

PRA RENCANA PABRIK
METANOL DARI BATUBARA
DENGAN PROSES GASIFIKASI
KAPASITAS PRODUKSI 217.700 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA
KOLOM DISTILLASI

SKRIPSI

Disusun Oleh :

TUTI ANDHIKA WEDYAWATI

07.14.026



MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2012

REPUBLICAN PARTY

STATE OF NEW YORK

IN SENATE

JANUARY 10, 1912

REPORT

OF THE

COMMISSIONERS

OF THE LAND OFFICE

FOR THE YEAR ENDING DECEMBER 31, 1911

ALBANY: PUBLISHED BY THE STATE PRINTING OFFICE, 1912.

STATE OF NEW YORK

IN SENATE

JANUARY 10, 1912

2107

LEMBAR PERSETUJUAN



PRA RENCANA PABRIK

**METANOL DARI BATUBARA
DENGAN PROSES GASIFIKASI
KAPASITAS PRODUKSI 217.700 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
KOLOM DISTILLASI**

SKRIPSI

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

Disusun Oleh :

TUTI ANDHIKA WEDYAWATI 07.14.026

Malang, 09 Februari 2012

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT
NIP. 1958 0802 199 103 2001

Dosen Pembimbing II

Rini Kartika Dewi, ST.MT
NIP. P. 103 0100 370

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN
Malang



Jimmy, ST. MT.
NIP. Y. 103 9900 330

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : TUTI ANDHIKA WEDYAWATI
NIM : 07. 14. 026
Jurusan / Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK METANOL
DARI BATUBARA DENGAN PROSES
GASIFIKASI

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


Hari : Kamis
Tanggal : 09 Februari 2012
Nilai : B+



Ketua,


Jimmy, ST. MT.
NIP. Y. 103. 9900. 330

Sekretaris,



M. Istnaeny Hudha, ST. MT.
NIP. P. 103. 0400. 400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,


Elvianto Dwi Daryono, ST. MT.
NIP. Y. 103. 0000. 351

Penguji Kedua,


M. Istnaeny Hudha, ST. MT.
NIP. P. 103. 0400. 400

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : TUTI ANDHIKA WEDYAWATI
NIM : 07. 14. 026
Jurusan / Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

METANOL DARI BATUBARA DENGAN PROSES GASIFIKASI KAPASITAS PRODUKSI 217.700 TON/TAHUN PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR SINTESA METANOL

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, 09 Februari 2012

Yang membuat pernyataan,



TUTI ANDHIKA WEDYAWATI

KATA PENGANTAR

Dengan mengucapkan syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas segala berkat rahmat dan hidayah-Nya kami telah menyelesaikan Skripsi yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Metanol dari Batubara dengan Proses Gasifikasi”**. Yang telah terselesaikan dengan baik.

Skripsi ini disusun sebagai persyaratan untuk menempuh ujian Strata I serta untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang sebagai syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana (S1) Teknik Kimia.

Penyusun juga mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT. selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Bapak Jimmy, ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Nasional Malang.
4. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST. MT. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia ITN Malang sekaligus Dosen Penguji II.
5. Ibu Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT. Selaku Dosen Pembimbing I.
6. Ibu Rini Kartika Dewi, ST. MT. Selaku Dosen Pembimbing II.
7. Bapak Elvianto Dwi D, ST. MT. selaku Dosen Penguji II.
8. Bapak dan Ibu Dosen yang telah banyak memberikan dukungan kepada penyusun.
9. Teman-teman seperjuangan angkatan 2007 Teknik Kimia ITN Malang, dan semua pihak yang sudah banyak membantu secara langsung ataupun tidak langsung.
10. Semua pihak yang telah membantu pelaksanaan penelitian dan penyusunan Skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu kritik serta saran yang membangun tetap diharapkan untuk menyempurnakan Skripsi ini. Semoga Laporan Penelitian ini bermanfaat bagi pembaca, khususnya bagi mahasiswa Jurusan Teknik Kimia.

Malang, Februari 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	viii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GRAFIK	x
ABSTRAKSI	xi
BAB I PENDAHULUAN	I-1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II-1
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI-1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII-1
BAB VIII UTILITAS	VIII-1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX-1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X-1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI-1
BAB XII KESIMPULAN	XII-1
DAFTAR PUSTAKA	xii
APPENDIKS A	APP.A-1
APPENDIKS B	APP.B-1
APPENDIKS C	APP.C-1
APPENDIKS D	APP.D-1
APPENDIKS E	APP.E-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.2.1.1. Ekspor Batubara Indonesia	I-3
Gambar 1.2.1.2. Produsen Batubara Indonesia	I-4
Gambar 2.1.2.1. Moving Bed Gasifier	II-2
Gambar 2.1.2.2. Fluidized Bed Gasifier	II-3
Gambar 2.1.2.3. Entained Flow Gasifier	II-4
Gambar 2.2.1. Blok Diagram Proses Pembuatan Metanol dari Batubara	II-5
Gambar 9.2.1. Peta Lokasi Pabrik Metanol	IX-7
Gambar 9.3.2. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Metanol	IX-10
Gambar 9.3.4. Lay Out Peralatan Proses	IX-13
Gambar 10.1. Struktur organisasi perusahaan	X-12

DAFTAR TABEL

Tabel 1.4.1.1. Kandungan Batubara Berdasarkan Ultimate Analysis	I-6
Tabel 1.4.1.2. Kandungan Batubara Berdasarkan Proximate Analysis	I-7
Tabel 1.4.3.1. Sifat – Sifat Fisik Metanol	I-10
Tabel 1.5.1. Perkembangan Metanol Indonesia	I-11
Tabel 1.5.2. Perkiraan Perkembangan Metanol di Indonesia Tahun 2014	I-12
Tabel 2.1.2.1. Perbandingan Gasifier Untuk Gasifikasi Batubara	II-4
Tabel 7.1.1. Pemasangan Alat Kontrol Pra Rencana Pabrik Metanol	VII-3
Tabel 7.3.1. Alat pelindung Pra Rencana Pabrik Metanol	VII-9
Tabel 8.1.2.1. Data Kebutuhan Air Pendingin	VIII-8
Tabel 8.1.3.1. Data Kebutuhan Air Sanitasi	VIII-9
Tabel 8.1.3.2. Data Kebutuhan Air Total Pabrik Metanol	VIII-9
Tabel 8.2.1. Data Kebutuhan <i>Steam</i>	VIII-10
Tabel 8.3.1. Data Kebutuhan Nitrogen	VIII-11
Tabel 9.3.1. Perincian Luas Daerah Pabrik	IX-8
Tabel 10.5.1. Jadwal Kerja Karyawan	X-5
Tabel 10.6.1. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja	X-7
Tabel 10.7.1. Daftar Gaji Karyawan Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat	X-9
Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun	XI-14
Tabel 11.2. Cash Flow untuk IRR	XI-15



DAFTAR GRAFIK

Grafik 11.1. Grafik Break Even Point	XI-16
--	-------

ABSTRAKSI

Metanol adalah senyawa alkohol yang paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OH . Metanol pada suhu kamar berwujud *liquid* bening, jernih, mudah menguap, mudah terbakar, serta larut dalam air, *ethyl alkohol* dan *ether*. Metanol umumnya, digunakan sebagai bahan baku untuk berbagai macam produk petrokimia, sintesis kimia dan bahan bakar mesin bakar. Sekarang metanol akan mulai diterapkan sebagai bahan bakar kendaraan *fuel cell*. Proses yang digunakan pada pembuatan metanol dari batubara adalah proses gasifikasi batubara.

Pabrik Metanol direncanakan didirikan di Tenggarong, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi sebesar 217.700 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2014. Model operasi yang diterapkan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik, nitrogen dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan $\text{TCI} = \text{Rp. } 2.451.113.338.361,47$; $\text{ROI}_{\text{AT}} = 36,82 \%$; $\text{IRR} = 33,87 \%$; $\text{POT} = 2,14$ tahun; $\text{BEP} = 55,55 \%$. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Metanol ini layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Batubara adalah termasuk salah satu bahan bakar fosil. Pengertian umumnya adalah batuan sedimen yang dapat terbakar, terbentuk dari endapan organik, unsur-unsur utamanya terdiri dari karbon, hidrogen dan oksigen.

Batubara merupakan batuan yang mudah terbakar yang lebih dari 50% -70% berat volumenya merupakan bahan organik yang merupakan material karbon termasuk inherent moisture. Bahan organik utamanya yaitu tumbuhan yang dapat berupa jejak kulit pohon, daun, akar, struktur kayu, spora, polen, damar, dan lain-lain. Selanjutnya bahan organik tersebut mengalami berbagai tingkat pembusukan (dekomposisi) sehingga menyebabkan perubahan sifat-sifat fisik maupun kimia baik sebelum ataupun sesudah tertutup oleh endapan lainnya.^[1]

Konsumsi batubara dalam beberapa tahun terakhir ini mengalami kenaikan yang sangat pesat, hal ini disebabkan oleh beberapa hal diantaranya :

1. Masih tersedianya cadangan batubara yang sangat banyak di dunia.

Menurut Ermina Minarti berdasarkan data dari *World Energy Council* tahun 2007, memperkirakan cadangan batubara dunia terbukti mencapai 847.488 juta ton, yang tersebar di lebih dari 50 negara. Berdasarkan kandungan kalorinya, sebesar 50,8% berupa *anthracite* (kalori sangat tinggi) dan *bituminous* (kalori tinggi), dan 48,2% berupa *sub-bituminous* (kalori sedang) and *lignite* (kalori rendah). Dengan tingkat produksi saat ini, batubara dunia dapat dieksploitasi setidaknya hingga 133 tahun ke depan, lebih lama dibanding cadangan minyak terbukti dan gas yang diperkirakan hanya dapat dieksploitasi sekitar 42 dan 60 tahun kedepan.

2. Negara-negara maju dan negara-negara berkembang terkemuka merupakan produsen batubara. Berdasarkan data dari *World Coal Institute*, pada tahun 2007, 7 besar negara produsen batubara terbanyak adalah Cina, Amerika Serikat, India, Australia, Afrika Selatan, Rusia, dan Indonesia.
3. Harga batubara yang lebih murah jika dibandingkan dengan minyak dan gas.^[24]

Batubara sejak lama digunakan sebagai bahan baku untuk produksi kimia. Salah satu produk dari pengolahan batubara adalah metil alkohol atau biasa disebut metanol.

Dalam perkembangannya saat industri metanol yang diproduksi dengan bahan baku gas alam mulai mengalami penurunan produksi. Itu terjadi karena semakin berkurangnya pasokan gas alam sebagai bahan baku ke pabrik-pabrik metanol yang ada. Sebagai contoh pabrik metanol yang dioperasikan oleh Medco Metanol Bunyu yang terus mengalami penurunan produksi, di sisi lain permintaan metanol baik dalam maupun luar negeri semakin meningkat ini karena semakin dibutuhkannya energi-energi yang ramah lingkungan seperti metanol.^[3]

1.2. Perkembangan Industri Batubara Dan Metanol

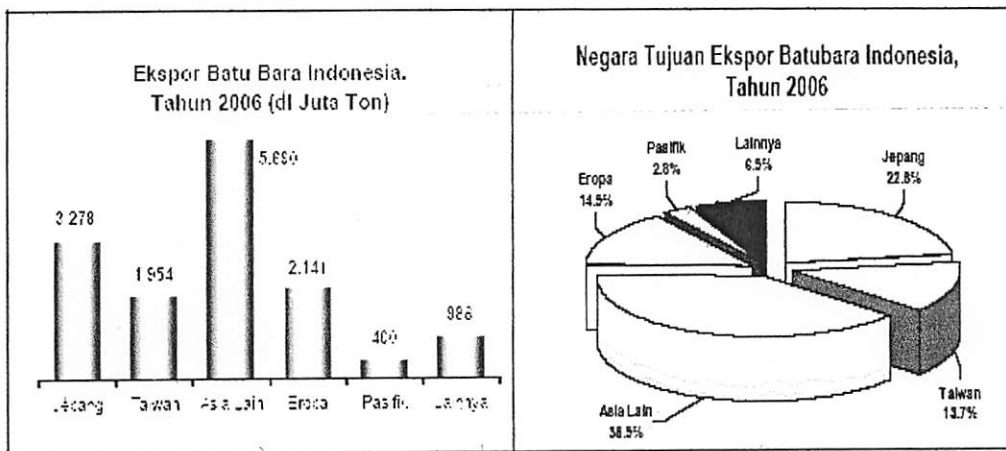
1.2.1. Perkembangan Industri Batubara di Indonesia

Dalam beberapa tahun terakhir, batubara telah memainkan peran yang cukup penting bagi perekonomian Indonesia. Sektor ini memberikan sumbangan yang cukup besar terhadap penerimaan negara yang jumlahnya meningkat setiap tahun. Pada 2004 misalnya, penerimaan negara dari sektor batubara ini mencapai Rp 2,57 triliun, pada 2007 telah meningkat menjadi Rp 8,7 triliun, dan diperkirakan mencapai Rp 10,2 triliun pada 2008 dan lebih dari Rp 20 triliun pada 2009. Sementara itu, perannya sebagai sumber energi pembangkit juga semakin besar. Saat ini sekitar 71,1% dari konsumsi batubara domestik diserap oleh pembangkit listrik, 17% untuk industri semen dan 10,1% untuk industri tekstil dan kertas.

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

Indonesia memiliki peran yang penting sebagai pemasok batubara dunia. Menurut *World Coal Institute*, sejak 2004 Indonesia telah menjadi eksportir batubara kedua terbesar setelah Australia dengan kontribusi 26% terhadap total ekspor pada 2007, dan merupakan eksportir batubara *thermal* (ketel uap) terbesar dunia dengan total

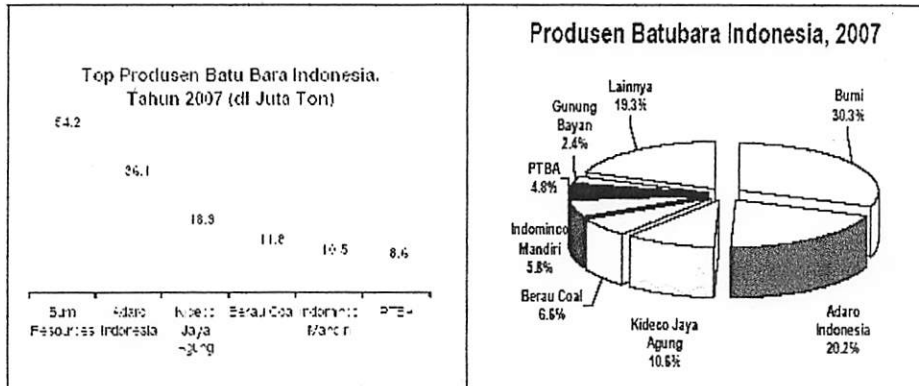
ekspor 171 juta ton pada 2007. Ekspor batubara Indonesia ditujukan ke berbagai negara khususnya negara-negara di Asia seperti Jepang, China, Taiwan, India, Korea Selatan, Hongkong, Malaysia, Thailand dan Filipina. Negara tujuan ekspor lainnya adalah Eropa seperti Belanda, Jerman dan Inggris, serta negara-negara di Amerika. Importir terbesar batubara Indonesia adalah Jepang (22,8%), dan Taiwan (13,7%). Berikutnya adalah India dan Korea Selatan yang diperkirakan mencapai 28%.



Gambar 1.2.1.1. Ekspor Batubara Indonesia (Sumber: Departemen ESDM)

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

Saat ini produsen batubara terbesar Indonesia adalah PT. Bumi Resources yang menguasai 2 perusahaan besar batubara yakni PT. Kaltim Prima Coal dan PT. Arutmin dengan total pangsa pasar 30,3% pada 2007, diikuti PT. Adaro Indonesia (20,2%), Kideco Agung (10,6%), Berau Coal (6,6%), Indominco Mandiri (5,8%), dan PT Bukit Asam (4,8%).^[24]



Gambar 1.2.1.2. Produsen Batubara Indonesia (Sumber : Departemen ESDM)

1.2.2. Perkembangan Industri Metanol di Indonesia

Perusahaan penghasil metanol di Indonesia diantaranya adalah Pertamina dan PT. Kaltim Methanol Industry (PT. KMI) dengan bahan baku gas alam. Pabrik metanol Pertamina berada di Pulau Bunyu dengan kapasitas produksi 110 juta galon/tahun sedangkan pabrik metanol PT. KMI berada di Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi sekitar 220 juta galon/tahun. Produksi metanol dari Indonesia diperuntukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri antara 167.000 – 834.000 galon per bulan selebihnya diekspor ke Amerika, Korea, Jepang, dan Taiwan. Saat ini kapasitas produksi metanol dunia diperkirakan sekitar 12,5 milyar galon (37,5 juta ton) per tahun. Jika dilihat dari jumlah ini maka produksi metanol Indonesia hanya sekitar 2,67% dari produksi dunia.^[1]

1.3. Kegunaan Metanol

Metanol umumnya, digunakan sebagai bahan baku untuk berbagai macam produk petrokimia, sintesis kimia (formaldehid, asam asetat, metil amina) dan bahan bakar mesin bakar internal pada kendaraan bermotor yang sudah dikenal sejak sekitar tahun 1960-an. Sekarang metanol akan mulai diterapkan sebagai bahan bakar kendaraan *fuel cell*. Di negara-negara maju, *fuel cell* telah berkembang secara pesat. Saat ini, penelitian dan pengembangan *proton exchange membrane fuel cell* (PEMFC) sedang diarahkan sebagai mesin kendaraan bermotor.

