2 Proses pemisahan sulfur pada *syngas*

Untuk memisahkan kandungan sulfur dalam *syngas* terdapat beberapa metode yang dapat digunakan yaitu :

- Absorbsi menggunakan pelarut *liquid*
- Adsorbsi menggunakan partikel *solid*
- Difusi menggunakan membran permeabel atau semi permeabel

Perbandingan ketiga metode diatas dapat dilihat sebagai berikut :

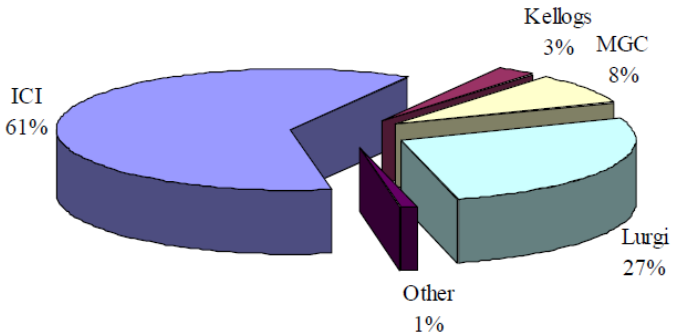
Tabel III.3. Perbandingan Metode Pemurnian Syngas dari Senyawa Sulfur

Absorbsi	Adsorbsi	Difusi
➢ Mengontakkan *syngas* dengan *solvent* yang selektif memisahkan H_2S dan CO_2 ➢ Terjadi di dalam kolom yang dilengkapi *tray* ➢ Karakteristik absorbsi tergantung properti fisik *solvent* ➢ *Solvent* dapat dipergunakan kembali dengan diregenerasi	➢ Adsorbsi *impurities* pada *solid carrier bed* ➢ Beberapa *adsorbant* dapat diregenerasi, sedangkan yang lain perlu penggantian secara periodic ➢ *Loading capacity* tergantung dari karakteristik komponen dan *adsorbant*, temperatur dan tekanan	➢ Melewatkan *syngas* pada sejenis membran polimer ➢ *Rate transfer* dari komponen yang melewati membran dipengaruhi perbedaan *partial pressure* antara dua sisi membran ➢ Kurang cocok untuk pemisahan CO_2

Dengan pertimbangan faktor ekonomi serta efisiensi proses, pemisahan senyawa sulfur menggunakan proses adsorbsi dengan adsorben ZnO.

III.1.3 Proses konversi *syngas* menjadi metanol

Proses yang banyak digunakan di dunia untuk mengkonversi *syngas* menjadi methanol adalah Lurgi dan ICI. Walaupun terdapat beberapa proses lain seperti Kellog, Mitsubishi Gas Company (MGC), Haldor Topso, dan lainnya. Tetapi penggunaan proses Lurgi dan ICI di dunia mencapai 27% dan 61%, seperti pada diagram dibawah berikut



Gambar III.4. Diagram Perbandingan Penggunaan Proses Sintesis Metanol di Dunia

Proses Lurgi dan ICI memiliki prinsip yang sama yaitu sintesis metanol pada tekanan rendah dengan rentang 50 – 100 bar. Yang membedakan adalah jenis reaktor yang digunakan, dan bagaimana memindahkan panas reaksi pada reaktor. Penjelasan lebih rinci dari kedua proses tersebut dapat dilihat sebagai berikut :

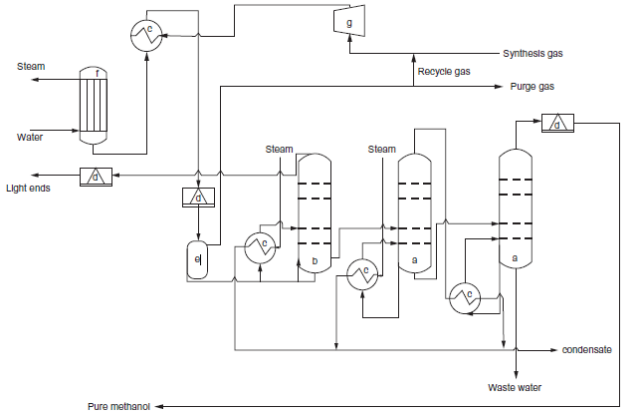
A. Proses Lurgi

Setelah terbentuk *syngas*, kemudian dilakukan kompresi dengan *single casing – syngas / recycle compressor* dengan tekanan ±80 bar. Kombinasi *single casing compressor* lebih menguntungkan karena terdapat tekanan tinggi pada aliran masuk *syngas* dan rendahnya rasio *recycle* metanol sintesis. Lurgi

memanfaatkan reaktor *shell and tube* dimana katalis berada dalam *tube*.

Synthesis loop terdiri dari : *recycle compressor*, *feed/effluent intercharger*, *tubular reactor*, *final* dan *metanol separator*. Dalam reaktor metanol proses Lurgi, katalis yang digunakan berbasis tembaga yang dipasangkan pada tabung vertikal dengan boiling water dialirkan mengelilinginya. Reaksi terjadi pada keadaan hampir dibawah kondisi isothermal. Pengontrol temperatur pada reaksi tersebut dilakukan dengan mengatur tekanan yang dihasilkan oleh steam tekanan tinggi. Karena panas reaksi berpindah secara langsung, synthesis loop dijalankan pada rate recycle rendah. Metanol yang dihasilkan sebanyak 1,2 kg/l katalis yang diperlukan. Kondisi reaksi isothermal dan seleksi katalis dapat menahan pembentukan *by product* hingga mendekati level yang rendah. Sebagian recycle gas dibuang untuk menghilangkan inert.

Metanol dipisahkan dari produk gas dan dilakukan distilasi. *By product* dengan titik didih rendah dan tinggi dihilangkan. Untuk lebih jelasnya proses dapat dilihat pada Gambar III.5



Gambar III.5 Flowsheet Proses Lurgi

[Methanol by Dalena dkk]

B. Proses ICI

Proses ICI menggunakan reaktor adiabatic (quench conventer). Syngas yang terbentuk dari proses gasifikasi batubara (H_2, CO, CO_2) dikompresi sampai tekanan 50 – 100 atm dan didinginkan sampai temperatur 200°C, kemudian bercampur dengan aliran recycle masuk ke *ICI quench reactor*, dimana di dalam satu reaktor terdiri dari beberapa bed katalis.

Proses pembuatan metanol secara garis besar dibagi menjadi 2 bagian :

I. Proses sintesa metanol
II. Proses pemurnian metanol

Uraian Proses ICI sebagai berikut :

I. Proses sintesa metanol

a. *Syngas loop* dikompresi dalam sebuah sirkulator.
b. Kemudian *Syngas* masuk dalam konverter
c. Aliran selanjutnya adalah *Feed/effluent exchanger*, *heat recovery exchanger* dan *separator*. Untuk plant yang lebih luas loop tekanan operasi adalah 80 - 100 bar. Konverter terdiri dari katalis berbasis tembaga (Copper) dan suhunya adalah 240 ^oC - 270 ^oC. Reaksi pembentukan metanol :

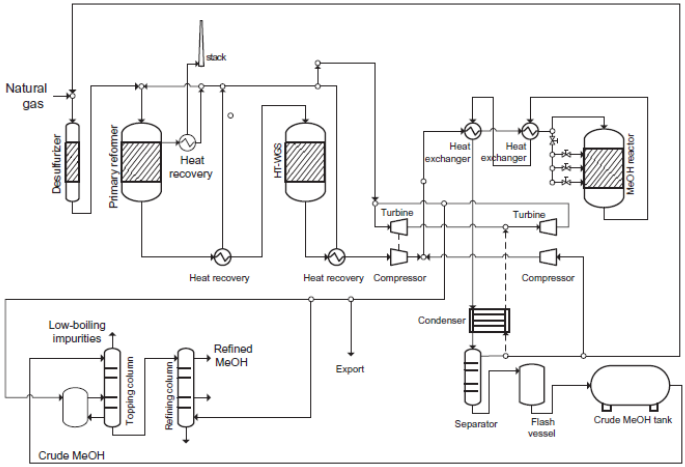
$$CO_2 + 3H_2 \longrightarrow CH_3OH + H_2O$$
$$CO + 2H_2 \longrightarrow CH_3OH$$

Reaksi dibatasi oleh kesetimbangan, konsentrasi metanol yang keluar jarang sekali lebih dari 7 %. Effluent dari konverter didinginkan menjadi 40 ^oC untuk mengkondensasi produk metanol. Gas yang tidak bereaksi di*recycle* menuju sirkulator. Sebuah *purge* diambil dari *recycle* gas untuk memindahkan kembali inert seperti Nitrogen, Argon Methane, dan surplus Hidrogen yang digunakan sebagai bahan bakar.

II. Proses pemurnian metanol

Crude metanol dari separator terdiri dari air dan *by product* tingkat rendah yang dipisahkan dengan distilasi 2 kolom. Kolom pertama memindahkan kembali bahan-bahan ringan seperti Eter,

Ester, Aseton dan Hidrokarbon yang lebih ringan. Kolom kedua memindahkan air, alkohol yang lebih tinggi dan hidrokarbon yang lebih tinggi. Untuk lebih jelasnya proses tersebut diatas dapat dilihat pada Gambar III.6 di bawah ini :



Gambar III.6 Flowsheet Proses ICI

[Methanol by Dalena dkk]

Persamaan dan Perbedaan Proses ICI dan Lurgi

Dari uraian proses tersebut, terlihat bahwa persamaan antara proses ICI dan Lurgi dalam pembuatan metanol dari *syngas* adalah sebagai berikut :

1. Proses sintesis metanol pada reaktor berkatalis. Saat ini katalis yang banyak dipergunakan adalah yang berbasis tembaga.
2. Proses pemurnian dari *crude metanol*. Hal ini dilakukan dengan distilasi.

Sedangkan perbedaan dari proses di atas terutama terletak pada jenis dari reaktor yang digunakan. Perbandingan dari kedua proses tersebut dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel III.4 Perbandingan Proses Pembuatan Metanol

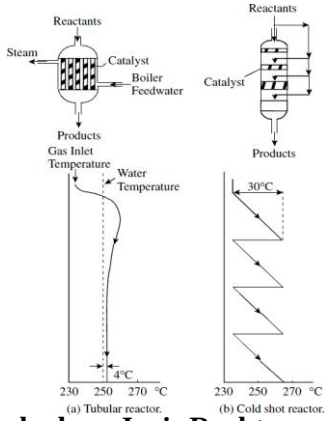
Uraian	Proses	
	ICI	**Lurgi**
Aspek Teknis		
1. Operasi		
- Tekanan (bar)	50 - 100	81
- Suhu (^oC)	250 - 300	250
- Jenis reaktor	*(Cold Shot Reactor)*	*Tubular Reaktor (Shell and Tube Reactor)*
2. Proses		
- Reaksi samping	++	+
- Konversi	90 - 95 %	90 - 95 %

Pada reaktor *quench converter* pada ICI

- ❖ Umpan yang masuk langsung kontak dengan katalis sehingga menyebabkan kerusakan pada katalis dan menyebabkan reaksi terhenti.
- ❖ Reaktor yang digunakan lebih sederhana karena tidak ada penukar panas diluar

Pada reaktor *Shell and Tube* pada Lurgi

- ❖ Pendingin menggunakan *boiling water* yang mengalir di dalam shell.
- ❖ Dapat menyerap panas yang dihasilkan reaksi di dalam *tube* yang berisi katalis sehingga reaktor dapat mempertahankan suhunya.



Gambar III.7 Perbedaan Jenis Reaktor antara Proses (a) Lurgi dan (b) ICI

[Process Design and Integration by Robin Smith]

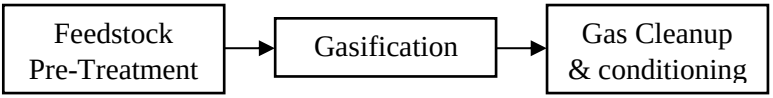
Dari beberapa aspek diatas terlihat bahwa proses Lurgi lebih menguntungkan. Terutama pada penggunaan reaktor yang bertipe *heat exchanger* sehingga pengendalian suhunya lebih mudah dibandingkan reaktor proses ICI dengan temperatur reaktor yang fluktuatif seperti pada gambar III.7. Oleh karena itu, pada pra desain pabrik metanol dari batubara ini menggunakan proses Lurgi untuk mengkonversi *syngas* menjadi metanol.

Berdasarkan aspek-aspek yang menunjang di atas seleksi proses secara total yang lebih menguntungkan untuk pabrik metanol yang akan didirikan ini menggunakan **gasifier tipe Entrained Flow** dengan tipikal proses yaitu **proses Texaco** dilanjutkan dengan mengkonversi *syngas* menjadi metanol menggunakan **proses Lurgi**.