Penjualan kendaraan *fuel cell* akan membuka secara luas pasar metanol di dunia, diperkirakan peningkatan kebutuhan metanol sampai dengan tahun 2020 sebesar 34,175 milyar gallon atau 3 kali produksi metanol saat ini 12,5 milyar gallon. Ini merupakan peluang bisnis yang sangat menjanjikan bagi negara-negara produsen metanol. Indonesia sebagai salah satu produsen metanol dengan kapasitas produksi 330 juta gallon per tahun, dapat memanfaatkan kesempatan ini untuk menambah kapasitas produksi dan volume penjualan.

Beberapa penggunaan metanol di dunia:

1. *Direct Methanol Fuel Cell (DMFC)*

DMFC merupakan *fuel cell* jenis *proton exchange membrane (PEM)* yang merubah secara langsung metanol menjadi energi listrik melalui suatu proses kimia. Prinsip kerja DMFC adalah metanol dan air bereaksi pada anoda menghasilkan karbon dioksida, proton, dan elektron. Selanjutnya proton bermigrasi melalui elektrolit polimer (misal: nafion) menuju katoda kemudian bereaksi dengan oksigen dari udara menghasilkan air. Pada umumnya DMFC beroperasi pada temperatur sekitar 80°C dengan efisiensi antara 40-50%.

2. *Mobil Fuel Cell*

Mobil *Fuel cell* atau *Fuel Cell Vehicles (FCVs)*, merupakan kendaraan bermotor dengan mesin penggerak *fuel cell*. Dalam pengembangannya FCVs diarahkan pada kendaraan bermotor dengan bahan bakar metanol atau *Methanol Fuel Cell Vehicles (MFCVs)*. Ada banyak keuntungan dari penggunaan teknologi *fuel cell* untuk kendaraan bermotor, antara lain ramah lingkungan, bersih, lebih aman, dan resiko yang relatif kecil. FCVs sangat kecil melepaskan COx dan NOx ke lingkungan dan memiliki resiko kebakaran yang cukup kecil dibandingkan dengan mobil mesin bakar internal ICE (*internal combustion engine*).

1.4. Sifat Bahan Baku Dan Produk

1.4.1. Bahan Baku Utama

1. Batubara

Batubara merupakan campuran senyawa hidrokarbon yang terbentuk dari fosil-fosil tumbuhan yang telah tertimbun ribuan tahun bahkan jutaan tahun yang lalu. Umumnya batubara di Indonesia memiliki kandungan panas sekitar 5500 kkal/kg.

Komposisi batubara bervariasi tergantung dari jenis batubara tersebut. Perbedaan tipe disebabkan oleh variasi jumlah tumbuhan yang terdapat tiap daerah. Berdasarkan tingkat proses pembentukannya yang dikontrol oleh tekanan, panas dan waktu, batubara umumnya dibagi dalam lima kelas yaitu antrasit, bituminus, sub-bituminus, lignit dan gambut.

1. **Antrasit** adalah kelas batu bara tertinggi, dengan warna hitam berkilauan (*luster*) metalik, mengandung antara 86% - 98% unsur karbon (C) dengan kadar air kurang dari 8%.
2. **Bituminus** mengandung 68 - 86% unsur karbon (C) dan berkadar air 8-10% dari beratnya. Umumnya dipakai untuk PLTU, tetapi dalam jumlah besar juga dipakai untuk pemanas dan aplikasi sumber tenaga dalam industri dengan membentuknya menjadi kokas-residu karbon berbentuk padat.
3. **Sub-bituminus** mengandung sedikit karbon dan banyak air, dan oleh karenanya menjadi sumber panas yang kurang efisien dibandingkan dengan bituminus.
4. **Lignit** atau batubara coklat adalah batu bara yang sangat lunak yang mengandung air 35-75% dari beratnya.
5. **Gambut**, berpori dan memiliki kadar air di atas 75% serta nilai kalori yang paling rendah.^[8]

Batubara yang digunakan adalah jenis Sub-bituminus, komposisi batu bara berdasarkan analisis ultimate dan proximate adalah sebagai berikut :

Tabel 1.4.1.1. Kandungan Batubara berdasarkan Ultimate Analysis

Komponen	Fraksi Massa(%)
Carbon	75.6
Hydrogen	5.40
Nitrogen	1.51
Sulfur	17,25
Oxygen	17.3

Tabel 1.4.1.2. Kandungan Batubara berdasarkan Proximate Analysis

Komponen	Fraksi Massa(%)
Moisture	18.0
Ash	3.0
Volatile Matter	38.0
Fixed Carbon	41.0

1.4.2. Bahan Baku Pembantu

2. Oksigen (O₂)

Merupakan gas tak berwarna dan tak berbau menempati 21% udara (% volume). Karena atom oksigen juga komponen utama air dan batuan, oksigen adalah unsur yang paling melimpah di kerak bumi.

a. Sifat – Sifat Fisika

Fase	: gas
Berat molekul	: 32 g/mol
Titik didih	: 90,2 K
Titik lebur	: 54,36 K
Kalor peleburan	: 0,444 kJ/mol
Kalor penguapan	: 6,82 kJ/mol
Kapasitas kalor	: 29,378 J/mol.K
Densitas	: 1,429 g/L (0 °C, 101,325 kPa) ^[8]

b. Sifat – Sifat Kimia^[19]

Dapat bereaksi dengan metana menghasilkan karbondioksida dan air



Reaksi oksidasi hidrogen yang terkandung dalam bahan membentuk air



3. ZnO

a. Sifat – Sifat Fisika

Fase	: Padat
Kenampakan	: Padatan berwarna putih

Tabel 1.4.1.2. Kandungan Balok-balok berdasarkan Proximate Analysis

Komponen	Persentase (%)
Moisture	12.0
Ash	3.0
Volatile Matter	38.0
Fixed Carbon	41.0

1.4.3. Bahan Baku Pembuatan

2. Oksigen (O₂)

Mempisahkan gas tak beracun dan tak beracun menjadi 21% udara (9% volume). Karena atom oksigen juga komponen utama air dan bahan, oksigen adalah unsur yang paling melimpah di kerak bumi.

a. Sifat – Sifat Fisika

Phase	: gas
Berat molekul	: 32 g/mol
Titik didih	: 90.2 K
Titik leleh	: 54.36 K
Kalor peleburan	: 0.444 kJ/mol
Kalor penguapan	: 6.81 kJ/mol
Kapasitas kalor	: 29.378 J/mol.K
Densitas	: 1.429 g/L (0 °C, 101.325 kPa) ¹⁸

b. Sifat – Sifat Kimia¹⁹

Dapat bereaksi dengan logam menghasilkan klorida oksida dan air



+41 Mj/kmol

Reaksi oksidasi hidrogen yang terkandung dalam pembuatan air



-242 Mj/kmol

3. ZnO

a. Sifat – Sifat Fisika

Phase	: Padat
Kandungan	: Padatan berwujud putih

b. Sifat – Sifat Kimia

Rumus kimia	: ZnO
Berat Molekul	: 81,408 g/mol
Berat jenis	: 5,606 g/cm ³
Titik didih	: 2360 °C
Kelarutan dalam air	: 0,16 mg/100 mL (pada 30 °C, 1 atm) ^[8]

4. CuO

a. Sifat – Sifat Fisika

Fase	: Padat
------	---------

b. Sifat – Sifat Kimia

Rumus kimia	: CuO
Berat Molekul	: 79,545 g/mol
Berat jenis	: 6,31 g/cm ³
Titik didih	: 2977 °C
Titik leleh	: 1201 °C

5. Al₂O₃

a. Sifat – Sifat Fisika

Fase	: Padat
Kenampakan	: Padatan berwarna putih

b. Sifat – Sifat Kimia

Rumus kimia	: Al ₂ O ₃
Berat Molekul	: 101,96 g/mol
Berat jenis	: 3,95 g/cm ³
Titik didih	: 2977 °C
Titik leleh	: 2072 °C

6. MDEA

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

pompa). MDEA juga tidak mudah terdegradasi baik secara thermal maupun chemical.

Bentuk fisik	: liquid
Warna	: kuning muda, transparan
Titik didih	: 246-248 °C
Titik nyala	: 126 °C
Titik beku	: -21 °C
Tekanan uap	: < 0,01 mmHg (20 °C)
Specific Gravity	: 1,041 pada 20 °C
pH	: 11,5
Kelarutan	: dapat bercampur dengan air
Berat jenis	: 1,04 g/mL (20 °C)
Stabilitas dan reaktivitas	: Stabil pada temperatur dan tekanan normal ^[9]

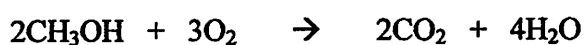
1.4.3. Produk Utama

1. Metanol (CH₃OH)

a. Sifat – Sifat Kimia

Methanol merupakan senyawa alkohol yang paling sederhana. Kereaktifan dari senyawa ini ditentukan oleh gugus fungsionalnya. Beberapa contoh reaksi metanol adalah :

1. Reaksi Pembakaran^[8]



2. Reaksi Oksidasi^[21]



b. Sifat – Sifat Fisik

Methyl alcohol atau yang lebih dikenal dengan metanol (CH₃OH) merupakan salah satu bahan kimia organik yang sangat penting. Metanol pada suhu kamar berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan daripada etanol).^[8]

Tabel 1.4.3.1. Sifat – Sifat Fisik Metanol [21]

Sifat – Sifat Fisik	Nilai
Titik didih, °C	64,7
Titik kritis, °C	239,43
Tekanan kritis, kPa	8096
Volume kritis, mL/mol	118
Nilai kritis dari compressibility factor	0,224
Panas pembentukan(liquid) pada 25°C,kJ/mol	-239,03
Energi bebas pembentukan (liquid) pada 25°C,kJ/mol	-166,81
Panas fusi, J/g	103
Panas penguapan pada titik didih, J/g	1129
Panas pembakaran (gross) pada 25°C,J/g	22.662
<i>Flammable limit</i> di udara, vol %	
Lower	6,0
Upper	36
Temperatur <i>autoignition</i> , °C	464
Flash point,closed cup, °C	11
Tegangan permukaan, pada 25°C, mN/m	22,1
Specific heat dari uap pada 25°C, J/(gK)	1,370
Specific heat dari liquid pada 25°C, J/(gK)	2,533
Tekanan uap pada 25°C, kPa	16,96
Kelarutan dalam air	Larut
Densitas pada 25°C, g/ml	0,7866
Indeks refraktif, n_D	1,3284
Viskositas liquid pada 25°C, mPas(=cP)	0,541
Konstanta dielektrik pada 25°C	32,7
Konduktivitas panas pada 25°C, W/(mK)	0,202

1.5. Penentuan Kapasitas Produksi

Pabrik rencananya akan didirikan pada tahun 2014. Untuk menentukan kapasitas produksi tersebut, terlebih dahulu harus diketahui pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor dan impor dari data-data yang ada. Sehingga perkiraan kapasitas produksi pada tahun 2014 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$KP = (E+K) - (P+I)$$

Dimana: KP : kapasitas produksi pada tahun 2014

E : ekspor pada tahun 2014

K : konsumsi pada tahun 2014

P : produksi pada tahun 2014

I : impor pada tahun 2014

Tabel 1.5.1. Perkembangan Metanol Indonesia (satuan ton)

(sumber BPS 2011)

Tahun	Produksi	Ekspor	Impor	Konsumsi
2004	887.835	589.729	83.209	381.315
2005	990.000	641.071	46.592	395.521
2006	990.000	524.814	31.027	496.213
2007	938.400	479.821	63.674	573.854
2008	656.880	621.352	68.431	103.959
Pertumbuhan rata-rata	-0,4619	0,0632	-0,2956	-0,5547

Dari tabel persentase perkembangan industri metanol indonesia di atas, dapat di prediksi perkembangan metanol indonesia pada tahun 2014 berdasarkan persamaan :

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

Dimana: F : nilai pada tahun ke-n

P : nilai pada tahun awal

n : selisih antara tahun awal dengan tahun prediksi

i : pertumbuhan rata-rata

Contoh perhitungan produksi pada tahun 2014 :

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

$$= 656.880 (1 - 0,4619)^5$$

$$= 29.607 \text{ ton/tahun}$$

Dengan menggunakan perhitungan di atas dapat diprediksikan kapasitas ekspor, impor dan konsumsi pada tahun 2014 sebagai berikut :

Tabel 1.5.2. Perkiraan Perkembangan Metanol di Indonesia Tahun 2014 dalam ton/tahun

Tahun	Produksi	Ekspor	Impor	Konsumsi
2014	29.607	621.353	68.277	98.499

Dari hasil prediksi perkembangan metanol indonesia pada tabel di atas dapat ditentukan kebutuhan pasar indonesia dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 KP &= (E+K) - (P+I) \\
 &= (621.353 + 98.499) - (29.607 + 68.277) \\
 &= 621.968 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Pabrik methanol dari batubara ini direncanakan memasok 35% kebutuhan pasar pada tahun 2014 sehingga diperoleh kapasitas produksi :

$$KP = 0,35 \times 621.968 = 217688,8 \text{ ton/tahun.}$$

Maka kapasitas produksi yang akan direncanakan adalah 217.700 ton/tahun.

Dengan menggunakan perhitungan di atas dapat diprediksikan kapasitas ekspor, impor dan konsumsi pada tahun 2014 sebagai berikut :

Tabel 1.2.2. Perkiraan Perkembangan Metanol di Indonesia Tahun 2014 dalam

Tahun	Produksi	Ekspor	Impor	Konsumsi
2014	39.607	621.323	68.277	98.499

Dari hasil prediksi perkembangan metanol Indonesia pada tabel di atas dapat ditentukan kebutuhan pasar Indonesia dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 KP &= (E+K) - (P+I) \\
 &= (621.323 + 98.499) - (39.607 + 68.277) \\
 &= 621.908 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Pabrik metanol dari batubara ini direncanakan memasok 35% kebutuhan pasar pada tahun 2014 sehingga kapasitas produksi :

$$KP = 0.35 \times 621.908 = 217.668.8 \text{ ton/tahun}$$

Maka kapasitas produksi yang akan direncanakan adalah 217.700 ton/tahun.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Seleksi Proses

Pada proses pembuatan metanol dari batubara hanya terdiri dari satu proses, yaitu Proses Gasifikasi Batubara. Gasifikasi batubara merupakan proses dimana batubara dari bentuk padatan dikonversi menjadi syngas yang terdiri dari karbon dan karbon monoksida di dalam bermacam – macam rasio melalui oksidasi parsial, oksidan itu bisa berupa oksigen murni, udara, dan atau steam. ^[19]

2.1.1. Proses Gasifikasi

Proses gasifikasi terbagi menjadi 3, yaitu :

1. Pirolisis atau Devolatilisasi

Terjadi pemanasan partikel batubara, produk yang dihasilkan dari proses ini antara lain light gas, tar, dan char. Komposisi dari produk pirolisis bergantung pada beberapa faktor antara lain suhu masuk feed dan tingkat pemanasan. ^[12]

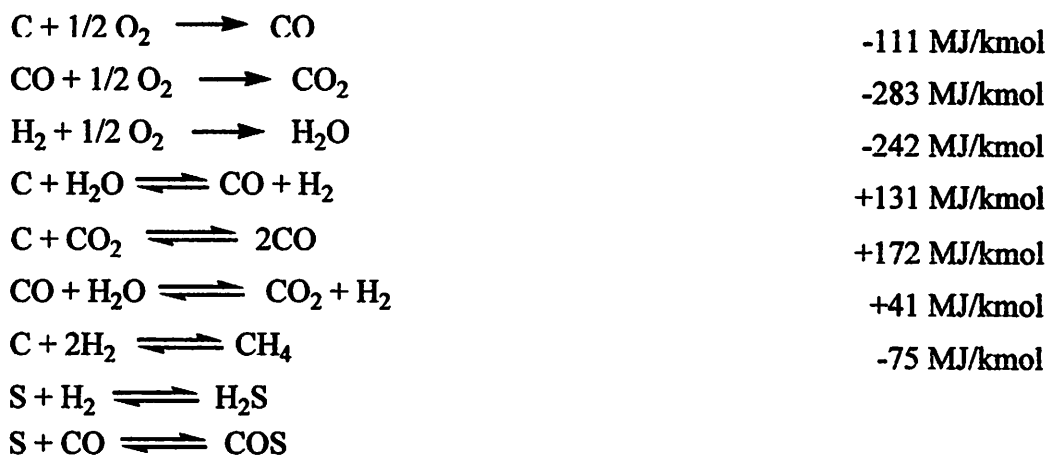
2. Pembakaran

Pada proses ini terjadi reaksi yang paling penting didalam gasifier, pada kenyataannya semua energi termal diperlukan untuk reaksi endotermik.

3. Gasifikasi

Melibatkan satu rangkaian reaksi endotermik yang didukung oleh panas dari reaksi pembakaran diatas.