III.2 URAIAN PROSES

III.2.1 Gasifikasi Batubara Menjadi *Syngas*

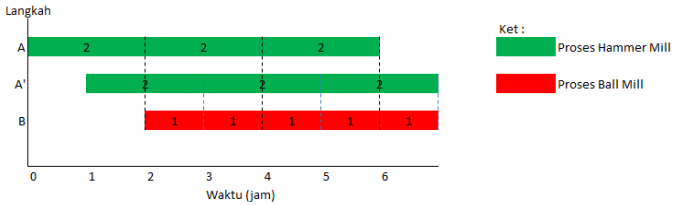
Gasifikasi batubara merupakan proses dimana batubara dari bentuk padatan dikonversi menjadi *syngas* melalui oksidasi parsial. Secara umum proses gasifikasi dari batubara dapat dilihat dari blok diagram di bawah ini:



Gambar III.8 Blok Diagram Proses Gasifikasi

III.2.1.1 FEEDSTOCK PRE-TREATMENT

Proses awal gasifikasi dimulai dari feedstock pre-treatment dimana batubara dari *open yard coal* akan dilakukan berbagai macam perlakuan agar sesuai dengan kondisi yang diperlukan dalam reaktor gasifier. Mula-mula batubara dari *open yard coal* (F-101) diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-102) dilanjutkan dengan *bucket elevator* (J-103) menuju *hammer mill* (C-104). Disini terjadi proses *size reduction* secara dua tahap yaitu ukuran batubara dihaluskan menjadi 5-10 mm. Setelah dari *hammer mill*, batubara dihaluskan kembali di *ball mill* (C-105) sampai mencapai ukuran yang diinginkan yaitu 100 µm. Pemilihan penghancuran dua tahap ini berdasarkan pada range dari feed dan range dari product tiap peralatan *crushing* dan *grinding*.[Perry's Chemical Engineer's Handbook, pages 8-21]. Setelah itu batubara yang telah dihaluskan dimasukkan ke dalam *screen* (J-106) untuk memisahkan ukuran batubara yang *on spec* dengan ukuran yang *over spec*. Diadakan 2 unit *hammer mill* yang bekerja parallel agar proses tetap terjadi secara kontinyu seperti pada Gantt chart berikut.



Gambar III.9 Gantt Chart Proses Pengecilan Ukuran Batubara

Batubara dengan ukuran yang tidak diinginkan (*over spec*) akan di recycle kembali menggunakan *bucket elevator* (J-107) dan *belt conveyor* (J-108) menuju *ball mill* (C-105). Sedangkan partikel

yang sudah sesuai ukurannya akan masuk ke *bin pulverized coal* (S-109) untuk ditampung sementara sebelum dialirkan ke *screw* conveyor (J-110) lalu masuk ke tangki pencampur (*mixer*) (M-111). Pada tangki pencampur, batubara akan dicampur dengan air untuk membentuk *slurry* dengan perbandingan sebesar 35% air dan 65% batubara. Pencampuran ini bertujuan untuk mempermudah reaksi devolatilisasi di dalam *gasifier* sehingga gas-gas ringan mudah menguap di dalam *gasifier*. Ditambahkan surfaktan SDS (Sodium Dodecyl Sulfate) sebesar 0,2% berat total slurry agar air dan batubara tercampur secara homogen.

Setelah keluar dari tangki pencampur, *slurry* batubara diumpankan ke dalam gasifier dengan pompa *slurry* jenis *rotary pump* (P-112). Pompa ini akan menaikkan tekanan dari *slurry* batubara hingga tekanan menjadi 30 bar. Tekanan ini disesuaikan dengan tekanan operasi dari *gasifier*.

III.2.1.2 GASIFICATION

Setelah tahap *size reduction* dan proses *slurry*, batubara dimasukkan dalam *gasifier* melalui *injector nozzle gasifier* di bagian atas sehingga tumbukan partikel jadi lebih banyak. *Gasifier* (R-201) yang digunakan berjenis *entrained flow* dengan tipikal proses Texaco. *Gasifier* ini berkerja pada kondisi temperatur 1300 ^{o}C dan tekanan 30 bar. Hal yang membedakan gasifier Texaco dengan lainnya adalah penggunaan temperatur yang tinggi untuk meminimalkan gas-gas ringan, menghilangkan tar, sekaligus memperbesar *yield* dari *syngas*.

Pada gasifier terjadi berbagai macam reaksi yang dibagi menjadi tiga zona yaitu zona devolatilisasi, zona pembakaran, dan zona gasifikasi. Mulanya, batubara akan mengalami proses devolatilisasi untuk dekomposisi batubara secara kimia dengan bantuan panas dan kondisi lingkungan beroksigen. [Yazid Bindar dkk]. Hasil dari devolatilisasi adalah karbon, *ash*, dan gas-gas ringan

Karbon hasil devolatilisasi mengalami reaksi pembakaran dengan O_2 yang berasal dari *Oxygen Plant* yang sudah dikompres dengan *oxygen compressor* (G-203) hingga bertekanan 30 bar.

Kemudian dipanaskan dalam *oxygen heater* (E-204) sehingga suhunya menjadi sekitar 100 ^oC ketika berkontak masuk gasifier. Reaksi yang berlangsung di gasifier bersifat sangat eksotermis sehingga perlu dijaga dengan melakukan *quenching* dengan menggunakan water process. *Quenching* diperlukan untuk mengakomodasi panas yang dihasilkan akibat reaksi sehingga temperatur operasi konstan berada pada kisaran 1300^oC. Reaksi yang terjadi pada Gasifier:

1. Zona Devolatilisasi

   Batubara $\longrightarrow$ $C + CH_4 + CO + CO_2 + H_2 + H_2S + N_2$

2. Zona Pembakaran

   a) $C + 0.5\ O_2 \longrightarrow CO$

   b) $CO + 0.5\ O_2 \longrightarrow CO_2$

   c) $H_2 + 0.5\ O_2 \longrightarrow H_2O$

3. Zona Gasifikasi

   a) Reaksi Boudourd

   $C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO$

   b) Reaksi Water Gas

   $C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2$

   c) Reaksi Steam Methane Reforming

   $CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$

   d) Reaksi Metanasi

   $C + 2H_2 \rightleftharpoons CH_4$

[Gasification by Christoper Higman and Martin V]

Sebagian besar O_2 yang diinjeksikan dalam gasifier ini akan digunakan untuk zona pembakaran. Panas yang dihasilkan dari reaksi ini digunakan untuk menyediakan panas untuk reaksi devolatilisasi [Yazid Bindar dkk]. Hasil dari reaksi 2 dan 3 dapat diatur dengan mengatur rate O_2. Jika rate O_2 berlebih maka makin banyak CO_2 yang terbentuk namun jika rate O_2 yang diberikan kurang, maka CO yang terbentuk akan makin banyak.

Reaksi *boudouard* yang merupakan reaksi endotermis dan lebih lambat jika dibandingkan pada reaksi pembakaran pada temperatur yang sama. Reaksi *water-gas* merupakan reaksi utama pada gasifikasi batubara karena pada reaksi ini dihasilkan *syngas*

H_2 dan CO beserta dengan CO_2 sebagai hasil samping. Selain reaksi *water gas*, terdapat pula reaksi *steam methane reforming* yang menghasilkan gas hydrogen dengan komposisi lebih banyak daripada reaksi *water gas*. Dan yang terakhir, pada zona gasifikasi dihasilkan pula reaksi samping metanasi yang menghasilkan metana dalam jumlah yang sedikit.

Karbon (*char*) yang tidak bereaksi pada zona gasifikasi dan semua *ash* turun sebagai *slag* di bagian *bottom* sedangkan *syngas* yang keluar dari *gasifier* didinginkan terlebih dahulu pada *waste heat boiler* (B-205) sehingga suhunya turun menjadi 200 ^oC dengan media pendingin *boiler feed water* dan memproduksi *steam* dari *boiler feed water* yang akan digunakan pada *oxygen heater* dan *methanol reactor*.[Higman, van der Burgt, 2003]

III.2.1.3 GAS CLEAN UP AND CONDITIONING

Syngas yang dihasilkan oleh *gasifier* masih mengandung senyawa kimia yang berbahaya bagi katalis reaktor metanol apabila tidak dilakukan *pre-treatment* sebelum masuk ke reaktor metanol. Senyawa-senyawa yang dianggap mengganggu kinerja katalis seperti H_2S dihilangkan terlebih dahulu.

Syngas yang sudah didinginkan lalu dimasukkan ke *water-gas shift reactor* (R-206) agar mengubah CO menjadi CO_2 sesuai reaksi sebagai berikut :

$$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \rightleftharpoons CO_{2(g)} + H_{2(g)}$$

Kemudian dilakukan proses pemisahan terhadap H_2S. Unit pemisahan senyawa sulfur menggunakan *desulfurized tank* (T-208) yang bekerja pada suhu 50^oC dengan bantuan adsorben ZnO. Reaksi sebagai berikut :

$$H_2S_{(g)} + ZnO_{(s)} \rightleftharpoons H_2O_{(g)} + ZnS_{(s)}$$

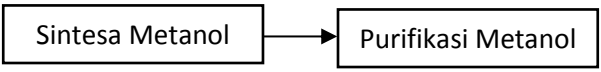
Diharapkan aliran *syngas* yang keluar dari tangki desulfurisasi mengandung H_2S dengan kadar <0,1 ppm. [Catalyst Communication Journal]. Apabila H_2S lebih dari 0,1 ppm maka kinerja dari katalis reaktor metanol akan terganggu. Penambahan ZnO ini sesuai dengan banyaknya H_2S yang masuk dimana penambahan

ZnO dilakukan secara berlebih agar reaksi kesetimbangan bergeser ke arah pembentukan produk.

Syngas yang keluar dari tangka desulfurisasi dialirkan ke *buffer tank* (S-209) lalu menuju *compressor* (G-301) untuk menaikkan tekanan menjadi 80 bar. *Syngas* perlu dikompres untuk menyesuaikan dengan kondisi operasi dari reaktor metanol dan dialirkan menuju *syngas heater* (E-302) untuk menaikkan temperatur dari 135,75 ^oC ke temperatur 250 ^oC.

III.2.2 Konversi Syngas Menjadi Metanol

Konversi syngas menjadi metanol adalah proses mengkonversi syngas (CO, CO_2 dan H_2) menjadi metanol dengan batuan katalis dan terjadi pada temperatur tinggi. Secara umum proses sintesis dapat dilihat dari blok diagram di bawah ini



Gambar III.10 Blok Diagram Proses Konversi Metanol

III.2.2.1 SINTESA METANOL

Syngas dimasukkan ke dalam *methanol reactor* (R-303). Reaktor ini berupa *multi tubular fixed bed reaktor* menggunakan katalis berbasis tembaga, dimana pada umumnya digunakan katalis $CuO/ZnO/Al_2O_3$ dengan formula yang digunakan sebagai berikut : Copper Oxide 60 - 70%, Zinc Oxide 20 – 30%, dan Alumina 5 – 15 %. Pada umumnya katalis tersebut diproduksi dalam bentuk tablet dengan ukuran silinder antara 5,5 x 3,5 dan 5 x 5 mm. Reaktor tersebut dapat disebut juga *catalyst filled tubular reaktor* karena katalis tersebut dipasang didalam tube - tube vertikal dalam reaktor, dimana kemudian *syngas* dialirkan pada bagian tube sehingga melewati bed katalis tersebut. Untuk mempertahankan suhu agar sesuai dengan suhu reaksi yaitu 250 ^oC, maka pada bagian shell dialirkan *cooling water*. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O \qquad (1)$$

$$CO + 2H_2 \leftrightarrow CH_3OH \qquad (2)$$

Reaksi pertama adalah reaksi utama dalam sintesa metanol. Sedangkan reaksi kedua adalah reaksi samping.