Reaksi yang terdapat pada proses gasifikasi adalah sebagai berikut :^[19]



BAB II SELEKSI DAN URUTAN PROSES

2.1. Seleksi Proses

Pada proses pembuatan mananol dari babunan banyak terdiri dari satu proses. yaitu Proses Gasifikasi Babunan. Gasifikasi babunan merupakan proses dimana babunan dari bentuk padatan dikoversi menjadi syngas yang terdiri dari karbon dan karbon monoksida di dalam furnace -- macam reasi melalui oksidasi parsial. oksidan itu bisa berupa oksigen murni, udara dan air steam.^[1]

2.1.1. Proses Gasifikasi

Proses gasifikasi terbagi menjadi 2, yaitu :

1. Pirolysis atau Devolatilisasi

Terjadi pemanasan partikel babunan, produk yang dihasilkan dari proses ini antara lain light gas, tar dan char. Komposisi dari produk pirolysis bergantung pada beberapa faktor antara lain suhu masuk feed dan tingkat pemanasan.^[1]

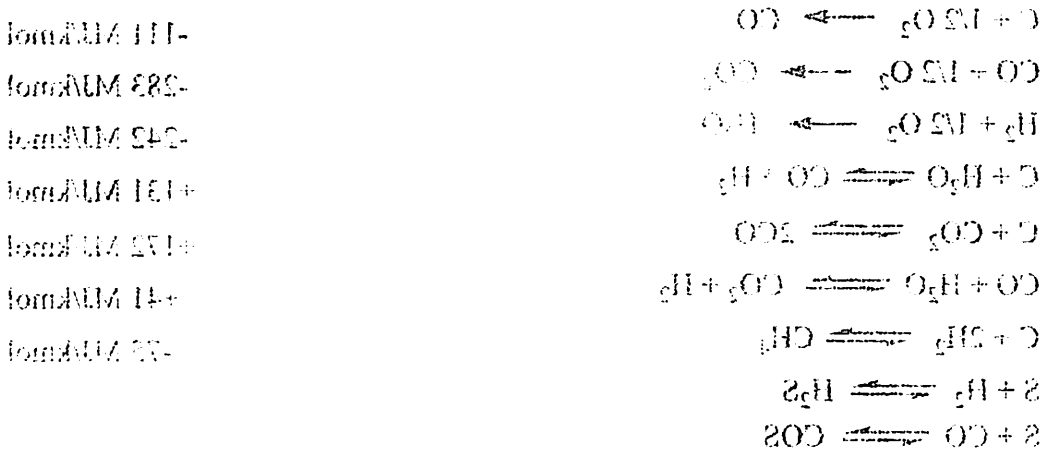
2. Pembakaran

Pada proses ini terjadi reaksi yang paling penting dibidang gasifier, pada kenyataannya semua energi termal diperolehkan untuk reaksi endotermik.

3. Gasifikasi

Melibatkan satu rangkaian reaksi endotermik yang didukung oleh panas dari reaksi pembakaran diatas :

Reaksi yang terbagi pada proses gasifikasi adalah sebagai berikut:^[1]

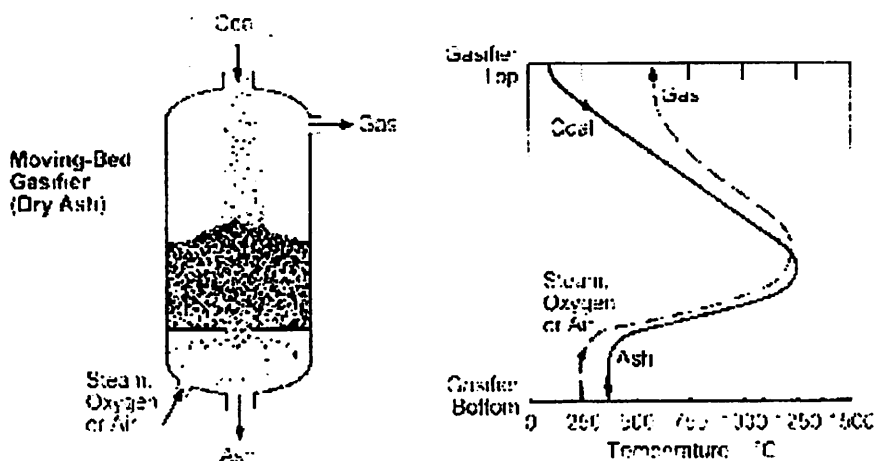


2.1.2. Jenis Gasifier

Ada 3 macam gasifier yang biasa digunakan dalam proses gasifikasi batubara, yaitu moving bed, fluidized bed dan entrained-flow.

a. Moving Bed

Di dalam reaktor unggun tetap, feed akan mengalir ke bawah (turun) sedangkan gas dapat mengalir ke atas (counter-current). Di dalam aliran counter-current, gas keluaran reaktor memiliki banyak kandungan tar. Keuntungan penggunaan reaktor ini adalah sederhana dengan proses yang lebih murah dan dapat menangani biomassa yang memiliki kandungan air dan material anorganik tinggi (misalnya sampah kota). Sedangkan kekurangan utama dari penggunaan gasifier jenis ini adalah kandungan tar yang mencapai 10-20% berat, sehingga dibutuhkan proses pembersihan gas yang lebih ekstensif sebelum dilanjutkan ke unit operasi lainnya.

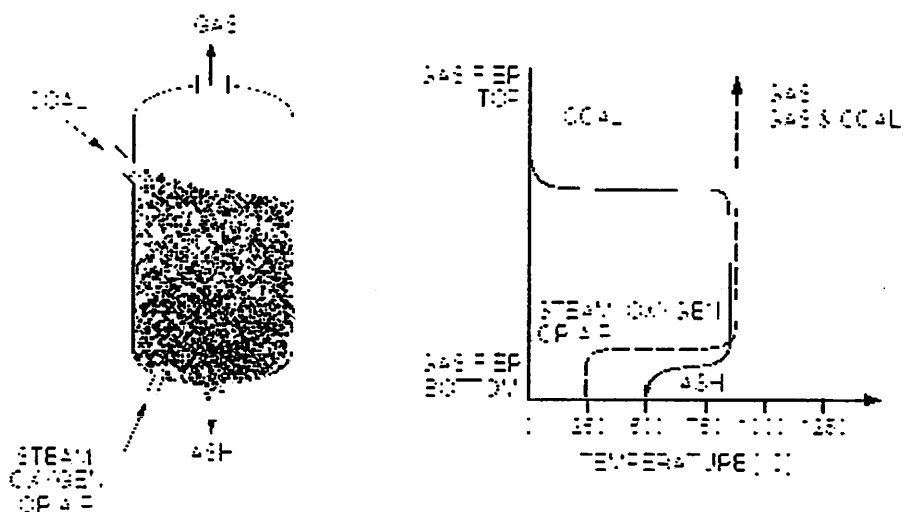


Gambar 2.1.2.1. Moving Bed Gasifier

b. Fluidized Bed

Terdapat 2 (dua) jenis pengoperasian reaktor unggun terfluidakan yaitu bubbling fluidized bed (BFB) dan circulating fluidized bed (CFB). Di dalam reaktor ini, aliran gas mengalir ke atas melalui unggun yang terdiri atas material granuler yang bebas bergerak (misalnya pasir). Kecepatan aliran gas harus cukup tinggi untuk menjaga agar pasir tetap berada pada kondisi terfluidisasi. Gas yang digunakan umumnya adalah udara, oksigen, ataupun steam. Jenis reaktor unggun terfluidakan memiliki keunggulan dalam hal pencampuran yang baik serta perpindahan massa dan panas yang baik pula. Gasifikasi yang dijalankan pada reaktor jenis ini sangat efisien dan umumnya dapat

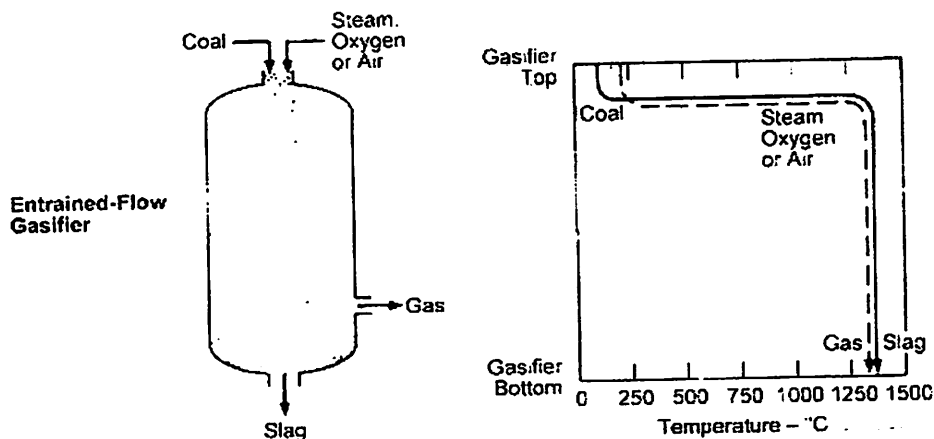
mencapai konversi karbon 95-99%. Debu yang terbawa oleh gas dipisahkan menggunakan cyclone.



Gambar 2.1.2.2. Fluidized Bed Gasifier

c. Entrained Flow

Entrained bed gasifier merupakan bejana horisontal yang beroperasi pada tekanan atmosfer atau sedikit lebih tinggi dari tekanan atmosfer. Pengoperasian pada tekanan tinggi menyebabkan kandungan tar dan minyak dalam gas hasil produksi sedikit atau tidak ada sama sekali. Gasifier jenis ini dapat dioperasikan pada temperatur rendah untuk menjaga abu agar tetap dalam keadaan padatan kering atau juga dapat dioperasikan pada temperatur di atas titik lebur abu sehingga abu yang dihasilkan berbentuk lelehan cair. Reaktor ini memiliki beberapa kelebihan, antara lain tidak terlalu memperhatikan karakteristik bahan baku, namun kekurangan dari gasifier ini adalah oksigen yang dibutuhkan lebih banyak dan pengoperasian gasifier ini sangat rumit.



Gambar 2.1.2.3. Entained Flow Gasifier

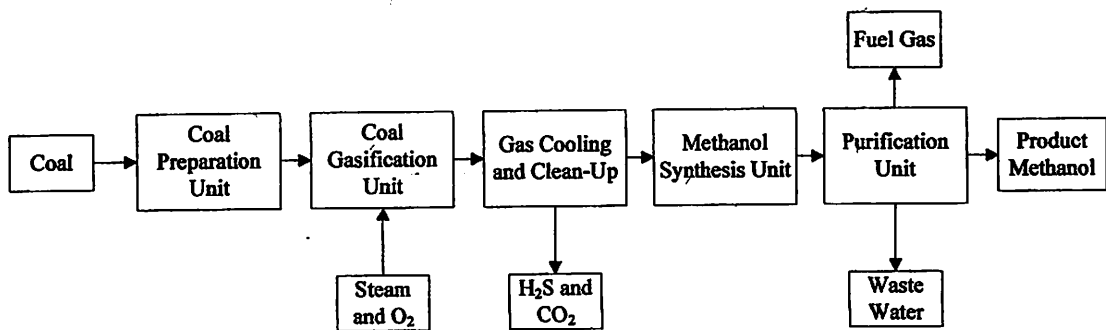
Tabel 2.1.2.1. Perbandingan Gasifier Untuk Gasifikasi Batubara [19]

Jenis Gasifier	Moving Bed	Fluidized Bed	Entrained Bed
Toleransi jenis umpan	Batubara kualitas rendah	Batubara kualitas rendah dan menengah	Semua jenis batubara
Ukuran Partikel	6-50 mm	< 6mm	≤ 100 μm
Kapasitas penggunaan	Skala kecil	Skala menengah	Skala besar
Suhu reaksi	1090 °C	800-1000 °C	>1990 °C
Suhu keluaran	450-650 °C	800-1000 °C	>1260 °C
Kebutuhan steam	Tinggi	sedang	rendah
Kebutuhan oksigen	Rendah	sedang	tinggi
Konversi karbon	99%	97%	99%
Produksi Metana	Tinggi	Sedang	Sedikit

Dari perbandingan di antara ketiga metode gasifier tersebut, dengan mempertimbangkan bahwasanya pada gasifikasi batubara ini dilakukan untuk skala industri maka pada gasifikasi batubara ini digunakan gasifier tipe fluidized bed karena kebutuhan steam, suhu keluaran gas yang dibutuhkan tidak terlalu tinggi dan mampu meningkatkan kualitas bahan bakar bernilai rendah.

2.2. Uraian Proses

Proses pembuatan metanol dapat diuraikan menjadi 6 bagian utama yaitu Unit Preparasi Batubara, Unit Gasifikasi Batubara, Unit Pembersihan Syngas, Unit Sintesa Metanol, Unit Pemurnian Metanol, dan Penanganan Produk.



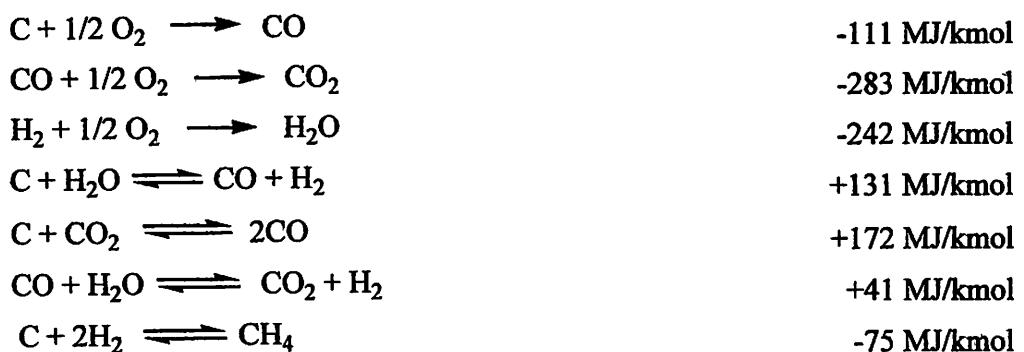
Gambar 2.2.1. Blok Diagram Proses Pembuatan Metanol dari Batubara ^[17]

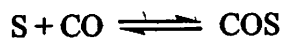
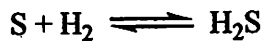
2.2.1. Persiapan Bahan Baku

Sebelum masuk ke proses gasifikasi, batubara mengalami proses penanganan awal yaitu grinding. Batubara dari Storage (F-111) diangkut melalui Belt conveyor (J-112A) dilanjutkan dengan Bucket elevator (J-112B) menuju Ball mill (C-113). Didalam alat tersebut terjadi proses penghancuran batubara sampai ukuran partikel yang diinginkan (sekitar 0,1 mm). Setelah dari unit ball mill, batubara yang telah halus dimasukkan ke dalam Screening (H-114) untuk memisahkan batubara yang berukuran 0,1 mm dengan partikel yang kasar. Partikel yang berukuran 0,1 mm masuk ke dalam Tangki penampungan sementara (F-115).

II.2.1 Gasifikasi

Setelah ditampung sementara pada Bin (F-115), kemudian partikel halus batubara dimasukkan dalam Reaktor Gasifikasi (R-110) dengan menggunakan Screw conveyor (J-112C). Pada reaktor ini terjadi reaksi antara batubara dengan O₂ dan steam menghasilkan syngas. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



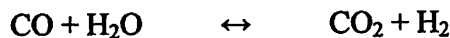


Gasifier yang digunakan berjenis fluidized bed yang berkerja pada kondisi temperatur 900 °C dan tekanan 30 bar. Sebelum masuk reaktor, O₂ dinaikkan suhunya dengan Heater (E-117) sampai temperatur 481 °C kemudian dikompresi dengan Kompresor (G-118) sampai tekanan 30 bar. Karbon (char) yang tidak bereaksi pada zona gasifikasi dan semua ash turun di bagian bawah, sedangkan syngas yang keluar dari gasifier dengan suhu 900 °C akan dimanfaatkan untuk menghasilkan steam pada WHB (E-121) sehingga syngas temperaturnya turun menjadi 300 °C.

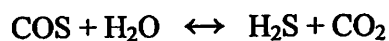
2.2.2. Gas Clean Up And Conditioning

Syngas yang dihasilkan oleh gasifier masih mengandung berbagai 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 adalah seperti H₂S dan COS. Selain itu juga perlu untuk mengatur komposisi dari CO₂ yang akan masuk ke reaktor dengan cara mengabsorpsi sebagian CO₂ sehingga nantinya di reaktor metanol dihasilkan produk yang lebih murni. Unit pembersihan syngas antara lain adalah WGS (Water Gas Shift reactor), COS hidrolisis dan Kolom Absorber.

Setelah masuk WHB, selanjutnya syngas masuk ke dalam WGS Reactor (R-120). WGS reactor yang beroperasi pada suhu 300 °C dan tekanan 30 bar berfungsi untuk meningkatkan ratio H₂ : CO agar sesuai dengan komposisi yang diinginkan (dimana optimal untuk sintesa metanol perbandingan H₂:CO = 2:1) dengan mengkonversi CO sesuai reaksi berikut :



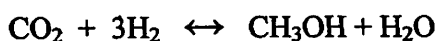
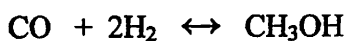
Kemudian senyawa COS yang terdapat dalam syngas dikonversi menjadi H₂S dengan cara direaksikan dengan H₂O dalam reaktor COS Hidrolisis (R-130), seluruh COS yang terbentuk akan dikonversi menjadi H₂S karena solvent dalam kolom absorpsi untuk memisahkan senyawa sulfur lebih selektif terhadap senyawa dalam bentuk H₂S daripada COS. Reaksi yang terjadi dalam COS hidrolisis reaktor :



Syngas kemudian dikompresi pada Kompresor (G-141) dari tekanan 30 bar sampai tekanan 73 bar, kemudian dilanjutkan dengan mendinginkan syngas pada Cooler (E-142) sehingga suhu turun menjadi 58 °C. Setelah semua sulfur terdapat dalam bentuk senyawa H₂S, kemudian dilakukan proses pemisahan H₂S dan CO₂ dengan mengabsorbnya di dalam Kolom Absorber (D-146). Solvent yang digunakan pada kolom adalah MDEA 45% dengan kondisi operasi 73 bar dan 58 °C yang dialirkan menggunakan Pompa (L-144) kemudian dipanaskan di dalam Heater (E-145). Tujuan dari pemisahan CO₂ ini agar tidak mengganggu reaksi kesetimbangan yang berlangsung dalam reaktor, sedangkan H₂S dihilangkan dengan tujuan untuk mencegah keracunan katalis dalam reaktor sehingga syngas benar-benar bebas dari komponen yang tidak diinginkan. Selanjutnya Syngas yang bebas dari kandungan H₂S dialirkan menuju Heater (E-147) untuk menaikkan suhunya menjadi 250 °C.

2.2.3. Sintesa Metanol

Setelah dipanaskan di Heater (E-147) hingga mencapai suhu 250 °C. Untuk selanjutnya syngas dimasukkan ke dalam Reaktor Sintesa Metanol (R-140). Reaktor ini berupa *multi tubular fixed bed reaktor* menggunakan katalis CuO-ZnO yang bekerja pada suhu 250 °C dan tekanan 73 bar. Proses sintesa metanol bertujuan untuk mengkonversi syngas (CO dan H₂) menjadi metanol dengan bantuan katalis dan terjadi pada temperatur tinggi pada reaktor. Reaksi yang terjadi pada reaktor metanol adalah sebagai berikut :



Reaksi pertama adalah reaksi utama dalam sintesa metanol. Sedangkan reaksi kedua adalah reaksi samping. Reaksi di atas adalah eksotermis dan panas reaksi harus cepat dipindahkan untuk melindungi katalis dan mencegah reaksi samping yang tidak diinginkan. Penghilangan panas paling efektif dengan mensirkulasikan air pendingin yang melewati shell-side reaktor.

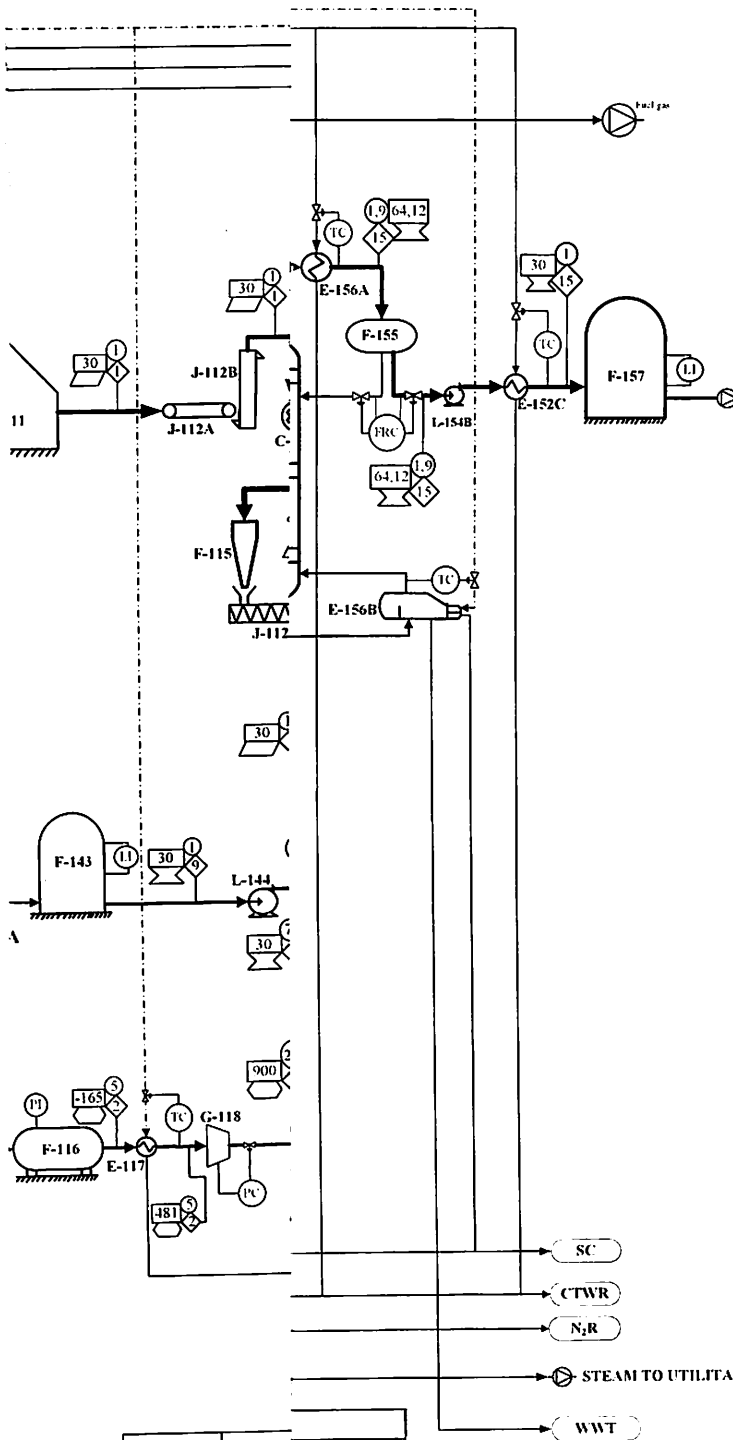
2.2.4. Purifikasi Metanol

Produk yang dihasilkan pada reaktor sintesa metanol kemudian dialirkan menuju ekspander (E-151) untuk menurunkan tekanannya menjadi 1,0132 bar. Hasil ekspansi ini kemudian didinginkan dalam Cooler (E-152A) hingga suhu $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$. Akibatnya terbentuk fase uap dan cair, yang kemudian dialirkan menuju separator (H-414) untuk memisahkan gas-gas seperti CH_4 , CO_2 , CO , H_2 , N_2 , dll sehingga nantinya diharapkan komponen fase liquid keluaran dari separator ini hanya mengandung H_2O dan metanol sehingga akan lebih mudah dipisahkan dalam kolom distilasi.

Produk metanol kemudian dimurnikan dengan menggunakan Kolom Distilasi (D-150) yang beroperasi pada tekanan 1,9796 bar dan suhu $68\text{ }^{\circ}\text{C}$. Sebelum masuk ke dalam Kolom Distilasi, feed dialirkan dengan Pompa (L-154B) menuju Heater (E-152B) untuk menyesuaikan kondisi operasi yang ada pada Kolom Distilasi (D-150). Unit ini bertujuan untuk menghilangkan kandungan air serta inert yang masih terikut dalam metanol.

2.2.5. Penanganan Produk

Penanganan produk metanol bertujuan untuk menyimpan produk pure metanol di dalam tangki penyimpanan (F-157) dengan kondisi operasi $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ tekanan 1,0132 bar. Produk dari kolom distilasi yang keluar dari bagian atas menara, dikondensasikan dalam kondensor (E-156A) dan dikumpulkan sementara dalam akumulator (F-155). Sebagian metanol dikembalikan ke kolom dan sebagian dialirkan menuju Cooler (E-152D) hingga temperatur $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ untuk kemudian ditampung dalam tangki penyimpan metanol (F-157).



20	WWT	WASTE WATER TREATMENT
19	CTWR	COOLING WATER RETURN
18	SC	STEAM CONDENSATE
17	N ₂ R	LIQUID NITROGEN RETURN
16	WP	WATER PROCESS
15	S	STEAM
14	N ₂	LIQUID NITROGEN
13	CTW	COOLING TOWER WATER
12	PI	PRESSURE INDICATOR
11	LI	LEVEL INDICATOR
10	TC	TEMPERATURE CONTROLLER
9	PC	PRESSURE CONTROLLER
8	FC	FLOW CONTROLLER
7	FR	FEED RATIO CONTROLLER
6	[Solid Flow Symbol]	SOLID FLOW
5	[Liquid Flow Symbol]	LIQUID FLOW
4	[Gas Flow Symbol]	GAS FLOW
3	[Temperature Symbol]	TEMPERATURE
2	[Pressure Symbol]	PRESSURE
1	[Diamond Symbol]	STREAM DESIGNATION FOR MATERIAL BALANCE
No	SIMBOL	KETERANGAN

33	F-157	Storage Metanol	2
32	E-156B	Heater	1
31	E-156A	Cooler	1
30	F-155	Akumulatur	1
29	L-154A,B	Pompa	1
28	H-153	Separator	1
27	E-152C	Cooler	1
26	E-152B	Heater	1
25	E-152A	Cooler	1
24	G-151	Ekspander	1
23	D-150	Kolom Distilasi	1
22	E-147	Heater	1
21	D-146	Absorber	1
20	E-145	Heater MDEA	1
19	L-144	Pompa MDEA	1
18	F-143	Storage MDEA	3
17	E-142	Cooler	1
16	G-141	Kompresor	1
15	R-140	Reaktor Sintesa Metanol	1
14	R-130	Reaktor COS	1
13	E-121	Waste Heat Boiler (WHB)	1
12	R-120	Reaktor Water Gas Shift	1
11	G-118	Kompresor	1
10	E-117	Heater O ₂	1
9	F-116	Stogare O ₂	3
8	F-115	Bin Batubara	1
7	H-114	Screen	1
6	C-113	Ball Mill	1
5	J-112C	Screw Conveyor	1
4	J-112B	Bucket Elevator	1
3	J-112A	Belit Conveyor	1
2	F-111	Storage Batubara	1
1	R-110	Reaktor Gasifikasi	1
NO	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH

KOMPONEN	BM	<16>
C	12	-
H	1	-
N	14	-
S	32	-
O	16	-
O ₂	32	0.0000
N ₂	28	-
CO	28	-
CO ₂	44	-
H ₂	2	1736.0000
H ₂ O	18	-
CH ₄	16	-
H ₂ S	34	-
COS	60	-
MDEA	119.17	-
MDEAH	129	-
HCO ₃	60	-
HS	33	5.0000
CH ₃ OH	32	1741.0000
TOTAL	-	-

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLOW SHEET
PRA RENCANA PABRIK METANOL (CH₃OH)
DARI BATUBARA
DENGAN PROSES GASIFIKASI
KAPASITAS 217.700 TON/TAHUN

DIRANCANG OLEH :	DISETUI OLEH : DOSEN PEMBIMBING
Devi Dika Kurniawati Tuti Andhika W.	Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT.

07.14.016
 07.14.026

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 217.700 ton metanol/tahun

Waktu Operasi = 1 tahun = 330 hari

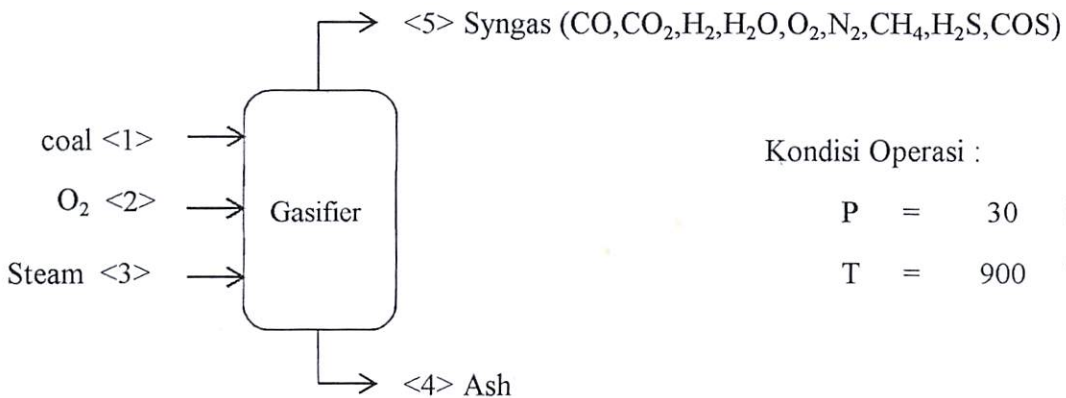
1 hari = 24 jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= \left(\frac{217700}{\text{Tahun}} \right) \times \left(\frac{1.000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}} \right) \\ &= 27.486 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Basis Bahan baku = 38.010 kg/jam

1. Reaktor Gasifier (R-110)

Fungsi : mengubah batubara menjadi syngas

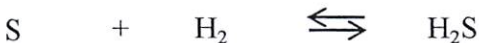
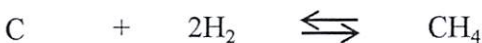
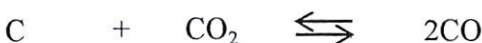
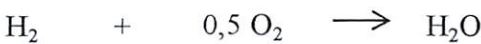
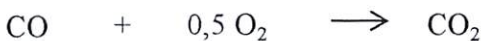


Kondisi Operasi :

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T = 900 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Reaksi yang terjadi :

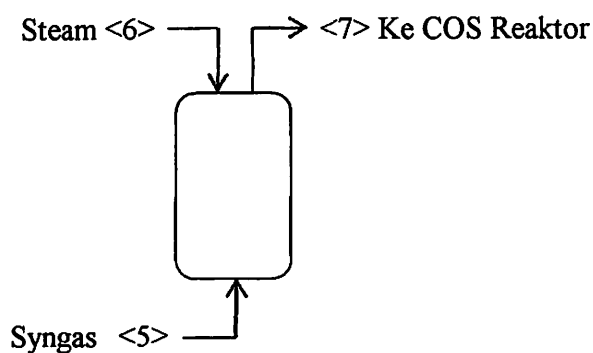


Neraca Massa pada Reaktor Gasifikasi

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
< Aliran 1 >		< Aliran 5 >	
C	28697,5500	CO	54896,9859
H	1938,5100	CO ₂	18940,3830
N	627,1650	H ₂	1247,9304
S	95,0250	H ₂ O	8977,7834
O	6651,7500	O ₂	6651,7500
		N ₂	881,5837
< Aliran 2 >		CH ₄	0,9183
O ₂	50629,3200	H ₂ S	90,8677
N ₂	254,4187	COS	17,8172
< Aliran 3 >		< Aliran 4 >	
Steam	2812,7400	Ash	0,4592
Total	91706,4787	Total	91706,4787

2. Reaktor WGS (R-120)

Fungsi : meningkatkan rasio antara H₂ dan CO

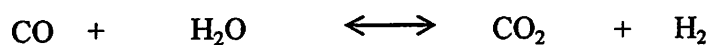


Kondisi Operasi :

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T = 300 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Reaksi yang terjadi :

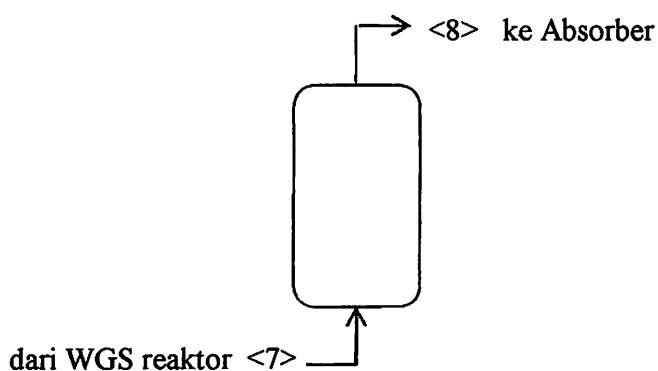


Neraca Massa pada Reaktor WGS

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	< Aliran 5 >	< Aliran 6 >	< Aliran 7 >
CO	54896,9859	-	24122,6707
CO ₂	18940,3830	-	67300,0211
H ₂	1247,9304	-	3446,0958
H ₂ O	8977,7834	-	1741,2656
O ₂	6651,7500	-	6651,7500
N ₂	881,5837	-	881,5837
CH ₄	0,9183	-	0,9183
H ₂ S	90,8677	-	90,8677
COS	17,8172	-	17,8172
Steam	-	12546,9706	-
Total	104252,9901		104252,9901

3. Reaktor COS Hidrolisis (R-130)

Fungsi : mengubah COS menjadi H₂S dengan menggunakan katalis

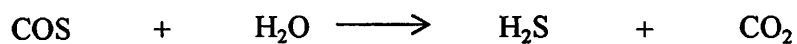


Kondisi Operasi :

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T = 300 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Reaksi yang terjadi :

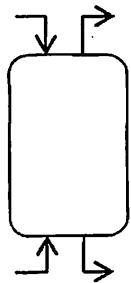


Neraca Massa pada Reaktor COS Hidrolisis

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	< Aliran 7 >	< Aliran 8 >
CO	24122,6707	24122,6707
CO ₂	67300,0211	67313,0871
H ₂	3446,0958	3446,0958
H ₂ O	1741,2656	1735,9205
O ₂	6651,7500	6651,7500
N ₂	881,5837	881,5837
CH ₄	0,9183	0,9183
H ₂ S	90,8677	100,9641
COS	17,8172	0,0
Total	104252,9901	104252,9901