Selanjutnya produk yang masih berupa gas diekspansikan lewat *expander* (G-304) hingga mencapai tekanan 5,345 bar dengan suhu 121,64 ^oC. Kemudian aliran dilewatkan *cooler before membrane* (E-305) untuk mendinginkan suhunya hingga 40^oC untuk menyesuaikan kondisi operasi membrane CO_2. Setelah itu dilewatkan ke dalam *membrane* CO_2 (N-306) untuk memisahkan CO_2 dari aliran. Lalu melewati *flash separator* (H-307) untuk memisahkan metanol dan air dengan *impurities* lainnya. Aliran *vapor* keluaran *flash separator* (H-307) akan dibuang ke *flare*. Kemudian aliran *liquid* keluaran *flash separator* yang kaya akan metanol dan air akan dipompa dengan *methanol pump* (P-308) lalu dialirkan ke dalam *distillation column* (D-401)

III.2.2.2 PURIFIKASI METANOL

Produk *crude* metanol kemudian dimurnikan dengan menggunakan satu kolom distilasi (D-401). Kolom distilasi bertujuan untuk memisahkan air dengan metanol sehingga didapatkan *pure methanol* yang sesuai standar internasional (min. 99,85% berat)

Air dipisahkan dari metanol pada *distillation column* (D-401). *Distillation column* (D-401) menggunakan *sieve tray* dengan *tray* sebanyak 24 buah. Kolom ini bekerja pada tekanan sekitar 1,843 bar di bagian *reboiler* dan 1,34 bar di bagian *condenser* dengan suhu sekitar 60,03 °C pada kolom bagian atas dan 117,57 °C pada bagian bawah kolom.

Hasil atas berupa metanol dialirkan menuju *pure methanol cooler* (E-406). Metanol dengan temperatur 60,03 ^oC didinginkan hingga temperatur 40 ^oC agar metanol tidak mudah menguap. Kemudian ditampung ke dalam *methanol storage tank* (S-407). Hasil bawah berupa air murni akan dibuang. Produk dari *distillation column* (D-401) adalah metanol murni dengan *grade* AA (99,99% berat) yang keluar dari bagian atas menara.

BAB IV
NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

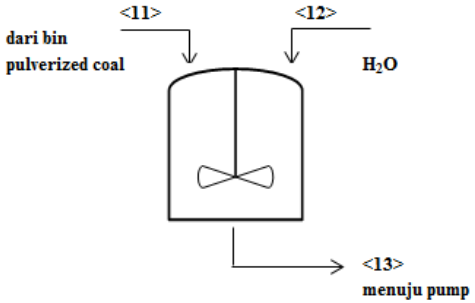
Kapasitas Produksi	=	118804,3	ton metanol/tahun
	=	360	ton metanol/hari
	=	15000,5	kg metanol/jam

Waktu Operasi = 1 tahun = 330 hari = 7920 jam

Basis

Bahan Baku	=	53.589,5	kg batubara/jam
Waktu	=	1 jam	

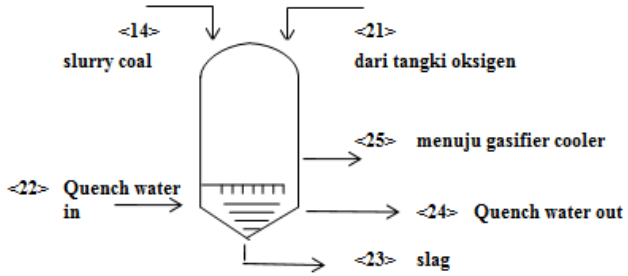
1. Mixer (M-111)



Tabel IV.1 Neraca Massa Mixer

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <11>		**aliran <13>**	
Batubara	53.589,5	Batubara	53.589,5
Total	**53.589,5**	H_2O	28.855,9
aliran <12>		**Total**	**82.445,4**
H_2O	28.855,9		
Total	**28.855,9**		
Total Masuk	**82.445,4**	**Total Keluar**	**82.445,4**

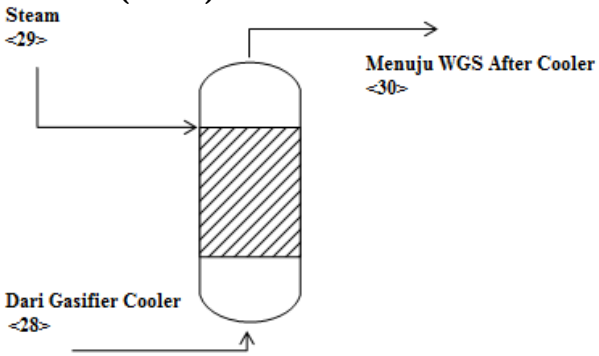
2. Gasifier (R-201)



Tabel IV.2 Neraca Massa Gasifier

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <14>		**aliran <25>**	
Batubara	53.589,5	CH_4	0,01
H_2O	28.855,9	CO	87.395,5
Total	**82.445,4**	CO_2	14.589,7
aliran<21>		H_2	1.446,9
O_2	52.592,9	H_2S	20,5
Total	**52.592,9**	N_2	16,9
		O_2	0,00
		H_2O	28.855,9
		Total	**132.325,3**
		aliran <23>	
		C	0,00
		Ash	2.713
		Total	**2.713**
Total Masuk	**135.038,3**	**Total Keluar**	**135.038,3**

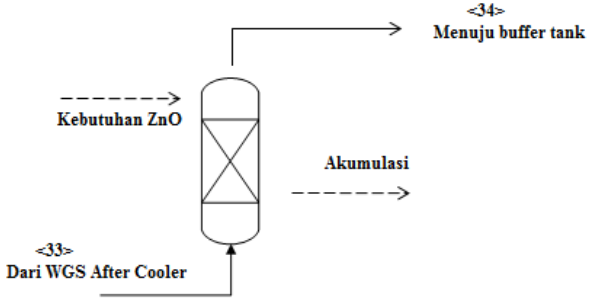
3. Reaktor WGS (R-206)



Tabel IV.3 Neraca Massa Reaktor WGS

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**		
aliran <29>			
H_2O	27.090,5		
Total	**27.090,5**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <28>		**aliran <30>**	
CH_4	0,01	CH_4	0,01
CO	87.395,5	CO	367,7
CO_2	14.589,7	CO_2	151.347,6
H_2	1.446,9	H_2	7.663,2
H_2S	20,5	H_2S	20,5
N_2	16,9	N_2	16,9
H_2O	28.855,9	H_2O	0,00
Total	**132.325,3**	**Total**	**159.415,9**
Total Masuk	**159.415,9**	**Total Keluar**	**159.415,9**

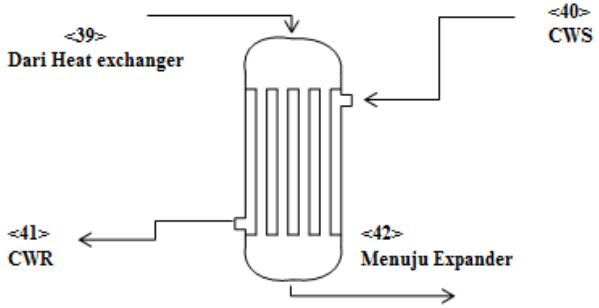
4. Desulfurisasi Tank (T-208)



Tabel IV.4 Neraca Massa Desulfurisasi Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <33>		**aliran <34>**	
CH_4	0,01	CH_4	0,01
CO	367,7	CO	367,7
CO_2	151.347,6	CO_2	151.347,6
H_2	7.663,2	H_2	7.663,2
H_2S	20,5	H_2S	0,00
N_2	16,9	N_2	16,9
H_2O	0,00	H_2O	0,00
Total	**159.415,9**	**Total**	**159.395,4**
kebutuhan ZnO		**Akumulasi**	
ZnO	48,8	H_2O	10,9
		ZnS	58,5
		H_2S	0,00
Total	**48,8**	**Total**	**69,3**
Total Masuk	**159.464,7**	**Total Keluar**	**159.464,7**

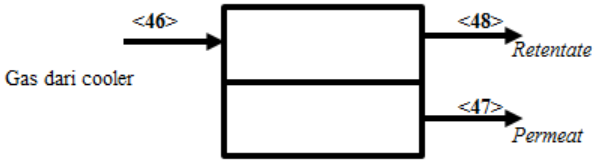
5. Reaktor Metanol (R-303)



Tabel IV.5 Neraca Massa Reaktor Metanol

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <39>		**aliran <42>**	
CH_4	0,01	CH_4	0,01
CO	367,7	CO	11
CO2	151.347,6	CO_2	124.092,2
H2	7.663,2	H_2	3.895,6
H_2S	0,00	H_2S	0,00
N_2	16,9	N_2	16,9
H_2O	0,00	H_2O	11.149,9
CH_3OH	0,00	CH_3OH	20.229,7
Total	**159.395,4**	**Total**	**159.395,4**
Total Masuk	**159.395,4**	**Total Keluar**	**159.395,4**

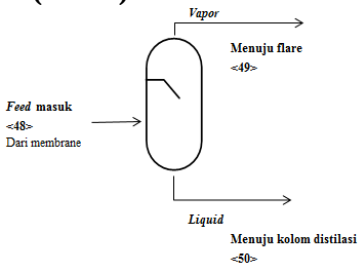
6. Membran CO_2 (N-306)



Tabel IV.6 Neraca Massa Membran CO_2

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <46>		**aliran <48>**	
CH_4	0,01	CH_4	0,01
CO	11	CO	11
CO_2	124.092,2	CO_2	124,1
H_2	3.895,6	H_2	3.895,6
H_2S	0,00	H_2S	0,00
N_2	16,9	N_2	16,9
H_2O	11.149,9	H_2O	11.149,9
CH_3OH	20.229,7	CH_3OH	20.229,7
Total	**159.395,4**	**Total**	**35.427,3**
		aliran <47>	
		CH_4	0,00
		CO	0,00
		CO_2	123.968,1
		H_2	0,00
		H_2S	0,00
		N_2	0,00
		H_2O	0,00
		CH_3OH	0,00
		Total	**123.968,1**
Total Masuk	**159.395,4**	**Total Keluar**	**159.395,4**

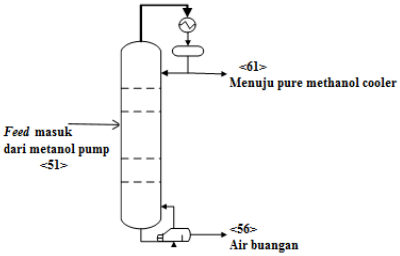
7. Flash Separator (H-307)



Tabel IV.7 Neraca Massa Flash Separator

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <48>		**aliran <50>**	
CH_4	0,01	CH_4	0,00
CO	11	CO	0,01
CO_2	124,1	CO_2	1,3
H_2	3.895,6	H_2	0,4
H_2S	0,00	H_2S	0,00
N_2	16,9	N_2	0,02
H_2O	11.149,9	H_2O	10.136,9
CH_3OH	20.229,7	CH_3OH	15.002
Total	**35.427,3**	**Total**	**25.140,7**
		aliran <49>	
		CH_4	0,01
		CO	11
		CO_2	122,8
		H_2	3.892
		H_2S	0,00
		N_2	16,9
		H_2O	793,24
		CH_3OH	5.450,7
		Total	**10.286,6**
Total Masuk	**35.427,3**	**Total Keluar**	**35.427,3**

8. Kolom Distilasi (D-401)



Tabel IV.8 Neraca Massa Kolom Distilasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Massa (kg)**
aliran <51>		**aliran <61>**	
CH_4	0,00	CH_4	0,00
CO	0,01	CO	0,01
CO_2	1,3	CO_2	1,3
H_2	0,4	H_2	0,4
H_2S	0,00	H_2S	0,00
N_2	0,02	N_2	0,02
H_2O	10.136,9	H_2O	1
CH_3OH	15.002	CH_3OH	15.000,5
Total	**25.140,7**	**Total**	**15.003,3**
		aliran <56>	
		CH_4	0,00
		CO	0,00
		CO_2	0,00
		H_2	0,00
		H_2S	0,00
		N_2	0,00
		H_2O	10.135,9
		CH_3OH	1,5
		Total	**10.137,4**
Total Keluar	**25.140,7**	**Total Keluar**	**25.140,7**

IV.2 Neraca Energi

Basis Operasi = 1 jam
Satuan = Joule
Suhu Reference = 25 ^oC = 298,15 K
Tekanan Reference = 1 atm = 1,013 bar

Neraca Energi

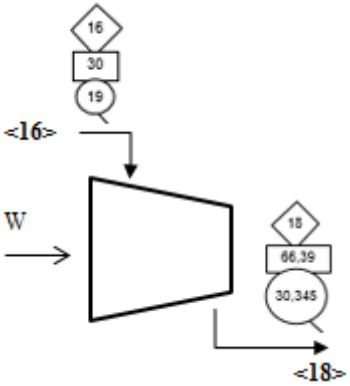
Input - Output + Generasi - Konsumsi = Akumulasi

Asumsi :

a. Tidak ada akumulasi energi pada sistem (steady state)
b. Neraca Energi dihitung per kapasitas alat
c. Perubahan energi kinetik diabaikan
d. Perubahan energi potensial diabaikan