4. Kolom Absorber (D-146)

Fungsi : memisahkan CO₂ dan H₂S

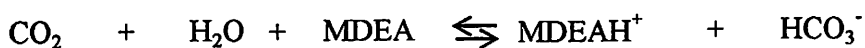
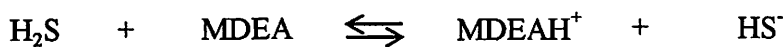
Solvent in <9>  <11> Sweet Gas

Gas in <8>  <10> Solvent out

Kondisi Operasi : P = 73 bar

T = 58 °C

Reaksi yang terjadi :



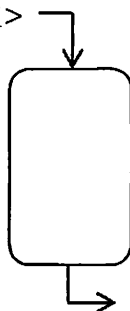
Neraca Massa pada Absorber

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	< Aliran 8 >	< Aliran 9 >	< Aliran 10 >	< Aliran 11 >
CO	24122,6707	-	-	24122,6707
CO ₂	67313,0871	-	-	11,4432
H ₂	3446,0958	-	-	3446,0958
H ₂ O	1735,9205	222901,2245	195368,7338	1735,9205
O ₂	6651,7500	-	-	6651,7500
N ₂	881,5837	-	-	881,5837
CH ₄	0,9183	-	-	0,9183
H ₂ S	100,9641	-	-	0,0
COS	0,0	-	-	0,0
MDEA	-	182373,7291	-	-
MDEAH ⁺	-	-	183906,2815	-
HCO ₃ ⁻	-	-	93304,5517	-
HS ⁻	-	-	97,9945	-
Total	509527,9437		509527,9437	

5. Sintesa Metanol (R-140)

Fungsi : mengkonversi syngas menjadi metanol

dari Absorber <11>

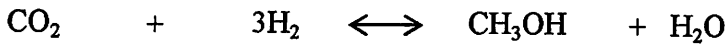
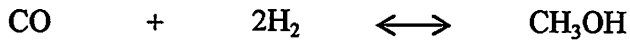


Kondisi Operasi :

$$P = 73 \text{ bar}$$

$$T = 250 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Reaksi yang terjadi :

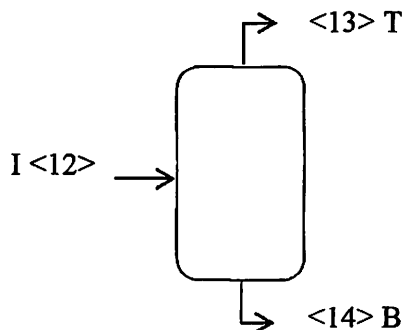


Neraca Massa pada Reaktor Sintesa Metanol

Komponen	Masuk	Keluar
	(kg/jam) < Aliran 7 >	(kg/jam) < Aliran 8 >
CO	24122,6707	24,1227
CO ₂	11,4432	0,1144
H ₂	3446,0958	1,9013
H ₂ O	1735,9205	1740,5550
O ₂	6651,7500	6651,7500
N ₂	881,5837	881,5837
CH ₄	0,9183	0,9183
CH ₃ OH	-	27549,4369
Total	36850,3822	36850,3822

6. Separator (H-153)

Fungsi : untuk memisahkan liquid dari gas yang keluar dari reaktor



Kondisi Operasi :

$$P = 1,01325 \text{ bar}$$

$$T = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dimana: I = Inlet Bahan baku

T = Produk atas separasi

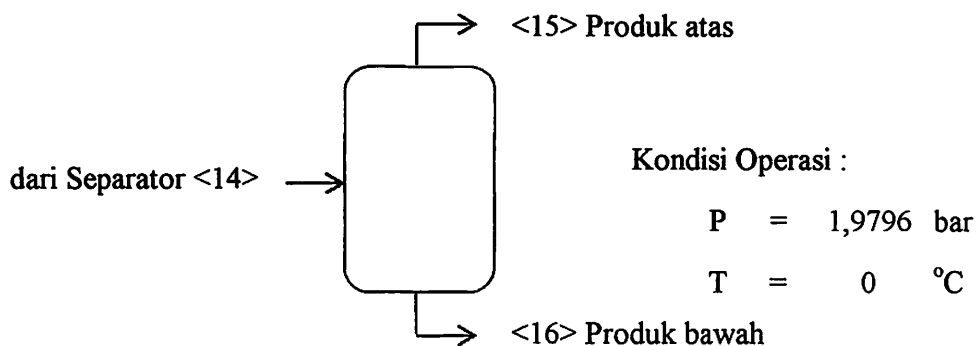
B = Produk bawah separasi

Neraca Massa pada Separator

Komponen	Masuk <Aliran 12> (kg/jam)	Keluar	
		Atas <Aliran 13> (kg/jam)	Bawah <Aliran 14> (kg/jam)
CO	24	24	0
CO ₂	0	0	0
H ₂	2	2	0
H ₂ O	1741	1	1740
O ₂	6652	6624	28
N ₂	882	873	9
CH ₄	1	1	0
CH ₃ OH	27549	99	27450
Total	36851	7624	29227
		36851	

7. Kolom Distilasi (D-150)

Fungsi : memisahkan metanol dengan air

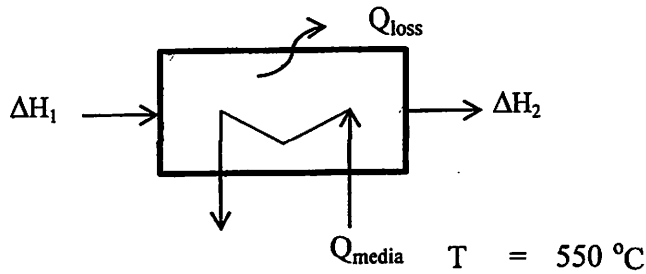


Neraca Massa pada Distilasi

Komponen	Masuk <Aliran 14> (kg/jam)	Keluar	
		Top <Aliran 15> (kg/jam)	Bottom <Aliran 16> (kg/jam)
H₂O	1.740	4	1.736
O₂	28	28	0
N₂	9	9	0
CH₃OH	27.450	27.445	5
Total	29.227	27.486	1.741
		29.227	

BAB IV NERACA PANAS

1. Heater (E-117)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

Q_{media} = Panas dari media pemanas

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam heater

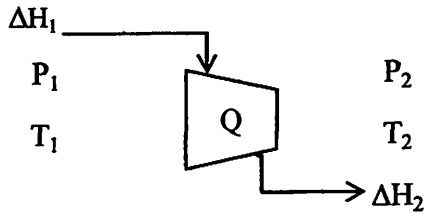
Diketahui : T_1 = Suhu pada feed = $-165,00 \text{ }^\circ\text{C}$ = $108,15 \text{ K}$

T_2 = Suhu pada produk = $481,0 \text{ }^\circ\text{C}$ = $754,14 \text{ K}$

Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	$-8,518\text{E}+06$	ΔH_2	$2,097\text{E}+07$
Q_{media}	$3,059\text{E}+07$	Q_{loss}	$1,104\text{E}+06$
Total	$2,207\text{E}+07$	Total	$2,207\text{E}+07$

2. Kompresor (G-118)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas feed

ΔH_2 = Panas produk

Q = Panas dari kompresor

T = Temperatur

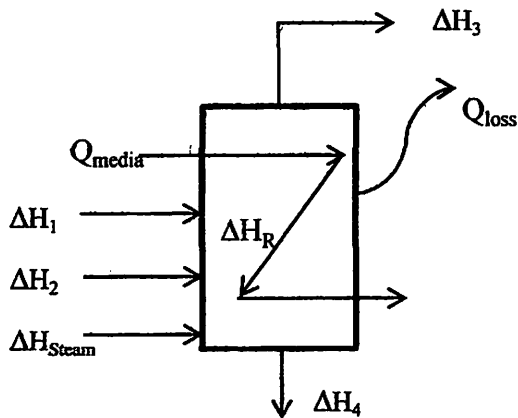
P = Tekanan

Diketahui : T_1 = Suhu pada feed = 481 °C = 754,14 K
 P_1 = Tekanan feed = 5 atm = 5,06625 bar
 P_2 = Tekanan produk = 30 bar = 29,61 atm

Neraca Panas Pada Kompresor

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	2,097E+07	ΔH_2	4,261E+07
Q	2,164E+07		
Total	4,261E+07	Total	4,261E+07

3. Reaktor Gasifier (R-110)



Neraca Panas Total

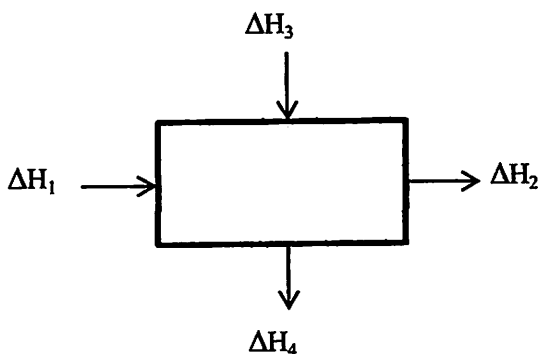
$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_{\text{Steam}} + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{media}}$$

- Dimana :
- ΔH_1 = Panas pada batubara
 - ΔH_2 = Panas pada oksigen
 - ΔH_3 = Panas pada produk atas
 - ΔH_4 = Panas produk bawah
 - ΔH_{Steam} = Panas steam
 - Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin
 - Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam reaktor
 - T_1 = Suhu batubara = 30 °C
 - T_2 = Suhu Oksigen = 900 °C
 - T_3 = Suhu produk atas = 900 °C
 - T_4 = Suhu produk bawah = 900 °C

Neraca Panas Pada Reaktor Gasifikasi

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	2,623E+05	ΔH_3	1,048E+08
ΔH_2	4,261E+07	ΔH_4	3,375E+02
ΔH_{Steam}	7,200E+06	Q_{loss}	2,503E+06
ΔH_R	-6,647E+08	Q_{media}	-7,219E+08
Total	-6,146E+08	Total	-6,146E+08

4. Waste Heat Boiler (E-121)



Neraca Panas Total

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$$

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

ΔH_3 = Panas dari media air

ΔH_4 = Panas dari steam produk

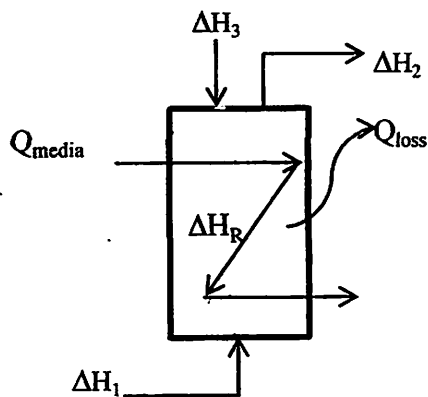
Diketahui :

T_1	= Suhu feed	= 900 °C	= 1173,15 K
T_2	= Suhu produk	= 300 °C	= 573,15 K
T_3	= Suhu air masuk	= 27 °C	= 300,15 K
T_4	= Suhu Steam produl	= 550 °C	= 823,15 K

Neraca Panas Pada Water Heat Boiler

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	1,048E+08	ΔH_2	3,065E+07
ΔH_3	5,574E+05	ΔH_4	7,472E+07
Total	1,054E+08	Total	1,054E+08

5. WGS Reaktor (R-120)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed masuk

ΔH_2 = Panas pada feed keluar

ΔH_3 = Panas pada steam

ΔH_R = Panas akibat reaksi

Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam reaktor

T_1 = Suhu feed = 300 °C

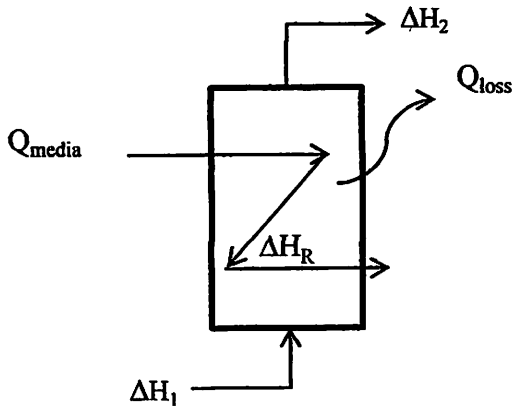
T_2 = Suhu feed keluar = 300 °C

T_3 = Suhu pada steam = 300 °C

Neraca Panas Pada Reaktor WGS

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	3,065E+07	ΔH_2	3,517E+07
ΔH_3	3,212E+07	Q_{loss}	3,138E+06
ΔH_R	-6,354E+07	Q_{media}	-3,908E+07
Total	-7,735E+05	Total	-7,735E+05

6. COS Hidrolisis Reaktor (R-130)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

ΔH_R = Panas akibat reaksi

Q_{media} = Panas dari media

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam reaktor

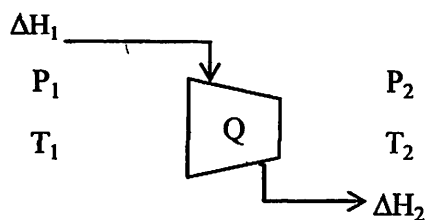
T_1 = Suhu feed = 300 °C

T_2 = Suhu produk = 300 °C

Neraca Panas Pada Reaktor COS Hidrolisis

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	3,517E+07	ΔH_2	3,517E+07
Q_{media}	2,549E+07	ΔH_R	2,246E+07
		Q_{loss}	3,033E+06
Total	6,066E+07	Total	6,066E+07

7. Kompresor (G-141)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas feed

ΔH_2 = Panas produk

Q = Panas dari kompresor

T = Temperatur

P = Tekanan

Diketahui : T_1 = Temperatur feed masuk = 300 °C = 573,15 K

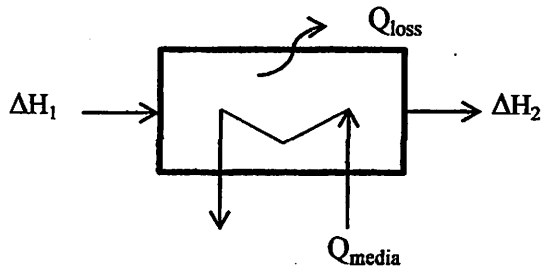
P_1 = Tekanan feed masuk = 30 bar = 29,607 atm

P_2 = Tekanan feed keluar = 73 bar = 72,044 atm

Neraca Panas Pada Kompresor

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	3,5168E+07	ΔH_2	5,371E+07
Q	1,8546E+07		
Total	5,371E+07	Total	5,371E+07

8. Cooler (E-142)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam cooler

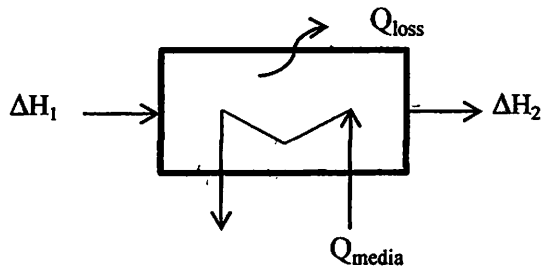
T_1 = Suhu feed = 427,84 °C

T_2 = Suhu produk = 58 °C

Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	5,371E+07	ΔH_2	3,814E+06
		Q_{media}	4,721E+07
		Q_{loss}	2,686E+06
Total	5,371E+07	Total	5,371E+07

9. Heater (E-145)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

Q_{media} = Panas dari media pemanas

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam heater

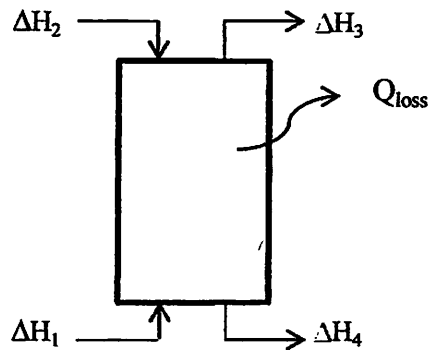
T_1 = Suhu feed = 30 °C

T_2 = Suhu produk = 58 °C

Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	3,296E+06	ΔH_2	2,176E+07
Q_{media}	1,960E+07	Q_{loss}	1,145E+06
Total	2,290E+07	Total	2,290E+07

10. Absorber (D-146)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada gas masuk

ΔH_2 = Panas pada pelarut masuk

ΔH_3 = Panas pada gas produk

ΔH_4 = Panas pada pelarut keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam reaktor

T_1 = Suhu feed masuk = 58 °C

T_2 = Suhu pelarut masuk = 58 °C

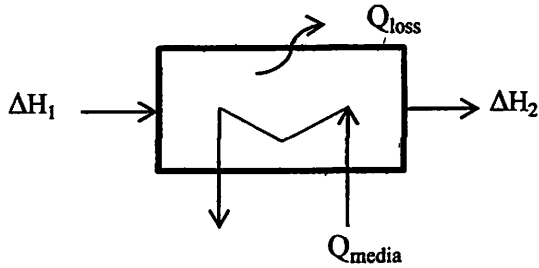
T_3 = Suhu pada gas produk = 58,5 °C

T_4 = Suhu pada pelarut keluar = 58,5 °C

Neraca Panas Pada Absorber

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	3,814E+06	ΔH_3	2,793E+06
ΔH_2	2,176E+07	ΔH_4	2,150E+07
		Q_{loss}	1,279E+06
Total	2,557E+07	Total	2,557E+07