Keterangan kondisi operasi :

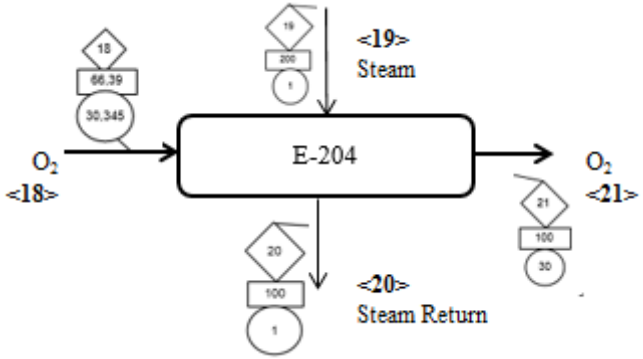
1. Oxygen Compressor (G-203)



Tabel IV.9 Neraca Energi Oxygen Compressor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <16>		**aliran <18>**	
O_2	-47.298.907	O_2	1.640.102.687
Total	-47.298.907	Total	1.640.102.687
Kerja			
W	1.687.401.594		
Total	1.687.401.594		
Total Masuk	1.640.102.687	**Total Keluar**	1.640.102.687

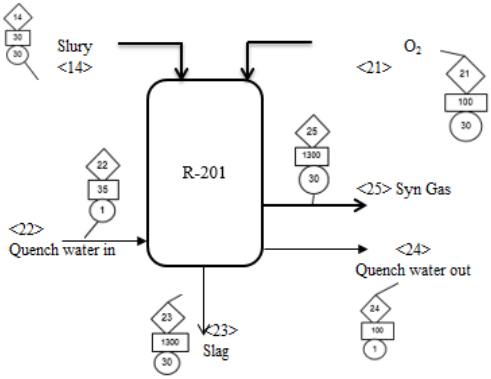
2. Oxygen Heater (E-204)



Tabel IV.10 Neraca Energi Oxygen Heater

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <18>		**aliran <21>**	
O_2	1.640.102.687	O_2	3.371.305.917
Total	1.640.102.687	Total	3.371.305.917
aliran <19>		**aliran <20>**	
Steam	3.004.126.451	Steam Return	1.272.923.221
Total	3.004.126.451	Total	1.272.923.221
Total Masuk	4.644.229.138	**Total Keluar**	4.644.229.138

3. Gasifier (R-201)

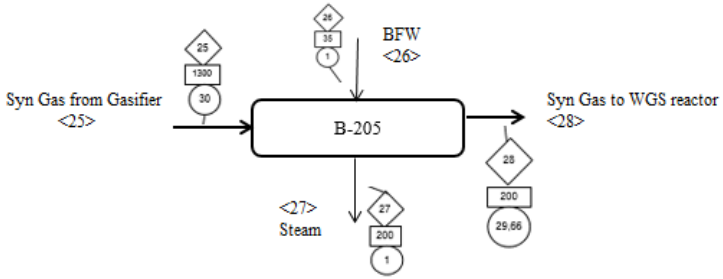


Tabel IV.11 Neraca Energi Gasifier

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <14>		**aliran <25>**	
Batubara	3.127.963.696.725	**CH4**	38.339
H2O	604.537.465	**CO**	128.706.770.386
Total	3.128.568.234.191	**CO2**	21.736.841.628
aliran <21>		**H2**	28.069.079.266
O2	3.371.305.917	**H2S**	33.659.847
Total	3.371.305.917	**COS**	0
aliran <22>		**N2**	24.558.824
H2O	404.083.637.054	**H2O**	82.207.314.259
ΔH Reaksi Total		Total	260.778.262.548
ΔH Reaksi Total	-232.238.221.192	**aliran <23>**	

		C	0
		Ash	87.390.578
		Total	87.390.578
		aliran <24>	
		H2O	3.042.919.302.718
Total Masuk	**3.303.784.955.970**	**Total Keluar**	**3.303.784.955.970**

4. Waste Heat Boiler (B-205)

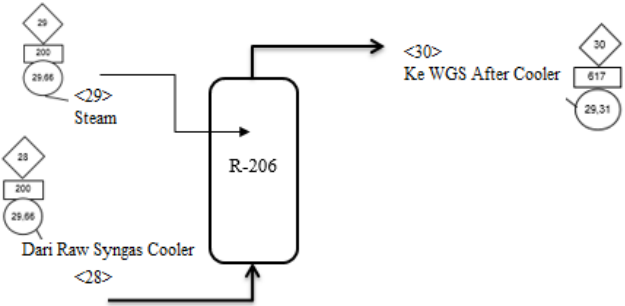


Tabel IV.12 Neraca Energi Waste Heat Boiler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <25>		**aliran <28>**	
CH4	38.339	**CH4**	3.091
CO	128.706.770.386	**CO**	15.829.845.545
CO2	21.736.841.628	**CO2**	2.251.877.738
H2	28.069.079.266	**H2**	3.636.279.636
H2S	33.659.847	**H2S**	3.336.437
COS	0	**COS**	0
N2	24.558.824	**N2**	30.369.367

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
H2O	82.207.314.259	**H2O**	6.231.509.441
Total	**260.778.262.548**	**Total**	**27.955.888.825**
aliran <26>		**aliran <27>**	
BFW	34.028.997.230	Steam return	266.851.370.854
Total	34.028.997.230	**Total**	266.851.370.854
Total Masuk	**294.807.259.779**	**Total Keluar**	**294.807.259.779**

5. Reaktor WGS (R-206)

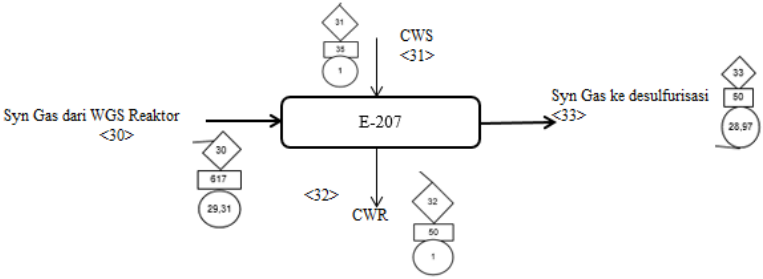


Tabel IV.13 Neraca Energi Reaktor WGS

Aliran Masuk			
Komponen	**Energi (J)**		
aliran <29>			
Steam	5.849.745.716	**Aliran Keluar**	
Total	5.849.745.716	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <28>		**aliran <30>**	
CH4	3.091	CH4	13.900
CO	15.829.845.545	CO	238.397.695

CO2	2.251.877.738	CO2	94.966.484.355
H2	3.636.279.636	H2	66.525.535.500
H2S	3.336.437	H2S	13.876.482
COS	0	COS	0
N2	3.036.937	N2	10.804.166
H2O	6.231.509.441	H2O	0
Total	**27.955.888.825**	**Total**	**16.175.512.098**
$\Delta H_{\text{reaksi total}}$			
$\Delta H_{\text{Reaksi total}}$	127.949.477.558		
Total Masuk	**16.175.512.098**	**Total Keluar**	**16.175.512.098**

6. WGS After Cooler (E-207)

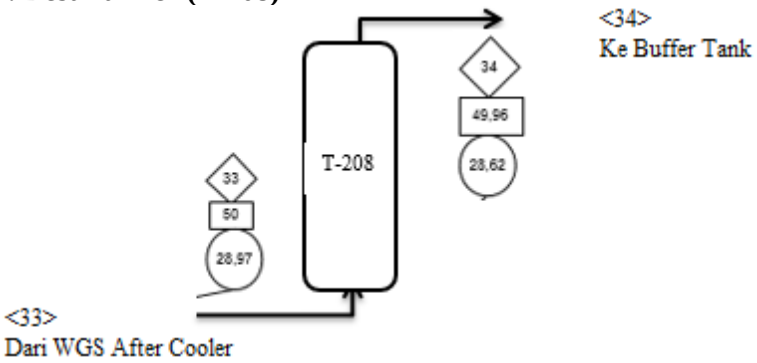


Tabel IV.14 Neraca Energi Cooler After WGS

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <30>		**aliran <33>**	
CH4	13.900	**CH4**	196
CO	238.397.695	**CO**	6.587.237
CO2	94.966.484.355	**CO2**	-519.641.713

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
H2	66.525.535.500	**H2**	2.642.787.713
H2S	13.876.482	**H2S**	-396.771
COS	0	**COS**	0
N2	10.804.166	**N2**	314.940
H2O	0	**H2O**	0
Total	16.175.512.098	Total	2.129.651.603
aliran <31>		**aliran <32>**	
CWS	106.250.347.649	CWR	265.875.808.144
Total	106.250.347.649	Total	265.875.808.144
Total Masuk	**268.005.459.747**	**Total Keluar**	**268.005.459.747**

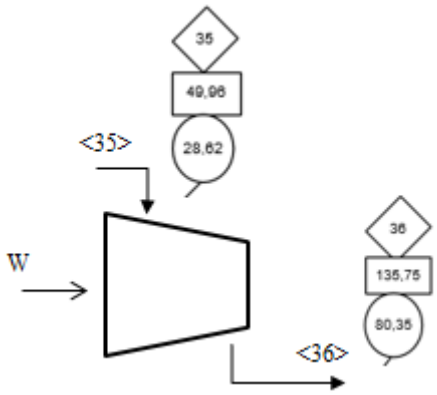
7. Desulfurizer (T-208)



Tabel IV.15 Neraca Energi Desulfurizer

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <33>		**aliran <34>**	
CH4	196	CH4	198
CO	6.587.237	CO	6.608.567
CO2	-519.641.713	CO2	-480.161.795
H2	2.642.787.713	H2	2.640.170.137
H2S	-396.771	H2S	0
COS	0	COS	0
N2	314.940	N2	315.759
H2O	0	H2O	0
Total	2.129.651.603	Total	2.166.932.866
$\Delta H_{\text{reaksi total}}$			
$\Delta H_{\text{reaksi total}}$	37.281.263		
Total	37.281.263		
Total	**2.166.932.866**	**Total**	**2.166.932.866**

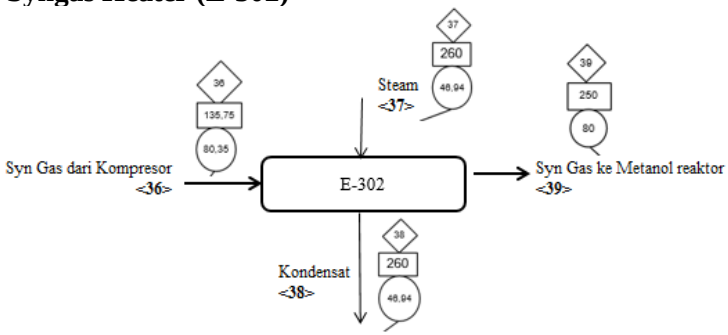
8. Compressor (G-301)



Tabel IV.16 Neraca Energi Compressor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <35>		**aliran <36>**	
CH4	198	**CH4**	1.537
CO	6.608.567	**CO**	37.330.432
CO2	-480.161.795	**CO2**	8.804.043.615
H2	2.640.170.137	**H2**	11.961.016.787
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	315.759	**N2**	1.725.358
H2O	0	**H2O**	0
Total	2.166.932.866	Total	20.804.117.729
Kerja			
W	18.637.184.862		
Total	18.637.184.862		
Total Masuk	**20.804.117.729**	**Total Keluar**	**20.804.117.729**

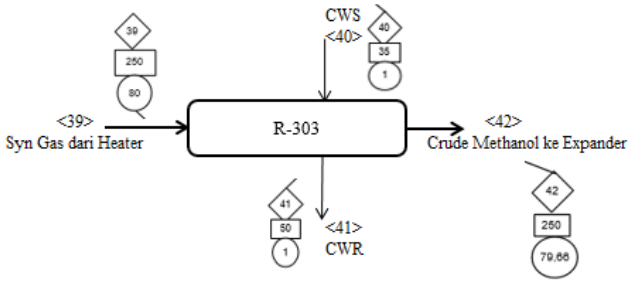
9. Syngas Heater (E-302)



Tabel IV.17 Neraca Energi Syngas Heater

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <36>		**aliran <39>**	
CH4	1.537	**CH4**	4.013
CO	37.330.432	**CO**	84.496.346
CO2	8.804.043.615	**CO2**	28.936.311.891
H2	11.961.016.787	**H2**	24.685.294.579
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	1.725.358	**N2**	3.854.956
H2O	0	**H2O**	0
Total	20.804.117.729	Total	5.370.996.1785
aliran <37>		**aliran <38>**	
Steam	55.382.426.914	**Kondensat**	22.476.582.858
Total	55.382.426.914	**Total**	22.476.582.858
Total Masuk	**76.186.544.643**	**Total Keluar**	**76.186.544.643**