11. Heater (E-147)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

Q_{media} = Panas dari media pemanas

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam heater

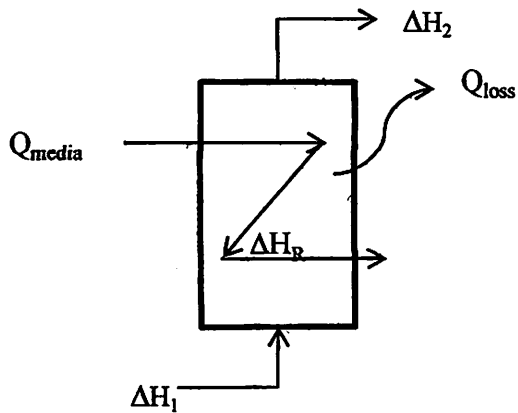
T_1 = Suhu feed = 58,50 °C

T_2 = Suhu produk = 250 °C

Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	2,793E+06	ΔH_2	1,888E+07
Q_{media}	1,708E+07	Q_{loss}	9,938E+05
Total	1,988E+07	Total	1,988E+07

12. Reaktor Sintesa Metanol (R-140)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

ΔH_R = Panas akibat reaksi

Q_{media} = Panas yang diserap media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam reaktor

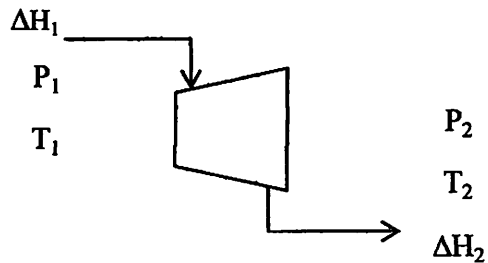
T_1 = Suhu feed = 250 °C

T_2 = Suhu produk = 250 °C

Neraca Panas Pada Reaktor Sintesa Metanol

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	1,888E+07	ΔH_2	7,973E+06
ΔH_R	-9,680E+07	Q_{loss}	9,441E+05
		Q_{media}	-8,684E+07
Total	-7,792E+07	Total	-7,792E+07

13. Ekspander (E-151)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas feed

ΔH_2 = Panas produk

Q = Panas dari ekspander

T = Temperatur

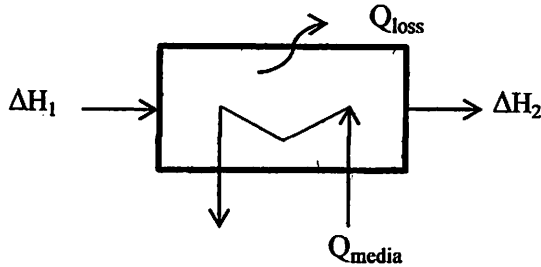
P = Tekanan

Diketahui : T_1 = Suhu feed = 250 °C = 523,15 K
 P_1 = Tekanan feed = 73 bar = 72,0437 atm
 P_2 = Tekanan produk = 1 atm = 1,01325 bar

Neraca Panas Pada Expander

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	7,9734E+06	ΔH_2	1,241E+06
Q	-6,7320E+06		
Total	1,241E+06	Total	1,241E+06

14. Cooler (E-152A)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam cooler

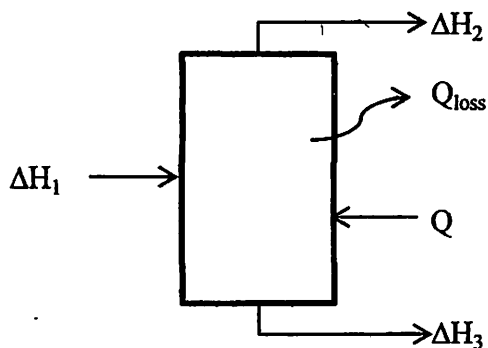
$$T_1 = \text{Suhu feed} = 67,08 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,23 \text{ K}$$

$$T_2 = \text{Suhu produk} = -15 \text{ } ^\circ\text{C} = 258,15 \text{ K}$$

Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	1,241E+06	ΔH_2	-1,080E+06
		Q_{media}	2,259E+06
		Q_{loss}	6,207E+04
Total	1,241E+06	Total	1,241E+06

15. Separator (H-153)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas feed

ΔH_2 = Panas pada top produk

ΔH_3 = Panas pada bottom produk

Q = Panas yang diserap dari udara

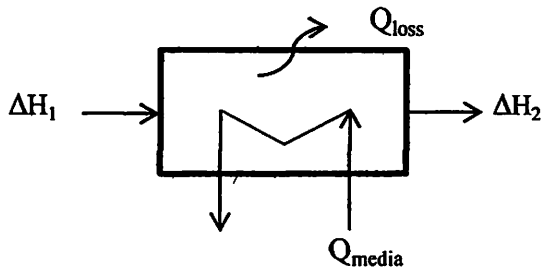
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam separator

T_1 = Suhu feed = -15 °C

Neraca Panas Pada Separator

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	-1,080E+06	ΔH_2	-2,767E+05
Q	-5,685E+04	ΔH_3	-8,035E+05
		Q_{loss}	-5,685E+04
Total	-1,137E+06	Total	-1,137E+06

16. Heater (E-152B)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam heater

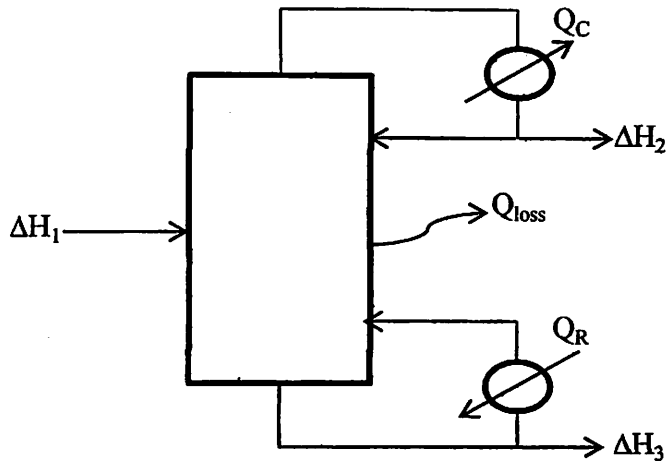
$$T_1 = \text{Suhu feed} = -15,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 258,15 \text{ K}$$

$$T_2 = \text{Suhu produk} = 68 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,15 \text{ K}$$

Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	-8,035E+05	ΔH_2	9,727E+05
Q_{media}	1,827E+06	Q_{loss}	5,120E+04
Total	1,024E+06	Total	1,024E+06

17. Distilasi (D-150)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas pada feed

ΔH_2 = Panas pada top produk

ΔH_3 = Panas pada bottom produk

Q_R = Panas yang diserap dari steam

Q_C = Panas yang diserap pendingin

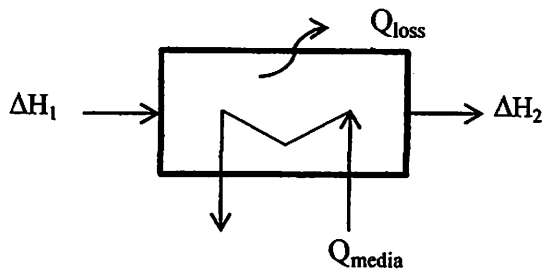
Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam distilasi

T_1 = Suhu feed = 68,00 °C

Neraca Panas Pada Distilasi

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	9,727E+05	ΔH_2	7,583E+05
		ΔH_3	1,257E+06
Q_R	1,168E+06	Q_C	1,790E+04
		Q_{loss}	1,070E+05
Total	2,140E+06	Total	2,140E+06

18. Cooler (E-152C)



Neraca Panas Total

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

Dimana : ΔH_1 = Panas dalam feed

ΔH_2 = Panas dalam produk

Q_{media} = Panas dari media pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang di dalam dingin

Diketahui : T_1 = Suhu feed = 250,00 °C = 523,15 K

T_2 = Suhu produk = 30 °C = 303,15 K

Neraca Panas Pada Cooler

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	7,583E+05	ΔH_2	9,167E+04
		Q_{media}	6,287E+05
		Q_{loss}	3,791E+04
Total	7,583E+05	Total	7,583E+05

BAB V

SPEKIFIKASI ALAT

1. STORAGE BATUBARA (F-111)

Fungsi	:	Menyimpan batubara sebagai bahan baku
Tipe	:	Gudang
Volume gudang	:	22692.5373 m ³
Ukuran	:	panjang = 67.3684 m
		lebar = 33.6842 m
		tinggi = 10 m
Jumlah	:	1 buah

2. BELT CONVEYOR (J-112A)

Fungsi	:	Mengangkut batubara dari storage ke bucket elevator
Tipe	:	Troughet Belt on 20° idler
Bahan	:	Carbon steel
Panjang belt	:	50 in
Lebar belt	:	16 in
Kecepatan	:	86.386 ft/menit
Daya	:	9.34584 HP

3. BUCKET ELEVATOR (J-112B)

Fungsi	:	Mengangkut batubara dari belt conveyor ke hammer mill
Tipe	:	Continous bucket elevator
Bahan	:	Carbon steel
Ukuran bucket	:	203 × 127 × 140 in
Lebar Belt	:	11 in

Tinggi elevator : 25 ft
 Kecepatan : 237.5625 ft/min
 Power : 3.1675 HP

4. BALL MILL (C-113)

Fungsi : *Memperkecil ukuran batubara menjadi ukuran 16 mesh*
 Tipe : Marcy ball mills No. 48 Sieve
 Bahan : Carbon steel
 Ukuran : 5 × 4 ft
 Kecepatan mill : 25.031 rpm
 Daya : 46.3537 HP

5. SCREENING (H-114)

Fungsi : *Menyeragamkan ukuran batubara untuk dimasukkan ke dalam reaktor*
 Tipe : Vibrating screen
 Bahan : Carbon steel
 Luas ayakan : 5760 in²
 Ukuran : 48 × 120 in
 Daya : 4 HP

6. TANGKI PENAMPUNG SEMENTARA (F-115)

Fungsi : *Menampung batubara sebelum masuk ke reaktor gasifikasi*
 Tipe : Bin
 Jumlah : 1
 Bahan konstruksi : SA 283 Grade A
 Dimensi : di = 239.38 in
 do = 240 in

ts	=	1/3	in
t _{hb}	=	7/16	in
h _b	=	119.688	in
L _s	=	693.99	in

7. SCREW CONVEYOR (J-112C)

Fungsi	:	Mengangkut batubara dari bin menuju reaktor gasifikasi
Bahan	:	Carbon steel
Diameter	:	3 in
Panjang	:	30 ft
Kecepatan	:	47.513 rpm
Daya	:	4.2761 HP

8. STORAGE O₂ (F-116)

Fungsi	:	Menyimpan oksigen yang digunakan sebagai bahan baku proses
Tipe	:	Spherical
Bahan konstruksi	:	Plate steel SA-167 Grade 3 Type 304
Jumlah tangki	:	3
Dimensi	:	di = 1106.3761 in
		ts = 3 in
		do = 34.1020 in

9. HEATER (E-117)

Tipe	:	Shell and Tube, Tipe HE : 2-4
Bahan	:	SA-312 Grade TP304
Bagian Shell :		
ID _s (Diameter dalam shell)	=	23 1/4 in

n'	(Jumlah passes pada shell)	=	2	passes
B	(Baffle spacing)	=	16	in
$N + 1$	(Jumlah baffle)	=	30	buah
d_e	(Diameter ekuivalen)	=	0.72	in
c'	(Jarak antara diameter luar tube)	=	1/4	in

Bagian Tube :

d_o	(Diameter luar tube)	=	1	in
n	(Jumlah passes pada tube)	=	4	passes
N_t	(Jumlah tube)	=	232	
a'	(Flow area per tube)	=	0.355	in ²
a''	(Luas permukaan panas)	=	0.2618	ft ² /ft
d_i	(diameter dalam tube)	=	0.67	in
l	(Panjang tube)	=	20	ft
P_T	(Jarak antara sumbu tube)	=	1 1/4	in

10. KOMPRESSOR (G-118)

Fungsi	:	Menaikkan tekanan oksigen sebelum masuk ke reaktor gasifikasi
Tipe	:	Centrifugal
Bahan	:	Steel ASTM A516 Grade 55
Jumlah	:	1
Power	:	190.08 HP

11. REAKTOR GASIFIER (R-110)

Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari batubara menjadi gas sintesa
Tipe	:	Fluidized Bed Gasifier
Jumlah	:	1
Bahan konstruksi	:	Hastelloy C-22

Dimensi	:	di	=	234	in
		do	=	240	in
		ts	=	3	in
		t _{ha}	=	3	in
		h _a	=	39.546	in
		t _{hb}	=	3	in
		h _b	=	67.552	in
		Ls	=	351	in
		icr	=	14 7/16	in
		r	=	180	in
		sf	=	4	in

12. REAKTOR WGS (R-120)

Fungsi	:	Untuk Mengkonversi CO dan H ₂ O menjadi H ₂ dan CO ₂
Tipe	:	Fluidized Bed Gasifier
Bahan	:	Stainless steel, SA-167
Jumlah	:	1
Dimensi	:	di = 63.3 in
		do = 66 in
		ts = 1 3/8 in
		t _{ha} = 1 in
		h _a = 10.689 in
		t _{hb} = 1 in
		h _b = 10.689 in
		Ls = 284.625 in

13. REAKTOR COS HIDROLISIS (R-130)

Fungsi	:	Mengubah komponen COS menjadi H_2S dengan bantuan katalis		
Tipe	:	Fluidized Bed Gasifier		
Jumlah	:	1		
Bahan konstruksi	:	SA-283 Grade B		
Dimensi	:	d_i	=	38.3 in
		d_o	=	40 in
		t_s	=	7/8 in
		t_{ha}	=	1 1/4 in
		h_a	=	6.464 in
		t_{hb}	=	1 1/4 in
		h_b	=	6.464 in
		L_s	=	172.125 in

14. KOMPRESSOR (G-141)

Fungsi	:	Menaikkan tekanan syngas sebelum masuk ke absorber	
Tipe	:	Centrifugal	
Bahan	:	Steel ASTM A516 Grade 55	
Jumlah	:	1	
Power	:	365.50	HP

15. COOLER (E-142)

Tipe	:	Shell and Tube, Tipe HE : 2-4	
Bahan	:	SA-312 Grade TP304	
Bagian Shell :			
ID_s	(Diameter dalam shell)	=	37 in
n'	(Jumlah passes pada shell)	=	2 passes

B	(Baffle spacing)	=	30	in
$N+1$	(Jumlah baffle)	=	16	buah
d_e	(Diameter ekivalen)	=	0.73	in
c'	(Jarak antara diameter luar tube)	=	1/4	in

Bagian Tube :

d_o	(Diameter luar tube)	=	3/4	in
n	(Jumlah passes pada tube)	=	4	passes
N_t	(Jumlah tube)	=	1,044	buah
a'	(Flow area per tube)	=	0.182	in ²
a''	(Luas permukaan panas)	=	0.1963	ft ² /ft
d_i	(diameter dalam tube)	=	0.482	in
l	(Panjang tube)	=	20	ft
P_T	(Jarak antara sumbu tube)	=	1	in

16. STORAGE MDEA (F-143)

Fungsi	:	Menyimpan MDEA yang akan digunakan dalam proses absorpsi		
Tipe	:	Centrifugal		
Jumlah	:	3		
Bahan konstruksi	:	SA 167 Grade 3		
Dimensi	:	d_i	=	239.25 in
		d_o	=	240.00 in
		ts	=	3/8 in
		t_{ha}	=	3/8 in
		h_a	=	40.433 in
		Ls	=	706.07 in
		icr	=	14 7/16 in

$$r = 180 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

17. POMPA MDEA (L-144)

Fungsi : untuk mengalirkan larutan MDEA menuju kolom absorber

Tipe : reciprocating

Bahan Konstruksi : commercial steel

Kapasitas : 645.5327 gpm

Ukuran pipa : 8.625 in Sch = 40

Daya : 452.4 HP

Jumlah : 1 buah

18. HEATER (E-145)

Fungsi : Menaikkan suhu larutan MDEA sebelum masuk absorber

Tipe : Shell and Tube, Tipe HE : 2 - 4

Bahan : SA-312 Grade TP304

Bagian Shell :

$$ID_s \text{ (diameter dalam shell)} = 12 \text{ in}$$

$$n' \text{ (jumlah passes pada shell)} = 2 \text{ passes}$$

$$B \text{ (baffle spacing)} = 6 \text{ in}$$

$$N + 1 \text{ (Jumlah baffle)} = 64 \text{ buah}$$

$$d_e \text{ (diameter ekivalen)} = 0.72 \text{ in}$$

$$c' \text{ (Jarak antara diameter luar tube)} = 1/4 \text{ in}$$

Bagian Tube :

$$d_o \text{ (diameter luar tube)} = 1 \text{ in}$$

$$n \text{ (jumlah passes pada tube)} = 4 \text{ passes}$$

N_t	(Jumlah tube)	=	52	
a'	(flow area per tube)	=	0.355	in^2
a''	(luas permukaan panas)	=	0.2618	ft^2/ft
d_i	(diameter dalam tube)	=	0.67	in
l	(panjang tube)	=	16	ft
P_T	(Jarak antara sumbu tube)	=	1 1/4	in