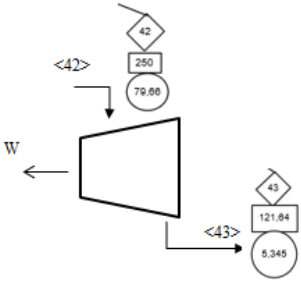
10. Reaktor Methanol (R-303)



Tabel IV.18 Neraca Energi Reaktor Methanol

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <39>		**aliran <42>**	
CH4	4.013	**CH4**	4.014
CO	84.496.346	**CO**	2.535.352
CO2	28.936.311.891	**CO2**	23.740.048.973
H2	24.685.294.579	**H2**	12.549.282.504
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	3.854.956	**N2**	3.855.593
H2O	0	**H2O**	2.106.261.411
Total	5.370.996.1785	**CH3OH**	4.030.615.070
aliran <40>		Total	42.432.602.918
CWS	28.461.336.712	**aliran <41>**	
Total	28.461.336.712	**CWR**	71.220.293.077
ΔH Reaksi Total		Total	71.220.293.077
ΔH Reaksi Total	31.481.597.499		
Total	31.481.597.499		
Total Masuk	**113.652.895.995**	**Total Keluar**	**113.652.895.995**

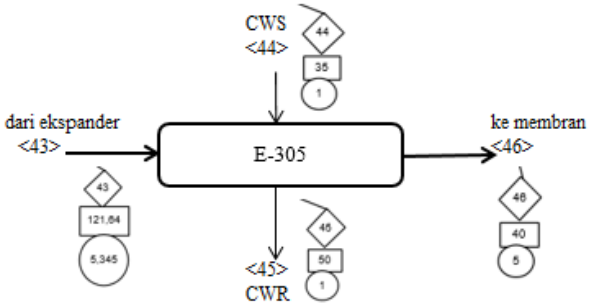
11. Crude Methanol Expander (G-304)



Tabel IV.19 Neraca Energi Crude Methanol Expander

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <42>		**aliran <43>**	
CH4	4.014	**CH4**	1.637
CO	2.535.352	**CO**	1.109.558
CO2	23.740.048.973	**CO2**	10.570.577.858
H2	12.549.282.504	**H2**	5.414.260.787
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	3.855.593	**N2**	1.688.459
H2O	2.106.261.411	**H2O**	1.638.836.641
CH3OH	4.030.615.070	**CH3OH**	2.511.581.646
Total	42.432.602.918	Total	20.138.056.586
		Kerja	
		W	22.294.546.332
		Total	22.294.546.332
Total Masuk	**42.432.602.918**	**Total Keluar**	**42.432.602.918**

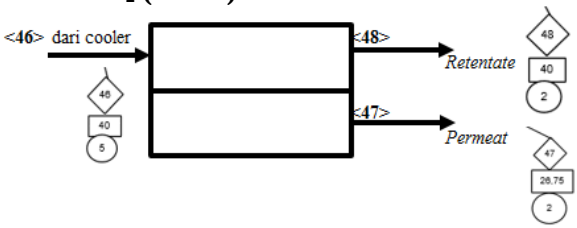
12. Cooler sebelum membran (E-305)



Tabel IV.20 Neraca Energi Cooler sebelum Membran

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <43>		**aliran <46>**	
CH4	1.637	**CH4**	203
CO	1.109.558	**CO**	156.148
CO2	10.570.577.858	**CO2**	1.023.323.205
H2	5.414.260.787	**H2**	831.504.858
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	1.688.459	**N2**	240.812
H2O	1.638.836.641	**H2O**	-439.441.576
CH3OH	2.511.581.646	**CH3OH**	-608.505.488
Total	20.138.056.586	Total	807.278.161
aliran <44>		**aliran <45>**	
CWS	12.867.007.065	CWR	32.197.785.489
Total	12.867.007.065	Total	32.197.785.489
Total Masuk	**33.005.063.651**	**Total Keluar**	**33.005.063.651**

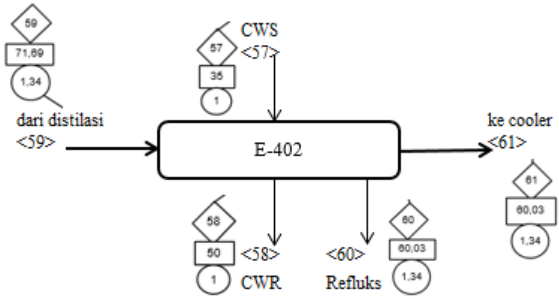
13. Membran CO_2 (N-306)



Tabel IV.21 Neraca Energi Membran CO_2

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <46>		**aliran <48>**	
CH4	203	**CH4**	226
CO	156.148	**CO**	166.023
CO2	1.023.323.205	**CO2**	1.366.813
H2	831.504.858	**H2**	837.884.674
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	240.812	**N2**	254.399
H2O	-439.441.576	**H2O**	11.607.859
CH3OH	-608.505.488	**CH3OH**	22.559.177
Total	807.278.161	Total	873.839.170
		aliran <47>	
		CH4	0
		CO	0
		CO2	-66.561.009
		H2	0
		H2S	0
		COS	0
		N2	0
		H2O	0
		CH3OH	0
		Total	-66.561.009
Total Masuk	**807.278.161**	**Total Keluar**	**807.278.161**

14. Kondenser Kolom Distilasi (E-402)

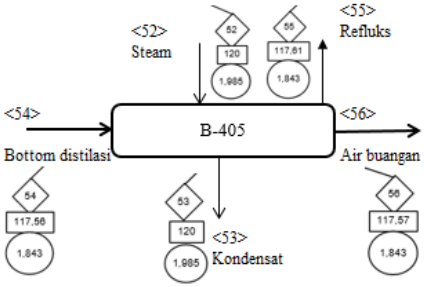


Tabel IV.22 Neraca Energi Kondenser Kolom Distilasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <59>		**aliran <61>**	
CH4	5	**CH4**	2
CO	1.323	**CO**	490
CO2	107.594	**CO2**	39.170
H2	563.685	**H2**	209.516
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	1.866	**N2**	691
H2O	151.826	**H2O**	51.480
CH3OH	1.813.448.137	**CH3OH**	610.429.674
Total	1.814.274.436	Total	610.731.023
aliran <57>		**aliran <58>**	
CWS	387.219.686	CWR	968.960.094
Total	387.219.686	Total	968.960.094
		aliran <60>	
		CH4	2
		CO	499
		CO2	39.880
		H2	213.314
		H2S	0
		COS	0

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
		N2	704
		H2O	52.414
		CH3OH	621.496.192
		Total	621.803.004
Total Masuk	**2.201.494.121**	**Total Keluar**	**2.201.494.121**

15. Reboiler Kolom Distilasi (B-405)

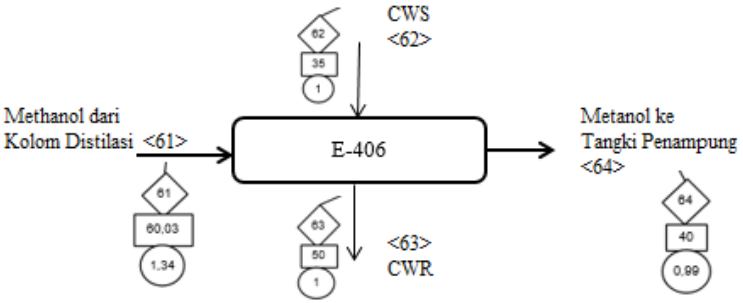


Tabel IV.23 Neraca Energi Reboiler Kolom Distilasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <54>		**aliran <55>**	
CH4	0	**CH4**	0
CO	0	**CO**	0
CO2	0	**CO2**	0
H2	0	**H2**	0
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	0	**N2**	0
H2O	11.175.969.907	**H2O**	9.542.612.837
CH3OH	4.038.128	**CH3OH**	3.838.394
Total	11.180.008.035	Total	9.546.451.232

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <52>		**aliran <56>**	
Steam	7.479.407	**CH4**	0
Total	7.479.407	**CO**	0
		CO2	0
		H2	0
		H2S	0
		COS	0
		N2	0
		H2O	1.639.441.729
		CH3OH	202.250
		Total	1.639.643.980
		aliran <53>	
		Kondensat	1.392.231
		Total	1.392.231
Total Masuk	**11.187.487.442**	**Total Keluar**	**1.1187.487.442**

16. Pure Methanol Cooler (E-406)



Tabel IV.24 Neraca Energi Pure Methanol Cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Energi (J)**	**Komponen**	**Energi (J)**
aliran <61>		**aliran <64>**	
CH4	2	**CH4**	1
CO	490	**CO**	207
CO2	39.170	**CO2**	15.854
H2	209.516	**H2**	89.632
H2S	0	**H2S**	0
COS	0	**COS**	0
N2	691	**N2**	293
H2O	51.480	**H2O**	14.814
CH3OH	610.429.674	**CH3OH**	173.729.598
Total	610.731.023	Total	173.850.398
aliran <62>		**aliran <63>**	
CWS	290.797.709	CWR	727.678.333
Total	290.797.709	Total	727.678.333
Total Masuk	**901.528.732**	**Total Keluar**	**901.528.732**

BAB V
DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pabrik Metanol dari Batubara ini adalah sebagai berikut:

1. ***Open Yard Coal* (F-101)**

Tabel V.1 Spesifikasi Alat *Open Yard Coal* (F-101)

Spesifikasi F-101		
Fungsi	=	Menyimpan batubara sebagai bahan baku proses
Tipe	=	*Pile open yard*
Suhu operasi	=	30,00 ^oC
Tekanan operasi	=	1,00 bar
Kapasitas	=	53.589,52 kg/jam
Volume	=	37.100,44 m^3
Tinggi	=	26,00 m
Diameter	=	46,00 m
Panjang	=	138,00 m
Bahan	=	Dinding beton
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 75.250

2. ***Belt Conveyor* (J-102)**

Tabel V.2 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor* (J-102)

Spesifikasi J-102		
Fungsi	=	Mengangkut batubara dari *Open Yard Coal* ke *Bucket Elevator*
Tipe	=	*Troughed belt on* 20° *idler*
Kapasitas	=	53.589,52 kg/jam
Panjang *belt*	=	50,00 m
Lebar *belt*	=	14,00 in = 0,36 m
Kecepatan *belt*	=	56,32 m/min
Power	=	5,00 hp = 3,73 kW

Spesifikasi J-102		
Bahan	=	*Rubber*
Kemiringan	=	20º
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 81.813

3. *Bucket Elevator* (J-103)

Tabel V.3 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator* (J-103)

Spesifikasi J-103		
Fungsi	=	Mengangkut batubara dari *Belt Conveyor* ke *Hammer Mill*
Tipe	=	*Centrifuge discharge bucket on belt*
Kapasitas	=	53.589,52 kg/jam
Tinggi *bucket*	=	25,00 ft = 7,62 m
Size of lumps handled	=	1,50 in = 38,10 mm
Kecepatan *bucket*	=	62,36 m/min
Head shaft	=	32,26 rpm
Power pada *head shaft*	=	5,00 hp = 3,73 kW
Bucket spacing	=	18,00 in = 0,46 m
Bahan	=	*Carbon steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 17.539

4. *Hammer Mill* (C-104)

Tabel V.4 Spesifikasi Alat *Hammer Mill* (C-104)

Spesifikasi C-104		
Fungsi	=	Memperkecil ukuran batubara (35 mm menjadi 5 mm)
Tipe	=	*Reversible hammer mill* model no. 505
Kapasitas	=	26.794,76 kg/jam
Ukuran rotor	=	30,00 x 30,00 in = 0,76 x 0,76 m

Spesifikasi C-104		
Kecepatan *mills*	=	1.200,00 rpm
Maksimum *feed size*	=	2,50 in = 63,50 mm
Power	=	50,00 hp = 37,29 kW
Bahan	=	*High alloy steel*
Jumlah	=	2 unit
Harga satuan	=	$ 73.552

5. *Ball Mill* (C-105)

Tabel V.4 Spesifikasi Alat *Ball Mill* (C-105)

Spesifikasi C-105		
Fungsi	=	Memperkecil ukuran batubara (5 mm menjadi 0,1 mm)
Tipe	=	*Marcy ball mill* no. 80 *sieve*
Kapasitas	=	53.589,52 kg/jam
Ukuran rotor	=	10,00 x 10,00 ft = 3,05 x 3,05 m
Kecepatan *mills*	=	18,00 rpm
Beban bola	=	56.500,00 kg
Power	=	900,00 hp = 671,13 kW
Bahan	=	*High alloy steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 1.321.341

6. *Screen* (J-106)

Tabel V.6 Spesifikasi Alat *Screen* (J-106)

Spesifikasi J-106		
Fungsi	=	Memisahkan batubara *on size* dengan batubara *oversized*
Tipe	=	*High speed vibrating screen* ukuran 150 mesh
Kapasitas	=	53.589,52 kg/jam
Luas *screen*	=	14,43 m^2

Spesifikasi J-106		
Power	=	3.500,00 hp = 2.609,95 kW
Bahan	=	*Carbon steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 64.500

7. *Bucket Elevator* (J-107)

Tabel V.7 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator* (J-107)

Spesifikasi J-107		
Fungsi	=	Mengangkut batubara dari *Screen* ke *Belt Conveyor*
Tipe	=	*Centrifuge discharge bucket on belt*
Kapasitas	=	10.717,90 kg/jam
Tinggi *bucket*	=	25,00 ft = 7,62 m
Size of lumps handled	=	0,75 in = 19,05 mm
Kecepatan *bucket*	=	57,88 m/min
Head shaft	=	36,29 rpm
Power pada *head shaft*	=	1,00 hp = 0,75 kW
Bucket spacing	=	12,00 in = 0,30 m
Bahan	=	*Carbon steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 12.221

8. *Belt Conveyor* (J-108)

Tabel V.8 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor* (J-108)

Spesifikasi J-108		
Fungsi	=	Mengangkut batubara dari *Bucket Elevator* ke *Ball Mill*
Tipe	=	*Troughed belt* on 20° *idler*
Kapasitas	=	10.717,90 kg/jam
Panjang *belt*	=	50,00 m
Lebar *belt*	=	14,00 in = 0,36 m

Spesifikasi J-108		
Kecepatan *belt*	=	11,26 m/min
Power	=	5,00 hp = 3,73 kW
Bahan	=	*Rubber*
Kemiringan	=	20°
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 64.613

9. *Bin Pulverized Coal* (S-109)

Tabel V.9 Spesifikasi Alat *Bin Pulverized Coal* (S-109)

Spesifikasi S-109		
Fungsi	=	Menampung *pulverized coal* sebelum masuk ke *Mixer*
Tipe	=	*Open tank*
Suhu operasi	=	30,00 ^{o}C
Tekanan operasi	=	1,00 bar
Kapasitas	=	53.589,52 kg/jam
Volume	=	25,76 m^3
Diameter dalam	=	107,625 in = 2,73 m
Diameter luar	=	108,00 in = 2,74 m
Tebal silinder	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tipe tutup bawah	=	*Conical*
Tebal tutup bawah	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tinggi total	=	5,47 m
Conical angle	=	90°
Bahan	=	*Carbon steel* SA-283 *grade* B
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 16.521

10.*Screw Conveyor* (J-110)

Tabel V.10 Spesifikasi Alat *Screw Conveyor* (J-110)

Spesifikasi J-110		
Fungsi	=	Mengangkut batubara dari *Bin Pulverized Coal* ke *Mixer*
Tipe	=	*Screw conveyor pipe-mouted spiral flights*
Kapasitas	=	53.589,52 kg/jam
Panjang *screw*	=	75,00 ft = 22,86 m
Diameter *shaft*	=	3,00 in = 0,08 m
Kecepatan *belt*	=	66,99 rpm
Power	=	15,00 hp = 11,19 kW
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 16.521

11.*Mixer* (M-111)

Tabel V.11 Spesifikasi Alat *Mixer* (M-111)

Spesifikasi M-111		
Fungsi	=	Mencampur batubara dengan air proses 30 ^oC hingga terbentuk *slurry* sebelum masuk *Gasifier*
Suhu operasi	=	30,00 ^oC
Tekanan operasi	=	1,00 bar
Kapasitas	=	82.445,42 kg/jam
Volume	=	25,92 m^3
Diameter dalam	=	113,625 in = 2,89 m
Diameter luar	=	114,00 in = 2,90 m
Tebal silinder	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	0,25 in = 6,35 mm
Tinggi total	=	4,82 m
Tipe pengaduk	=	*Helical ribbon screw impeller*
Power	=	0,25 hp = 0,19 kW
Bahan	=	*Carbon steel* SA-283 *grade* C

Spesifikasi M-111		
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 163.286

12.*Pump* (P-112)

Tabel V.12 Spesifikasi Alat *Pump* (P-112)

Spesifikasi P-112		
Fungsi	=	Memompa hasil keluaran *Mixer* menuju *Gasifier*
Tipe	=	*Positive displacement (rotary pump)*
Suhu operasi	=	30,00 ^{o}C
Tekanan masuk	=	1,00 bar
Tekanan keluar	=	30,00 bar
Kapasitas	=	82.445,42 kg/jam
Diameter pipa	=	6,065 in = 0,15 m
Panjang pipa	=	40,00 ft = 12,19 m
Beda ketinggian	=	4,00 ft = 1,22 m
Elbow	=	2 buah
Globe valve	=	1 buah
Check valve	=	1 buah
Head pompa	=	-2.481,75 J/kg
Wp	=	2.861,90 J/kg
Efisiensi pompa	=	0,87
Power	=	100,00 hp = 74,57 kW
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 10.297

13.*Gasifier* (R-201)

Tabel V.13 Spesifikasi Alat *Gasifier* (R-201)

Spesifikasi R-201		
Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi batubara menjadi *syngas*
Tipe	=	*Entrained bed gasifier*

Spesifikasi R-201		
Temperatur operasi	=	1.300,00 ^oC
Tekanan operasi	=	30,00 bar
Kapasitas	=	132.325,32 kg/jam
Volume	=	23,40 m^3
Diameter dalam	=	77,25 in = 1,96 m
Diameter luar	=	78,00 in = 1,98 m
Tebal silinder	=	0,375 in = 9,53 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	0,3125 in = 7,94 mm
Tipe tutup bawah	=	*Standard dished head*
Tebal tutup bawah	=	0,3125 in = 7,94 mm
Tinggi total	=	8,51 m
Bahan	=	*Hastelloy* C-22
Tipe pengelasan	=	*Double welded butt joint*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 48.771

14.*Oxygen Compressor* (G-203)

Tabel V.14 Spesifikasi Alat *Oxygen Compressor* (G-203)

Spesifikasi G-203		
Fungsi	=	Menaikkan tekanan oksigen dari 19 bar menjadi 30,345 bar sebelum memasuki *Oxygen Heater*
Tipe	=	*Centrifugal compressor*
Suhu masuk	=	30,00 ^oC
Suhu keluar	=	66,39 ^oC
Tekanan masuk	=	19,00 bar
Tekanan keluar	=	30,345 bar
Kapasitas	=	52.592,88 kg/jam

Spesifikasi G-203		
Jumlah stage	=	1
Power	=	1.000,00 hp = 745,70 kW
Bahan	=	*Carbon steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 300.207

15.*Oxygen Heater* (E-204)

Tabel V.15 Spesifikasi Alat *Oxygen Heater* (E-204)

Spesifikasi E-204		
Fungsi	=	Memanaskan oksigen dari 66,39 ºC ke 100 ºC
Tipe	=	1-2 *Shell and tube heat exchanger*
Suhu masuk:		
Oksigen	=	66,39 ºC
Steam	=	200,00 ºC
Suhu keluar:		
Oksigen	=	100,00 ºC
Steam	=	100,00 ºC
Shell:		
ID	=	29,00 in = 0,74 m
Baffle	=	29,00 in = 0,74 m
Passes	=	1
ΔP	=	0,48 psi = 0,03 bar
Tube:		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m
Jumlah	=	604
Passes	=	2
ΔP	=	0,39 psi = 0,03 bar
Rd	=	0,01 hr ft^2 ºF/btu
Luas area	=	88,12 m^2

Spesifikasi E-204		
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
Jumlah	=	2 unit
Harga satuan	=	$ 38.813

16.*Waste Heat Boiler* (B-205)

Tabel V.16 Spesifikasi Alat *Waste Heat Boiler* (B-205)

Spesifikasi B-205		
Fungsi	=	Mendinginkan *syngas* dari 1300 ºC ke 200 ºC
Tipe	=	1-2 *Shell and tube heat exchanger*
Suhu masuk:		
Syngas	=	1.300,00 ºC
BFW	=	35,00 ºC
Suhu keluar:		
Syngas	=	200,00 ºC
Steam	=	200,00 ºC
Shell:		
ID	=	39,00 in = 0,99 m
Baffle	=	39,00 in = 0,99 m
Passes	=	1
ΔP	=	1,53 psi = 0,11 bar
Tube:		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m
Jumlah	=	1176
Passes	=	2
ΔP	=	0,42 psi = 0,03 bar
Rd	=	0,01 hr ft^2 ºF/btu
Luas area	=	114,38 m^2
Bahan	=	*Stainless steel type* 304

Spesifikasi B-205		
Jumlah	=	3 unit
Harga satuan	=	$ 49.563

17. WGS *Reactor* (R-206)

Tabel V.17 Spesifikasi Alat WGS *Reactor* (R-206)

Spesifikasi R-206		
Fungsi	=	Mereaksikan CO dan H_2O menjadi H_2 dan CO_2
Tipe	=	*Fixed bed reactor*
Suhu operasi	=	200,00 ºC
Tekanan operasi	=	29,66 bar
Kapasitas	=	159.415,87 kg/jam
Volume	=	7,88 m^3
Diameter dalam	=	71,375 in = 1,81 m
Diameter luar	=	72,00 in = 1,83 m
Tebal silinder	=	0,3125 in = 7,94 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	0,3125 in = 7,94 mm
Tipe tutup bawah	=	*Standard dished head*
Tebal tutup bawah	=	0,3125 in = 7,94 mm
Tinggi total	=	3,33 m
Bahan	=	*Hastelloy* C-22
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 30.892

18. WGS *After Cooler* (E-207)

Tabel V.18 Spesifikasi Alat WGS *After Cooler* (E-207)

Spesifikasi E-207		
Fungsi	=	Mendinginkan *syngas* dari 617 ºC ke 50 ºC
Tipe	=	1-2 *Shell and tube heat exchanger*
<u>Suhu masuk:</u>		

Spesifikasi E-207		
Syngas	=	617,00 ^oC
Water	=	35,00 ^oC
Suhu keluar:		
Syngas	=	50,00 ^oC
Water	=	50,00 ^oC
Shell:		
ID	=	39,00 in = 0,99 m
Baffle	=	39,00 in = 0,99 m
Passes	=	1
ΔP	=	0,73 psi = 0,05 bar
Tube:		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m
Jumlah	=	1176
Passes	=	2
ΔP	=	4,21 psi = 0,29 bar
Rd	=	0,01 hr ft^2 ^oF/btu
Luas area	=	85,79 m^2
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
Jumlah	=	4 unit
Harga satuan	=	$ 55.108

19.*Desulfurized Tank* (T-208)

Tabel V.19 Spesifikasi Alat *Desulfurized Tank* (T-208)

Spesifikasi T-208		
Fungsi	=	Mengurangi kadar sulfur dalam bentuk H_2S, diharapkan kandungan H_2S yang keluar dari kolom *desulfurizer* kurang dari 0,1 ppm.
Tipe	=	*Packed bed reactor*
Suhu operasi	=	50,00 ^oC

Spesifikasi T-208		
Tekanan operasi	=	28,97 bar
Kapasitas	=	159.415,87 kg/jam
Volume	=	227,51 m^3
Diameter dalam	=	202,75 in = 5,15 m
Diameter luar	=	204,00 in = 5,18 m
Tebal silinder	=	0,625 in = 15,88 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	0,625 in = 15,88 mm
Tipe tutup bawah	=	*Standard dished head*
Tebal tutup bawah	=	0,625 in = 15,88 mm
Tinggi total	=	12,04 m
Bahan	=	*Hastelloy* C-22
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 208.549

20.*Buffer Tank* (S-209)

Tabel V.20 Spesifikasi Alat *Buffer Tank* (S-209)

Spesifikasi S-209		
Fungsi	=	Penyimpanan sementara *syngas*
Tipe	=	*Vertical drum*
Suhu operasi	=	49,96 ^oC
Tekanan operasi	=	28,62 bar
Kapasitas	=	53.131,79 kg/jam
Volume	=	210,69 m^3
Diameter dalam	=	214,50 in = 5,45 m
Diameter luar	=	216,00 in = 5,49 m
Tebal silinder	=	0,75 in = 19,05 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	0,625 in = 15,88 mm
Tipe tutup bawah	=	*Standard dished head*