19. KOLOM ABSORBER (D-146)

Fungsi : Mengubah komponen COS menjadi H_2S dengan bantuan katalis

Jumlah : 1

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-353

Dimensi	d_i	=	72.5	in
	d_o	=	78	in
	t_s	=	2 3/4	in
	t_{ha}	=	2 1/2	in
	h_a	=	18.777	in
	t_{hb}	=	2 1/2	in
	h_b	=	18.777	in
	L_s	=	300.000	in

20. HEATER (E-147)

Tipe : Shell and Tube, Tipe HE : 2 - 4

Bahan : SA-312 Grade TP304

Bagian Shell :

ID_s	(diameter dalam shell)	=	23.25	in
n'	(jumlah passes pada shell)	=	2	passes
B	(baffle spacing)	=	12	in
$\frac{N+1}{1}$	(Jumlah baffle)	=	32	buah

28. CONDENSER (E-156A)

Tipe	:	Horizontal condenser			
Bahan	:	SA-312 Grade TP304			
Panjang	:	24	ft		
Jumlah hair pin	:	1	buah		
Ukuran DPHE	:	2 1/2	×	1 1/4	IPS sch. 40
a_{an}	=	2.63	in ²	=	0.02 ft ²
a_p	=	1.50	in ²	=	0.01042 ft ²
d_e	=	2.02	in	=	0.16833 ft
d_e'	=	0.81	in	=	0.0675 ft
d_{op}	=	1.66	in	=	0.13833 ft
d_{ip}	=	1.38	in	=	0.115 ft
a''	=	0.435	ft ² /ft		

29. AKUMULATOR (F-128)

Fungsi	:	Menampung kondensat metanol untuk sementara		
Tipe	:	Horizontal vessel dengan head standard dished		
Jumlah	:	1		
Bahan konstruksi	:	Plate steel SA-283 Grade C		
Dimensi	:	d_i	=	59.63 in
		d_o	=	60.00 in
		t_s	=	3/16 in
		t_{ha}	=	3/16 in
		h_a	=	10.077 in
		L_s	=	178.88 in
		i_{cr}	=	3.5775 in

B	(Baffle spacing)	=	8	in
$N + 1$	(Jumlah baffle)	=	48	buah
d_e	(Diameter ekivalen)	=	0.72	in
c'	(Jarak antara diameter luar tube)	=	1/4	in

Bagian Tube :

d_o	(Diameter luar tube)	=	1	in
n	(Jumlah passes pada tube)	=	2	passes
N_t	(Jumlah tube)	=	55	
a'	(Flow area per tube)	=	0.479	in ²
a''	(Luas permukaan panas)	=	0.2618	ft ² /ft
d_i	(diameter dalam tube)	=	0.782	in
ℓ	(Panjang tube)	=	16	ft
P_T	(Jarak antara sumbu tube)	=	1 1/4	in

24. SEPARATOR (H-153)

Fungsi : untuk memisahkan liquid dari gas yang keluar dari reaktor

Tipe : Fluidized Bed Gasifier

Jumlah : 1

Dimensi	: d_i	=	65.6	in
	d_o	=	66	in
	t_s	=	3/16	in
	t_{ha}	=	3/16	in
	h_a	=	12.800	in
	t_{hb}	=	3/16	in
	h_b	=	12.800	in
	L_s	=	196.875	in

25. POMPA (L-154A)

Fungsi : untuk mengalirkan larutan menuju kolom distilasi
 Tipe : centrifugal
 Bahan Konstruksi : commercial steel
 Kapasitas : 130.1722 gpm
 Ukuran pipa : 5.563 in Sch = 80
 Daya : 2.028 HP
 Jumlah : 1 buah

26. HEATER (E-152B)

Tipe : DPHE
 Bahan : SA-312 Grade TP304
 Panjang : 24 ft
 Jumlah hair pin : 1 buah
 Ukuran DPHE : 4 × 3 IPS sch. 40
 $a_{an} = 3.14 \text{ in}^2 = 0.02 \text{ ft}^2$
 $a_p = 7.38 \text{ in}^2 = 0.05125 \text{ ft}^2$
 $d_e = 1.14 \text{ in} = 0.095 \text{ ft}$
 $d_e' = 0.53 \text{ in} = 0.04417 \text{ ft}$
 $d_{op} = 3.5 \text{ in} = 0.29167 \text{ ft}$
 $d_{ip} = 3.068 \text{ in} = 0.25567 \text{ ft}$
 $a'' = 0.917 \text{ ft}^2/\text{ft}$

27. KOLOM DISTILASI (D-150)

Merupakan alat utama II, perhitungan ada di bab VI

28. CONDENSER (E-156A)

Tipe	:	Horizontal condenser			
Bahan	:	SA-312 Grade TP304			
Panjang	:	24 ft			
Jumlah hair pin	:	1 buah			
Ukuran DPHE	:	2 1/2	×	1 1/4	IPS sch. 40
a_{an}	=	2.63 in ²	=	0.02 ft ²	
a_p	=	1.50 in ²	=	0.01042 ft ²	
d_c	=	2.02 in	=	0.16833 ft	
d_e'	=	0.81 in	=	0.0675 ft	
d_{op}	=	1.66 in	=	0.13833 ft	
d_{ip}	=	1.38 in	=	0.115 ft	
a''	=	0.435 ft ² /ft			

29. AKUMULATOR (F-128)

Fungsi	:	Menampung kondensat metanol untuk sementara		
Tipe	:	Horizontal vessel dengan head standard dished		
Jumlah	:	1		
Bahan konstruksi	:	Plate steel SA-283 Grade C		
Dimensi	:	d_i	=	59.63 in
		d_o	=	60.00 in
		t_s	=	3/16 in
		t_{ha}	=	3/16 in
		h_a	=	10.077 in
		L_s	=	178.88 in
		i_{cr}	=	3.5775 in

$$r = 59.625 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

30. POMPA (L-154B)

Fungsi	:	untuk mengalirkan metanol menuju storage
Tipe	:	centrifugal
Bahan Konstruksi	:	commercial steel
Kapasitas	:	134.8367 gpm
Ukuran pipa	:	5.563 in Sch = 80
Daya	:	1.814 HP
Jumlah	:	1 buah

31. REBOILER (E-156B)

Tipe	:	Mengubah fase cair sebagian komponen BP distilasi menjadi fase uap
Bahan	:	SA-312 Grade TP304
Panjang	:	40 ft
Jumlah hair pin	:	1 buah
Ukuran DPHE	:	2 × 1.3 IPS sch. 40
a_{an}	=	1.19 in ² = 0.01 ft ²
a_p	=	1.50 in ² = 0.01042 ft ²
d_e	=	0.92 in = 0.07625 ft
d_e'	=	0.40 in = 0.03333 ft
d_{op}	=	1.66 in = 0.13833 ft
d_{ip}	=	1.38 in = 0.115 ft
a''	=	0.435 ft ² /ft

32. COOLER (E-152C)

Tipe : Shell and Tube, Tipe HE : 4-8

Bahan : SA-312 Grade TP304

Bagian Shell :

ID_s	(Diameter dalam shell)	=	15.25	in
n'	(Jumlah passes pada shell)	=	4	passes
B	(Baffle spacing)	=	4	in
$N + 1$	(Jumlah baffle)	=	96	buah
d_e	(Diameter ekivalen)	=	0.73	in
c'	(Jarak antara diameter luar tube)	=	1/4	in

Bagian Tube :

d_o	(Diameter luar tube)	=	3/4	in
n	(Jumlah passes pada tube)	=	8	passes
N_t	(Jumlah tube)	=	122	
a'	(Flow area per tube)	=	0.182	in ²
a''	(Luas permukaan panas)	=	0.1963	ft ² /ft
d_i	(diameter dalam tube)	=	0.482	in
l	(Panjang tube)	=	16	ft
P_T	(Jarak antara sumbu tube)	=	1	in

33. STORAGE METANOL (F-157)

Fungsi : Menyimpan produk metanol selama 15 hari

Tipe : Dome Roof

Jumlah : 2

Bahan konstruksi : SA 167 Grade 3

Dimensi : $d_i = 227.50$ in

do	=	228	in
ts	=	1/4	in
t _{ha}	=	1/4	in
h _a	=	38.448	in
Ls	=	441.98	in
icr	=	13 3/4	in
r	=	180	in
sf	=	2	in

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

KOLOM DISTILASI

- Fungsi : Memisahkan metanol dan campurannya dari air
- Kode alat : D-150
- Tipe : *Sieve Tray*
- Prinsip kerja : Kolom distilasi berupa bejana tegak, berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed diumpankan ke kolom yang memiliki plate yang tersusun seri. Dalam operasi normal, uap bergerak ke atas melalui lubang-lubang tray yang terdispersi oleh liquida yang mengalir di atasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquida diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan sebagai distilat.
- Kondisi operasi : Temperatur : 68 °C
Tekanan : 1,9537 atm = 14,0155 psig

Dari data neraca massa dan panas pada App. A dan B diketahui :

- **Feed masuk**

$$\begin{aligned} \text{Rate} &= 29227 \text{ kg/jam} = 64.434,5054 \text{ lb/jam} \\ &= 955,6756 \text{ kmol/jam} \\ \text{Temperatur} &= 68 \text{ °C} \end{aligned}$$

- **Top Product**

$$\begin{aligned} \text{Rate} &= 27486 \text{ kg/jam} = 60.595,1815 \text{ lb/jam} \\ &= 859,0597 \text{ kmol/jam} \\ \text{Temperatur} &= 64,69 \text{ °C} \end{aligned}$$

- **Bottom Product**

$$\begin{aligned} \text{Rate} &= 1741 \text{ kg/jam} = 3.839,3238 \text{ lb/jam} \\ &= 96,6159 \text{ kmol/jam} \\ \text{Temperatur} &= 119,80 \text{ °C} \end{aligned}$$

1. Perancangan Kolom Distilasi

- Menentukan jumlah plate

$$R_m = 0,3491$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,2588$$

$$\begin{aligned} R &= 1,5 \times R_m \\ &= 1,5 \times 0,3491 \\ &= 0,5236 \end{aligned}$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,3437$$

Maka dengan membaca grafik dari Geankoplis 3ed Hal. 688 diperoleh :

$$N_m/N = 0,46$$

Dari App. A dan B diperoleh :

$$\alpha_{LD} = 4,1362 \quad X_{LD} = 0,9983 \quad X_{ID} = 0,0003$$

$$\alpha_{LB} = 3,2434 \quad X_{LB} = 0,0018 \quad X_{HB} = 0,9982$$

$$\begin{aligned} \alpha_{L,av} &= \left(\alpha_{LD} \times \alpha_{LB} \right)^{0,5} \\ &= \left(4,1362 \times 3,2434 \right)^{0,5} \\ &= 3,6627 \end{aligned}$$

$$\frac{X_{LD} \times D}{X_{HD} \times D} = \frac{0,9983 \times 27486}{0,0003 \times 27486} = 3857,46$$

$$\frac{X_{HB} \times B}{X_{LB} \times B} = \frac{0,9982 \times 1741}{0,0018 \times 1741} = 554,56$$

Jumlah plate minimum dapat dihitung dengan pers. 11.7-12 Geankoplis 3rd, Hal 683 :

$$\begin{aligned} N_{min} &= \log \frac{[(X_{LD} \times D/X_{ID} \times D) \times (X_{IIB} \times B/X_{LB} \times B)]}{\alpha_{L,av}} \\ &= \log \frac{3857,46 \times 554,56}{3,6627} \\ &= 5,7664 \approx 6 \text{ buah} \end{aligned}$$

1. Formulasi Kolom Distilasi

- Menentukan jumlah tray

$$R_m = 0.3491$$

$$R_{m+1} = \frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{0.3491}{0.3491 + 1} = 0.2536$$

$$R = 1.2 \times R_m = 1.2 \times 0.3491 = 0.4189$$

$$R_{R+1} = \frac{R}{R + 1} = \frac{0.4189}{0.4189 + 1} = 0.2907$$

Maka dengan membaca grafik dari Geankoplis 3rd Ed. Hal 688 diperoleh :

$$Z_m = 0.40$$

Dari ybp. A dan B diperoleh :

$Z_{mD} = 0.0007$	$Z_{mB} = 0.9982$	$Z_{mD} = 0.0027$	$Z_{mB} = 0.9973$	$Z_{mD} = 0.0018$	$Z_{mB} = 0.9982$	$Z_{mD} = 0.0012$	$Z_{mB} = 0.9988$
$(Z_{mD})^{0.2} = 0.37434$	$(Z_{mB})^{0.2} = 0.4947$	$(Z_{mD})^{0.2} = 0.37434$	$(Z_{mB})^{0.2} = 0.4947$	$(Z_{mD})^{0.2} = 0.37434$	$(Z_{mB})^{0.2} = 0.4947$	$(Z_{mD})^{0.2} = 0.37434$	$(Z_{mB})^{0.2} = 0.4947$
$0.0007 \times 0.37434 = 0.000262$	$0.9982 \times 0.4947 = 0.4938$	$0.0027 \times 0.37434 = 0.001011$	$0.9973 \times 0.4947 = 0.4934$	$0.0018 \times 0.37434 = 0.000674$	$0.9982 \times 0.4947 = 0.4938$	$0.0012 \times 0.37434 = 0.000449$	$0.9988 \times 0.4947 = 0.4939$
$0.000262 + 0.4938 = 0.4941$	$0.001011 + 0.4934 = 0.4944$	$0.000674 + 0.4938 = 0.4945$	$0.000449 + 0.4939 = 0.4943$				

Jumlah tray minimum dapat ditinjau dengan pers. 11.7-12 Geankoplis 3rd Ed. Hal 683 :

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{Z_{mD} \times D}{Z_{mB} \times B} \times \left(\frac{Z_{mD} \times D}{Z_{mB} \times B} \right)^{\frac{1}{\alpha_{AB}}} \right]}{\log \alpha_{AB}}$$

$$= \frac{\log \left[\frac{0.0007 \times 0.9982}{0.0012 \times 0.9988} \times \left(\frac{0.0007 \times 0.9982}{0.0012 \times 0.9988} \right)^{\frac{1}{0.2}} \right]}{\log 0.2907}$$

$$= \frac{\log \left[\frac{0.0007 \times 0.9982}{0.0012 \times 0.9988} \times 0.2907 \right]}{\log 0.2907}$$

$$= 2.5664 \approx 3 \text{ tray}$$

$$\frac{N - N_m}{N+1} = \frac{N_m}{N}$$

$$\frac{N - N_m}{N+1} = 0,46$$

$$N - N_m = 0,46 \times (N+1)$$

$$N - 0,49N = 0,46 + N_m$$

$$0,54 N = 0,46 + 6$$

$$N = 11,96 \text{ buah} \approx 12 \text{ buah}$$

Jadi jumlah plate actual = 12 buah

- Menentukan letak umpan masuk

$$X_{LF} = 0,8976$$

$$X_{HF} = 0,1012$$

Dengan metode Kirk-Bride (Geankoplis 3rd pers. 11.7-21 hal 687) :

$$\begin{aligned} \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{B} \times \left(\frac{X_{LB}}{X_{HD}} \right)^2 \right] \\ &= 0,206 \log \left[\left(\frac{0,1012}{0,8976} \right) \times \frac{27486}{1741} \times \left(\frac{0,0018}{0,0003} \right)^2 \right] \\ &= 0,3985 \end{aligned}$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 10^{0,3985} = 2,5034$$

$$N_e = 2,5034 N_s$$

Dimana :

$$N_e + N_s = 12$$

Sehingga :

$$2,5034 N_s + N_s = 12$$

$$N_s = 3,41463 \approx 4$$

Jadi feed masuk pada plate ke 4 dari atas

- Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Dari App. B diperoleh data sebagai berikut :

Aliran uap masuk kondensor (V)

$$\begin{aligned} V &= 1308,8781 \text{ kgmol/jam} \\ &= 2885,5526 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquid keluar kondensor (L)

$$\begin{aligned} L &= 449,8184 \text{ kgmol/jam} \\ &= 991,6695 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquid masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= 1405,4940 \text{ kgmol/jam} \\ &= 3098,5520 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran uap keluar reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= 1308,8781 \text{ kgmol/jam} \\ &= 2885,5526 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Enriching

$$\begin{aligned} V &= 1308,8781 \text{ kgmol/jam} &= 2885,5526 \text{ lbmol/jam} \\ L &= 449,8184 \text{ kgmol/jam} &= 991,6695 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Exhausting

$$\begin{aligned} V' &= 1308,8781 \text{ kgmol/jam} &= 2885,5526 \text{ lbmol/jam} \\ L' &= 1405,4940 \text{ kgmol/jam} &= 3098,5520 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Menentukan BM campuran

- Bagian Enriching (Atas)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_D	$BM \times Y_D$	X_D	$BM \times X_D$
H₂O	18	0,0003	0,0054	0,0000	0,0007
O₂	32	0,0010	0,032	0,3606	11,5405
N₂	28	0,0004	0,0112	0,1422	3,9828
CH₃OH	32	0,9983	31,9456	0,5146	16,4671
Total	-	1,00	31,9942	1,02	31,9912