Spesifikasi S-209		
Tebal tutup bawah	=	0,625 in = 15,88 mm
Tinggi total	=	10,12 m
Bahan	=	*Hastelloy* C-22
Jumlah	=	3 unit
Harga satuan	=	$ 4.413

21.*Syngas Compressor* (G-301)

Tabel V.21 Spesifikasi Alat *Syngas Compressor* (G-301)

Spesifikasi G-301		
Fungsi	=	Menaikkan tekanan *syngas* dari 28,62 bar menjadi 80,35 bar sebelum memasuki *Methanol Reactor*
Tipe	=	*Centrifugal Compressor*
Suhu masuk	=	49,96 ºC
Suhu keluar	=	135,75 ºC
Tekanan masuk	=	28,62 bar
Tekanan keluar	=	80,35 bar
Kapasitas	=	159.395,37 kg/jam
Jumlah Stage	=	1
Power	=	10.000,00 hp = 7.457,00 kW
Bahan	=	*Carbon steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 3.485.253

22.*Syngas Heater* (E-302)

Tabel V.22 Spesifikasi Alat *Syngas Heater* (E-302)

Spesifikasi E-302		
Fungsi	=	Memanaskan *syngas* dari 135,75 ºC ke 250 ºC
Tipe	=	1-2 *Shell and tube heat exchanger*
Suhu masuk:		
Syngas	=	135,75 ºC
Steam	=	260,00 ºC

Spesifikasi E-302		
Suhu keluar:		
Syngas	=	250,00 ^oC
Steam	=	260,00 ^oC
Shell:		
ID	=	39,00 in = 0,99 m
Baffle	=	39,00 in = 0,99 m
Passes	=	1
ΔP	=	0,001 psi = 0,00004 bar
Tube:		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m
Jumlah	=	1176
Passes	=	2
ΔP	=	0,35 psi = 0,02 bar
Rd	=	0,02 hr ft^2 ^oF/btu
Luas area	=	114,38 m^2
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
Jumlah	=	3 unit
Harga satuan	=	$ 88.942

23.*Methanol Reactor* (R-303)

Tabel V.23 Spesifikasi Alat *Methanol Reactor* (R-303)

Spesifikasi R-303		
Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi pembentukan metanol dari *syngas*
Tipe	=	*Fixed bed multitubular reactor*
Suhu operasi	=	250,00 ^oC
Tekanan operasi	=	80,00 bar
Kapasitas	=	79.697,68 kg/jam
Shell	=	Diameter dalam = 194,16 in = 4,93 m Diameter luar = 204,00 in = 5,18 m

Spesifikasi R-303		
Tube	=	Diameter dalam = 1,12 in = 28,45 mm Diameter luar = 1,25 in = 31,75 mm
Tebal silinder	=	1,625 in = 41,28 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	1,375 in = 34,93 mm
Tipe tutup bawah	=	*Standard dished head*
Tebal tutup bawah	=	1,375 in = 34,93 mm
Tinggi total	=	9,06 m
Bahan	=	*Hastelloy* C-22
Jumlah	=	2 unit
Harga satuan	=	$ 596.567

24.*Expander* (G-304)

Tabel V.24 Spesifikasi Alat *Expander* (G-304)

Spesifikasi G-304		
Fungsi	=	Menurunkan tekanan *crude metanol* dari 79,66 bar menjadi 5,345 bar
Tipe	=	*Centrifugal Expander*
Suhu masuk	=	250,00 ^oC
Suhu keluar	=	121,64 ^oC
Tekanan masuk	=	79,66 bar
Tekanan keluar	=	5,345 bar
Kapasitas	=	159.395,37 kg/jam
Jumlah Stage	=	2
Power	=	41.000,00 hp = 30.573,70 kW
Bahan	=	*Cast iron*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 436.788

25.*Cooler Before Membrane* (E-305)

Tabel V.25 Spesifikasi Alat *Cooler Before Membrane* (E-305)

Spesifikasi E-305		
Fungsi	=	Mendinginkan *crude methanol* dari 121,64ºC ke 40ºC
Tipe	=	1-2 *Shell and tube heat exchanger*
Suhu masuk:		
Crude Methanol	=	121,64 ºC
Water	=	35,00 ºC
Suhu keluar:		
Crude Methanol	=	40,00 ºC
Water	=	50,00 ºC
Shell:		
ID	=	39,00 in = 0,99 m
Baffle	=	39,00 in = 0,99 m
Passes	=	1
ΔP	=	0,89 psi = 0,06 bar
Tube:		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m
Jumlah	=	1176
Passes	=	2
ΔP	=	0,10 psi = 0,007 bar
Rd	=	0,01 hr ft^2 ºF/btu
Luas area	=	85,79 m^2
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
Jumlah	=	4 unit
Harga satuan	=	$ 40.397

26.*Membrane* (N-306)

Tabel V.26 Spesifikasi Alat *Membrane* (N-306)

Spesifikasi N-306		
Fungsi	=	Mengurangi kadar CO_2 pada *crude methanol*
Tipe	=	*Hollowfiber membrane*
Suhu *feed*	=	40,00 ^oC
Suhu *permeate*	=	26,75 ^oC
Suhu *rententate*	=	40,00 ^oC
Tekanan *feed*	=	5,00 bar
Tekanan *permeate*	=	2,00 bar
Tekanan *rententate*	=	2,00 bar
Kapasitas	=	159.395,37 kg/jam
Thickness	=	0,0001 mm
Luas area	=	21.346,77 m^2
Bahan	=	*Polyimides*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 1.893.126

27.*Flash Separator* (H-307)

Tabel V.27 Spesifikasi Alat *Flash Separator* (H-307)

Spesifikasi H-307		
Fungsi	=	Tempat terjadinya pemisahan antara fase liquid dan gas pada methanol
Tipe	=	*Vertical drum*
Suhu operasi	=	40,00 ^oC
Tekanan operasi	=	2,00 bar
Kapasitas	=	35.444,16 kg/jam
Diameter dalam	=	47,625 in = 1,21 m
Diameter luar	=	48,00 = 1,22 m
Tebal silinder	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tipe tutup atas	=	*Elliptical dished head*
Tebal tutup atas	=	0,1875 in = 4,76 mm

Spesifikasi H-307		
Tipe tutup bawah	=	*Elliptical dished head*
Tebal tutup bawah	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tinggi total	=	4,23 m
Bahan	=	*Hastelloy* C-22
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 15.503

28.*Methanol Pump* (P-308)

Tabel V.28 Spesifikasi Alat *Methanol Pump* (P-308)

Spesifikasi P-308		
Fungsi	=	Memompa hasil keluaran *Flash Separator* menuju *Distillation Column*
Tipe	=	*Positive displacement (rotary pump)*
Suhu operasi	=	40,00 ^{o}C
Tekanan masuk	=	2,00 bar
Tekanan keluar	=	2,345 bar
Kapasitas	=	29.621,98 kg/jam
Diameter pipa	=	2,067 in = 0,05 m
Panjang pipa	=	40,00 ft = 12,19 m
Beda ketinggian	=	10,63 ft = 3,24 m
Elbow	=	2 buah
Globe valve	=	1 buah
Check valve	=	1 buah
Head pompa	=	-232,05 J/kg
Wp	=	276,27 J/kg
Efisiensi pompa	=	0,84
Power	=	5,00 hp = 3,73 kW
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 10.297

29.*Distillation Column* (D-401)

Tabel V.29 Spesifikasi Alat *Distillation Column* (D-401)

Spesifikasi D-401		
Fungsi	=	Pemisahan metanol dan air
Tipe	=	*Vertical drum*
Suhu operasi	=	40,00 ^{o}C
Tekanan operasi	=	2,345 bar
Kapasitas	=	29.621,98 kg/jam
Diameter dalam	=	23,635 in = 0,60 m
Diameter luar	=	24,00 in = 0,61 m
Tebal silinder	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tipe tutup bawah	=	*Standard dished head*
Tebal tutup bawah	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tinggi total	=	32,30 m
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
<u>Spesifikasi Plate:</u>		
Jenis	=	*Sieve tray*
Jumlah plate teoritis	=	24 plate
Jumlah plate ideal	=	58 plate
Efisiensi plate	=	0,42
Tray spacing	=	0,50 m
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 497.214

30.*Total Condenser* (E-402)

Tabel V.30 Spesifikasi Alat *Total Condenser* (E-402)

Spesifikasi E-402		
Fungsi	=	Mengkondensasi *top product* dari *Distillation Column*
Tipe	=	*Vertical condenser*
Suhu masuk :		
Methanol	=	71,69 ^oC
Water	=	35,00 ^oC
Suhu keluar :		
Methanol	=	60,03 ^oC
Water	=	50,00 ^oC
Shell :		
ID	=	13,25 in = 0,34 m
Baffle	=	13,25 in = 0,34 m
Passes	=	1
ΔP	=	0,75 psi = 0,05 bar
Tube :		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m
Jumlah	=	106
Passes	=	2
ΔP	=	1,68 psi = 0,12 bar
Rd	=	0,002 hr ft^2 ^oF/btu
Luas area	=	30,93 m^2
Bahan	=	*Carbon steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 19.803

31.*Reflux Tank* (F-403)

Tabel V.31 Spesifikasi Alat *Reflux Tank* (F-403)

Spesifikasi F-403		
Fungsi	=	Penyimpanan sementara hasil kondensasi
Tipe	=	*Horizontal drum*
Suhu operasi	=	60,03 ^oC
Tekanan operasi	=	1,34 bar
Kapasitas	=	38.036,50 kg/jam
Volume	=	11,83 m^3
Diameter dalam	=	83,625 in = 2,12 m
Diameter luar	=	84,00 in = 2,13 m
Tebal silinder	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tipe tutup kanan	=	*Standard dished head*
Tebal tutup kanan	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tipe tutup kiri	=	*Standard dished head*
Tebal tutup kiri	=	0,1875 in = 4,76 mm
Panjang total	=	4,01 m
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 4.413

32.*Reflux Pump* (P-404)

Tabel V.32 Spesifikasi Alat *Reflux Pump* (P-404)

Spesifikasi P-404		
Fungsi	=	Mengalirkan kembali fluida ke *Distillation Column*
Tipe	=	*Positive displacement (rotary pump)*
Suhu operasi	=	60,03 ^oC
Tekanan masuk	=	1,34 bar
Tekanan keluar	=	2,345 bar
Kapasitas	=	19.372,84 kg/jam
Diameter pipa	=	6,065 in = 0,15 m

Spesifikasi P-404		
Panjang pipa	=	10,00 m
Beda ketinggian	=	25,00 m
Elbow	=	2 buah
Gate valve	=	1 buah
Head pompa	=	-445,826 J/kg
Wp	=	528,247 J/kg
Efisiensi pompa	=	0,84
Power	=	5,00 hp = 3,73 kW
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 6.563

33.*Partial Reboiler* (B-405)

Tabel V.33 Spesifikasi Alat *Partial Reboiler* (B-405)

Spesifikasi B-405		
Fungsi	=	Memanaskan aliran *bottom product* dari *Distillation Column*
Tipe	=	*Kettle reboiler*
Suhu masuk :		
Water	=	117,56 ^{o}C
Steam	=	120,00 ^{o}C
Suhu keluar :		
Water	=	117,61 ^{o}C
Steam	=	120,00 ^{o}C
Shell :		
ID	=	8,00 in = 0,20 m
Baffle	=	8,00 in = 0,20 m
Passes	=	1
Tube :		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m

Spesifikasi B-405		
Jumlah	=	30
Passes	=	2
ΔP	=	0,0001 psi = 0,00001 bar
Rd	=	0,06 hr ft^2 ºF/btu
Luas area	=	8,75 m^2
Bahan	=	*Carbon steel*
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 16.860

34.*Pure Methanol Cooler* (E-406)

Tabel V.34 Spesifikasi Alat *Pure Methanol Cooler* (E-406)

Spesifikasi E-406		
Fungsi	=	Mendinginkan *methanol* dari 60,03 ºC ke 40 ºC
Tipe	=	1-2 *Shell and tube heat exchanger*
Suhu masuk:		
Methanol	=	60,03 ºC
Water	=	35,00 ºC
Suhu keluar:		
Methanol	=	40,00 ºC
Water	=	50,00 ºC
Shell:		
ID	=	8,00 in = 0,20 m
Baffle	=	8,00 in = 0,20 m
Passes	=	1
ΔP	=	2,78 psi = 0,19 bar
Tube:		
OD	=	0,75 in = 0,02 m
ID	=	0,62 in = 0,02 m
BWG	=	16
Pitch	=	1,00 in = 0,03 m
Panjang	=	16,00 ft = 4,88 m
Jumlah	=	30
Passes	=	2

Spesifikasi E-406		
ΔP	=	4,77 psi = 0,33 bar
Rd	=	0,001 hr ft^2 ^oF/btu
Luas area	=	8,75 m^2
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
Jumlah	=	1 unit
Harga satuan	=	$ 5.771

35. *Methanol Storage Tank* (S-407)

Tabel V.35 Spesifikasi Alat *Methanol Storage Tank* (S-407)

Spesifikasi S-407		
Fungsi	=	Sebagai tempat penyimpanan methanol 99,99%
Tipe	=	Tangki silinder
Suhu operasi	=	40,00 ^oC
Tekanan operasi	=	0,99 bar
Kapasitas	=	15.000,00 kg/jam
Volume	=	332,48 m^3
Diameter dalam	=	239,50 in = 6,08 m
Diameter luar	=	240,00 in = 6,10 m
Tebal silinder	=	0,25 in = 6,35 mm
Tipe tutup atas	=	*Standard dished head*
Tebal tutup atas	=	0,1875 in = 4,76 mm
Tinggi total	=	13,55 m
Bahan	=	*Stainless steel type* 304
Jumlah	=	15 unit
Harga Satuan	=	$ 1.132

BAB VI
ANALISA EKONOMI

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

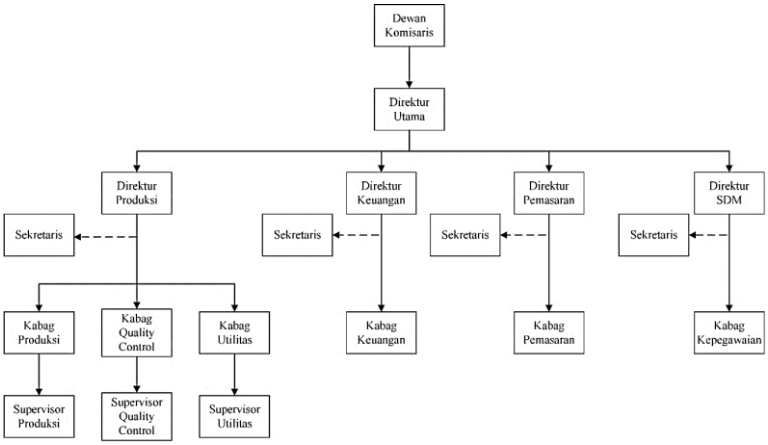
Bentuk badan perusahaan Pabrik Metanol dari Batubara ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksananya adalah dewan komisaris.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
4. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan staf maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Di mana perusahaan dengan kapasitas 361 ton/hari dengan lima tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 70 jam pekerja/hari-proses.

(Timmerhauss, 1991)



Gambar VI.1 Struktur Organisasi

Bagan di atas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik Metanol dari Batubara. Berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut:

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan kalangan pemegang saham dari persereoan tersebut.

Tugas dewan komisaris:

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan

penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama:

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggung jawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama juga berhak mewakili perusahaan secara sah dan langsung di segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur Produksi

Direktur produksi dan pemeliharaan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dan pemeliharaan dibantu oleh supervisor yang menangani bidang proses dan *quality control*, dan membawahi supervisor di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi adalah:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.

- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

4. Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan adalah:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

5. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran adalah:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.

- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

6. Direktur SDM

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur SDM adalah:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

7. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah:

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.
- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi alat yang telah ada.
- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.

8. Kepala Bagian Pengendalian Mutu (*Quality Control*)

Tugas kepala bagian pengendalian mutu adalah:

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi

- Memastikan produk telah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan
- Memastikan seluruh proses pengujian atau analisa produk telah dilaksanakan

9. Kepala Bagian Utilitas

Tugas kepala bagian utilitas adalah:

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi
- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)

10. Kepala Bagian Penjualan

Tugas kepala bagian penjualan adalah:

- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

11. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

Tugas kepala bagian pengelolaan dana adalah:

- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan:
    - Barang yang dibeli
    - Jumlah yang dibeli
    - Waktu pembelian
    - Tempat pembelian
    - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

12. Kepala Bagian Kepegawaian

Tugas kepala bagian kepegawaian adalah:

- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain: penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

13. Supervisor Utilitas

Tugas supervisor utilitas adalah:

- Mengawasi dan mengatur *support forklift* dan alat berat ke semua bagian.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Menjaga ketersedian sistem/metode/prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/metode/prosedur pemeliharaan dan perbaikan mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

14. Supervisor Proses

Supervisor proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien serta memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga bersaing yang diinginkan dalam waktu sesingkat mungkin.

Tugas supervisor proses adalah:

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

15. Supervisor *Quality Control*

Tugas supervisor *quality control* antara lain adalah:

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian *quality control*.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik Metanol dari Batubara ini memiliki kapasitas 119.300 ton/tahun atau 361 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan jam tenaga kerja sebanyak 70 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki lima tahapan utama, yakni tahap feedstock batubara, gasifikasi, purifikasi syngas, sintesis metanol, dan purifikasi metanol. Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 350 jam tenaga kerja. Dengan 3 shift kerja operator selama 8 jam maka dibutuhkan 15 tenaga kerja sebagai operator. (Timmerhauss, 1991)

VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap
   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian
   Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan
   Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya: tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Tabel VI.1 Perhitungan Gaji Karyawan

No	**Jabatan**	**Gaji (Rupiah/bulan)**	**Jumlah**	**Total (Rupiah/bulan)**
1	Dewan Komisaris	30.000.000	3	90.000.000
2	Direktur Utama	25.000.000	1	25.000.000
3	Direktur Produksi	20.000.000	1	20.000.000
4	Direktur Keuangan	20.000.000	1	20.000.000

No	Jabatan	Gaji (Rupiah/bulan)	Jumlah	Total (Rupiah/bulan)
5	Direktur Pemasaran	20.000.000	1	20.000.000
6	Direktur SDM	20.000.000	1	20.000.000
7	Sekretaris	5.000.000	4	20.000.000
8	Kepala Bagian			
	a. Kabag Produksi	12.500.000	1	12.500.000
	b. Kabag Quality Control	12.500.000	1	12.500.000
	c. Kabag Utilitas	12.500.000	1	12.500.000
	d. Kabag Pemasaran	12.500.000	1	12.500.000
	e. Kabag Keuangan	12.500.000	1	12.500.000
	f. Kabag Kepegawaian	12.500.000	1	12.500.000
9	Supervisor			
	a. Utilitas	10.000.000	2	20.000.000
	b. Proses	10.000.000	4	40.000.000
	c. Quality Control	10.000.000	2	20.000.000
10	Operator			
	a. Maintenance	4.500.000	8	36.000.000
	b. Utilitas	4.500.000	12	54.000.000

No	Jabatan	Gaji (Rupiah/bulan)	Jumlah	Total (Rupiah/bulan)
	c. Proses	4.500.000	15	67.500.000
	d. Quality Control	4.500.000	8	36.000.000
11	Karyawan			
	a. Dokter	10.000.000	5	50.000.000
	b. Perawat	4.000.000	5	20.000.000
	c. Penjualan	3.800.000	5	19.000.000
	d. Pembukuan	3.800.000	5	19.000.000
	e. Pengelolaan Dana	3.800.000	8	30.400.000
	f. Kepegawaian	3.800.000	5	19.000.000
	g. Pendidikan dan Latihan	3.800.000	8	30.400.000
12	Keamanan	2.500.000	12	30.000.000
13	Sopir	2.500.000	8	20.000.000
14	Pesuruh/tukang kebun	2.500.000	8	20.000.000
TOTAL			**138**	**821.300.000**

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja shift. Sistem ini terdiri atas tiga shift, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut:

Tabel VI.2 Pembagian *Shift* Kerja Karyawan

Shift	Jam Kerja
Shift Pagi	08.00-16.00
Shift Siang	16.00-00.00
Shift Malam	00.00-08.00

VI.2 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik Metanol dari Batubara ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah:

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time* / POT)
3. Titik Impas (*Break Even Point* / BEP)

VI.2.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga i= 22,34%. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 11% per tahun. Dengan harga i=22,34% yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

VI.2.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 6 tahun 10 bulan. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.2.3 Titik Impas (*Break Even Point* / BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil

penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 33,46%.

BAB VII
KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah didapatkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut:

1. Perencanaan operasi : Kontinu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas produksi metanol : 119.300 ton/tahun
3. Bahan baku batubara : 424.429 ton/tahun
4. Umur pabrik : 10 tahun
5. Masa konstruksi : 2 tahun
6. Analisa ekonomi :
   - *Total Capital Investment* = Rp 5.289.630.061.297
   - *Internal Rate of Return* = 22,34%
   - *Pay Out Time* = 6 tahun 10 bulan
   - *Break Even Point* = 33,46%

Berdasarkan hasil analisa ekonomi tersebut, didapatkan IRR sebesar 22,34%, lebih besar dari bunga pinjaman bank sebesar 11%. Jangka waktu pengembalian modal (POT) yaitu 6 tahun 10 bulan, lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Berdasarkan hal tersebut, pabrik metanol dari batubara ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Ahmad, Faizan. dkk. 2012. *Process Simulation and Optimal Design of Membrane Separation System for CO_2 Capture from Natural Gas*. Journal Computers and Chemical Engineering 36 (2012): 119-128.

BAPPENAS. 2019. *Laporan Akhir Kajian Ketercapaian Target DMO Batubara Sebesar 60% Produksi Nasional Pada Tahun 2019*. Jakarta: Direktorat Sumber Daya Energi, Mineral dan Pertambangan.

Basile, A. and Francesco Dalena. 2017. *Methanol*. Amsterdam: Elsevier.

Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.

B.Peter William. dkk. *Catalysis Today Journal, Carbonyl Sulphide Hydrolysis Using Alumina Catalyst*. United Kingdom.

Coulson, JM, and Richardson. JF. 1957.*Chemical Engineering Volume 6*. Oxford: John Willey and Sons, Inc.

Das, D. dkk. 2013. *Improving Stability of Concentrated Coal-Water Slurry Using Mixture of a Natural and Synthetic Surfactants*. Journal Fuel Processing Technology 113 (2013): 41-51.

Geankoplis, Christie J.1997.*Transport Processes and Unit Operations, 3rd Edition*. New Delhi: Prentice-Hall of India.

Grenoble, D.C. and M.M. Estadt. 1981. *The Chemistry and Catalysis of the Water Gas Shift Reaction*. Journal of Catalysis 67: 90-102.

Higman, C., Van der Burgt, M. 2003. *Gasification*. Oxford: Gulf Professional Publishing.

Higman, C. 2010. *Gasification Processes and Synthesis Gas Treatment Technologies for Carbon Dioxide (CO_2) Capture*. Cambridge: Woodhead Publishing Limited.

Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: International Edition, McGraw-Hill Book Company.

Levenspiel, O. 1972. *Chemical Reaction Engineering, 3nd Edition*. Singapore: John Wiley and Sons.

Liyu Li and David L.King. *Catalysist Today Journal, H_2S removal with ZnO during Fuel Processing for PEM Fuel Cell Application*. USA.

Luque, R. and James G. Speight. 2015. *Gasification for Synthetic Fuel Production*. Cambridge: Woodhead Publishing Series.

Miller, B.G. 2017. *Clean Coal Engineering Technology*. Amsterdam: Elsevier.

Perry, Robert H. and Don Green. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th Edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.

Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West. 2003.*Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th Edition*. Boston: McGraw-Hill Book Company.

Putri, R.Z. and Fadhillah. 2020. *Peningkatan Kualitas Batubara Low Calorie Menggunakan Minyak Pelumas Bekas Melalui Proses Upgrading Brown Coal*. Jurnal Bina Tambang, Vol. 5, No. 2: 208-217.

Van Ness, S. 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th Edition*. Singapore: International Edition, McGraw Hill Inc.

Wagner, N.J. dkk. 2008. *Applied Coal Petrology*. Amsterdam: Elsevier.

Warren L. Mc. Cabe, Julia C. Smith. 1976. *Unit Operations of Chemical Engineering*, New York: Mc Graw Hill Book Company.

Yaws, C.L. and Marco A. Satyro. 2015. *The Yaws Handbook of Vapor Pressure*. Amsterdam: Elsevier.