- Menentukan distribusi bahan gas pada kolom

Dari App. B diperoleh data sebagai berikut :

Aliran rap masuk kondensor (V)

$$V = 1308,8781 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 3882,2320 \text{ lbmol/jam}$$

Aliran lipid masuk kondensor (L)

$$L = 449,8184 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 991,6092 \text{ lbmol/jam}$$

Aliran lipid masuk reboiler (L')

$$L' = 1402,4040 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 3098,2320 \text{ lbmol/jam}$$

Aliran rap keluar reboiler (V')

$$V' = 1308,8781 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 3882,2320 \text{ lbmol/jam}$$

Erching

$$V = 1308,8781 \text{ kgmol/jam} = 3882,2320 \text{ lbmol/jam}$$

$$L = 449,8184 \text{ kgmol/jam} = 991,6092 \text{ lbmol/jam}$$

Expanding

$$V' = 1308,8781 \text{ kgmol/jam} = 3882,2320 \text{ lbmol/jam}$$

$$L' = 1402,4040 \text{ kgmol/jam} = 3098,2320 \text{ lbmol/jam}$$

Mencari BM campuran

- Bagian Erching (A)as

Komponen	BM	Jab		Lipid	
		$Z_D \times Y_D$	Z_D	$Z_B \times Y_B$	Z_B
H ₂ O	18	0,0003	0,0003	0,0000	0,0007
O ₂	32	0,0010	0,032	0,3909	11,2402
N ₂	28	0,0004	0,0112	0,1423	3,9828
CH ₃ OH	32	0,0083	2,1729	0,2149	19,1071
Total	-	1,00	31,9945	1,02	31,9912

- Bagian Enriching (Bawah)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_F	$BM \times Y_F$	X_F	$BM \times X_F$
H₂O	18	0,0146	0,2628	0,1012	1,8207
O₂	32	0,3375	10,8005	0,0009	0,0293
N₂	28	0,1217	3,4083	0,0003	0,0094
CH₃OH	32	0,5263	16,8425	0,8976	28,7231
Total	-	1,00	31,3141	1,00	30,5826

- Bagian Exhausting (Atas)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_F	$BM \times Y_F$	X_F	$BM \times X_F$
H₂O	18	0,0146	0,2628	0,1012	1,8207
O₂	32	0,3375	10,8005	0,0009	0,0293
N₂	28	0,1217	3,4083	0,0003	0,0094
CH₃OH	32	0,5263	16,8425	0,8976	28,7231
Total	-	1,00	31,3141	1,00	30,5826

- Bagian Exhausting (Bawah)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_B	$BM \times Y_B$	X_B	$BM \times X_B$
H₂O	18	0,9946	17,9020	0,9982	17,9676
O₂	32	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N₂	28	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH₃OH	32	0,0058	0,1861	0,0018	0,0576
Total	-	1,00	18,0881	1,00	18,0252

- Region (forward) (forward)

Komponen	BM	Lap		Lap	
		Y_1	$BM \times Y_1$	Z_1	$BM \times Z_1$
H ₂ O	18	0.0146	0.2628	0.1012	1.8507
O ₂	32	0.3322	10.8002	0.0000	0.0000
N ₂	28	0.1517	3.7083	0.0003	0.0004
CH ₄ OH	32	0.2503	10.8452	0.8020	28.7531
Total	-	1.00	31.3141	1.00	30.7830

- Region Ekspansi (Lap)

Komponen	BM	Lap		Lap	
		Y_1	$BM \times Y_1$	Z_1	$BM \times Z_1$
H ₂ O	18	0.0146	0.2628	0.1012	1.8507
O ₂	32	0.3322	10.8002	0.0000	0.0000
N ₂	28	0.1517	3.7083	0.0003	0.0004
CH ₄ OH	32	0.2503	10.8452	0.8020	28.7531
Total	-	1.00	31.3141	1.00	30.7830

- Region Ekspansi (forward)

Komponen	BM	Lap		Lap	
		Y_1	$BM \times Y_1$	Z_1	$BM \times Z_1$
H ₂ O	18	0.0010	1.7000	0.0000	0.0000
O ₂	32	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N ₂	28	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CH ₄ OH	32	0.0028	0.1881	0.0018	0.0576
Total	-	1.00	18.8881	1.00	18.8881

- Perhitungan beban destilasi

		Enriching		Exhausting	
		Atas	Bawah	Atas	Bawah
Uap	V	2885,5526	2885,5526	2885,5526	2885,5526
	BM	31,9942	31,3141	31,3141	18,0881
	V × BM	92.320,946	90.358,549	90.358,549	52.194,281
Liquid	L	991,6695	991,6695	3098,5520	3098,5520
	BM	31,9912	30,5826	30,5826	18,0252
	L × BM	31.724,695	30.327,787	94.761,631	55.852,019

Beban destilasi terletak terletak pada Exhausting bagian atas, maka perancangan kolom didasarkan pada Exhausting bagian atas

$$L = 94.761,6312 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 30,5826 \text{ lb/lbmol}$$

$$V = 90.358,5492 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 31,3141 \text{ lb/lbmol}$$

- Perhitungan densitas campuran

Densitas Vapor

Dari App. A & B diketahui :

$$T_o = 0 \text{ } ^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$T = 120,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 393,50 \text{ K} \quad \dots(\text{temperatur dew point bottom prod.})$$

$$P_o = 1 \text{ atm}$$

$$P = 1,9537 \text{ atm}$$

$$\rho_v = \frac{\text{BM} \times T_o \times P}{359 \times T \times P_o}$$

$$= \frac{31,3141 \times 273,15 \times 1,9537}{359 \times 393,50 \times 1}$$

$$= 0,1291 \text{ lb/ft}^3 = 2,0683 \text{ kgmol/m}^3$$

- Perhitungan beban desain

	Eksisting		Eksisting	
	Area	Beban	Area	Beban
gaji	V	3882,250	3882,250	3882,250
	BMI	31,941	31,941	31,941
	V x BMI	90328,240	90328,240	90328,240
simplis	L	901,692	901,692	901,692
	BMI	31,941	30,830	30,830
	L x BMI	31.724,92	29.321,787	27.825,019

Berikut disajikan tabel untuk perbandingan bagian atas maka perbandingan kolom didasarkan pada Eksisting bagian atas

$$L = 94,761,0312 \text{ (p/jam)} \quad \text{BMI} = 30,2250 \text{ (p/jam)}$$

$$V = 90328,2405 \text{ (p/jam)} \quad \text{BMI} = 31,941 \text{ (p/jam)}$$

- Perhitungan densitas campuran

Densitas V_g

Dari Atp. A & B diketahui :

$$T = 0^{\circ}\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$T = 120,32^{\circ}\text{C} = 393,20 \text{ K}$$

$$P_a = 1 \text{ atm}$$

$$P = 1,0237 \text{ atm}$$

$$V = \frac{320 \times T \times P_a}{\text{BMI} \times T_a \times P}$$

$$= \frac{31,941 \times 393,15 \times 1,0237}{320 \times 273,15 \times 1}$$

$$= 0,1501 \text{ (p/jam)} = 31083 \text{ (kg/jam)}$$

... (temperature low point bottom prod)

Densitas liquid

Densitas liquid pada $T = 119,80 \text{ }^\circ\text{C} = 392,95 \text{ K}$ (T bubble pd bottom)

Komponen	X_i	$X_i \cdot \rho$ lb/ft ³	$X_i \cdot \rho$ kgmol/m ³
H ₂ O	0,9982	60,2055	53,5777
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,0018	0,0769	0,0385
Total	1,0000	60,2824	53,6162

- Menentukan surface tension (σ)

Nilai parachor untuk tiap-tiap komponen adalah :

Komponen	X_i	[P]	$X_i \cdot [P]$
H ₂ O	0,9982	54,2	54,1024
O ₂	0,0000	40	0
N ₂	0,0000	35	0
CH ₃ OH	0,0018	86,67	0,1560
Total	1,0000	215,8700	54,2584

$$\begin{aligned}
 \sigma^{1/4} &= [[P] \times (\rho_l - \rho_v)] \quad \text{(Pers. 3.152 Perry's 6th, hal.3-288)} \\
 &= \left[54,26 \times \frac{53,6162 - 2,0683}{1000} \right] \\
 &= 2,7969 \\
 \sigma &= 1,2932 \text{ dyn/cm}
 \end{aligned}$$

Densitas liquid

Densitas liquid pada T = 110,80 °C = 307,92 K (1 point)

Komponen	Z _i	Z _i · p [*] [kPa]	Z _i · p [*] [kg/cm ²]
H ₂ O	0,0082	20,2022	23,2323
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,0018	2870,0	0,0382
Total	1,0000	20,2824	23,2705

- Menentukan surface tension (σ)

Nilai panchor untuk tiap-tiap komponen adalah :

Komponen	Z _i	p _i	Z _i · p _i
H ₂ O	0,0082	24,2	24,1024
O ₂	0,0000	40	0
N ₂	0,0000	32	0
CH ₃ OH	0,0018	80,07	0,1440
Total	1,0000	217,2700	24,2884

$$\sigma = \left[\frac{p_i - p_i^*}{p_i^*} \right] \times \left[\frac{24,2884}{1000} \right] \times 24,2$$

$$= \left[\frac{24,2022 - 20,2022}{20,2022} \right] \times \left[\frac{24,2884}{1000} \right] \times 24,2$$

$$= 0,0019$$

$$\sigma = 1,5932 \text{ dyne/cm}$$

(Pers. 3-125 Perry's, 6th ed. pp.3-288)

- Perancangan kolom distilasi

dimana :

$$V = 90.358,5492 \text{ lb/jam} \quad \rho_v = 0,1291 \text{ lb/ft}^3$$

$$L = 94.761,6312 \text{ lb/jam} \quad \rho_l = 60,2824 \text{ lb/ft}^3$$

$$W = C [\rho_v(\rho_l - \rho_v)]^{0,5}$$

$$D = \left(\frac{4}{\pi} \times \frac{V}{W} \right)^{0,5}$$

...(Ludwig, vol. 2)

Asumsi bahwa nilai $L_{wi} = 60\% \times D$

maka diperoleh nilai $A_d = 5\% A_t$

harga shell (S) = $\pi \times D \times (T/12) \times \$_S$ $\$_S = 2,8 \text{ /ft}^2$

harga tray (Tr) = $(1-5\%) \times (\pi/4) \times D^2 \times \$_{Tr}$ $\$_{Tr} = 0,79 \text{ /ft}^2$

harga downcomer (Dc) = $60\% \times (T/12) \times \$_{Dc}$ $\$_{Dc} = 0,5 \text{ /ft}^2$

harga total = S + Tr + Dc

maka dengan nilai $\sigma = 1,2932 \text{ dyn/cm}$, didapatkan harga C dari Fig. 8-82 :

T (in)	C	W	D (ft)	Harga (\$)			Total (\$)
				Shell	Tray	Downcomer	
10	23	64,0994	42,3763	310,4769	1057,9520	10,5941	1379,0229
12	65	181,15	25,2075	221,6245	374,3523	7,5623	603,5390
15	148	412,466	16,7054	183,5919	164,4115	6,2645	354,2679
18	213	593,616	13,9251	183,6436	114,2389	6,2663	304,1489
20	248	691,159	12,9051	189,1025	98,1165	6,4525	293,6716
24	310	863,948	9,24266	162,5229	50,3285	5,5456	218,3970
30	360	1003,29	10,7111	235,4307	67,5914	8,0334	311,0555
36	385	1072,97	10,3575	273,1903	63,2023	9,3218	345,7144

Dari tabel dipilih harga T = 24 in dengan nilai D = 9,24 ft
= 110,91 in

- Perancangan kolom distilasi

dimana :

$$V = 003282405 \text{ lbf/m}^3 = 0.1201 \text{ lbf/m}^3$$

$$L = 047010712 \text{ lbf/m}^3 = 0032824 \text{ lbf/m}^3$$

$$W = C [1/(p-p^*)]^{0.2}$$

$$D = \left[\frac{4}{\pi} \times \frac{V}{W} \right]^{0.2}$$

... (Lanjutan dari 2)

Untuk nilai $L_{0.02}$ = 0088 × D

untuk diperoleh nilai $V_{0.02}$ = 289 V

harga shell (S) = $\pi \times D \times (115) \times 2$ = 2.8 MR

harga tray (T) = $(1-20) \times (\pi \times 4) \times D \times 2$ = 0.79 MR

harga downcomer (Dc) = $0020 \times (115) \times 2$ = 0.2 MR

harga total = S + T + Dc

untuk dengan nilai α = 1.2025 diperoleh harga total = 8.85 :

J (ft)	C	W	D (ft)	Harga (\$) Total (\$)			
				Shell	Tray	Downcomer	
10	23	040004	423203	3104700	10270250	1370020	
12	02	18112	222022	2210242	3743222	72022	0022300
12	148	412400	107024	1222010	1044112	02042	2242020
18	213	202010	120221	1220020	1142080	02003	2041480
20	248	001120	120021	1801022	081102	04222	203020
24	310	002048	024200	1222220	202202	22420	2182020
30	300	100220	107111	2224302	022014	80334	3110222
30	382	102202	102222	2221002	022022	02218	2422144

Dengan diperoleh harga T = 24 in dengan nilai D = 0.24 B

= 110.01 in

- Menentukan type tray

$$V_m = \frac{V}{\rho_v} = \frac{90.358,5492}{0,1291} = 699.803,6303 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

$$= 194,3899 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_m = \frac{L}{\rho_l} = \frac{94.761,6312}{60,2824} = 1.571,9621 \text{ ft}^3/\text{Jam}$$

$$= 195,9713 \text{ gpm}$$

Jadi, type alirannya adalah Cross Flow (Ludwig vol.2, Table 8-13, hal. 137)

Beban Maksimum :

$$V_{\max} = 1,3 \times V_m = 252,7069 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\max} = 1,3 \times Q_m = 254,7627 \text{ gpm}$$

Beban Minimum :

$$V_{\min} = 0,7 \times V_m = 136,0729 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\min} = 0,7 \times Q_m = 137,1799 \text{ gpm}$$

$$h_{\text{ow max}} = \frac{Q_{\max}^{2/3}}{2,98 L_w}$$

$$h_{\text{ow min}} = \frac{Q_{\min}^{2/3}}{2,98 L_w}$$

untuk sieve tray $2" \leq h_w + h_{\text{ow}} = h_1 \leq 4"$

h_w diambil = 2,5 in

$h_1 \text{ max} = h_w + h_{\text{ow max}}$

$h_1 \text{ min} = h_w + h_{\text{ow min}}$

Tabel optimalisasi L_w/d

L_w/D	60%	65%	70%	75%	80%
L_w (in)	66,5471	72,0927	77,6383	83,1839	88,7295
how max (in)	1,1818	1,1203	1,0663	1,0184	0,9755
how min (in)	0,7822	0,7415	0,7058	0,6740	0,6457
h1 max (in)	3,6818	3,6203	3,5663	3,5184	3,4755
h1 min (in)	3,2822	3,2415	3,2058	3,1740	3,1457

- Menentukan type tray

$$V_m = \frac{V}{A} = \frac{600.803.0303 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0.1501} = 4007.2402 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1047.2800 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_m = \frac{L}{A} = \frac{1.731.0031 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0.1501} = 11531.9312 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 320.30713 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Tabl. type alirannya adalah Cross Flow (Andweg vol. 2, Table 8-13, hal. 123)

Beban Maksimum :

$$V_{max} < 1.3 \times V_m = 1.3 \times 1047.2800 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{max} < 1.3 \times Q_m = 1.3 \times 320.30713 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Beban Minimum :

$$V_{min} > 0.7 \times V_m = 0.7 \times 1047.2800 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{min} > 0.7 \times Q_m = 0.7 \times 320.30713 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$h_{ow max} = \frac{Q_{max}}{2.98 L^2}$$

$$h_{ow min} = \frac{Q_{min}}{2.98 L^2}$$

untuk sieve tray $2.5 \leq h_{ow} \leq h_{ow} = h_{ow} \leq 4"$

for diameter = 2.2 in

for max = $h_{ow} + h_{ow max}$

for min = $h_{ow} + h_{ow min}$

Label optimalisasi Flow

Flow (m ³ /h)	Flow max (in)	Flow min (in)	Flow max (in)	Flow min (in)	Flow (m ³ /h)
600.803	1.818	0.7822	2.6003	2.0818	3.2822
1700.25	1.7025	0.7412	2.4537	1.9424	3.1424
1818.87	1.8188	0.7528	2.5716	2.0256	3.2822
821.83	1.8184	0.7410	2.5594	1.9720	3.1424
281.83	1.8184	0.7410	2.5594	1.9720	3.1424

diambil optimalisasi diameter kolom destilasi dengan :

$$L_w/D = 60\% \quad L_w = 66,5471 \text{ in}$$

$$h_w - h_c = 1/4 \text{ in}$$

$$h_c = 2,25 \text{ in}$$

$$A_c = L_w \times h_c$$

$$= 149,731 \text{ in}^2$$

$$= 1,040 \text{ ft}^2$$

$$A_d = 5\% A_t$$

$$= 5\% \times \pi/4 D^2$$

$$= 482,832 \text{ in}^2$$

$$= 3,3530 \text{ ft}^2$$

$$A_{dc} = A_t - 2A_d = 60,3540 \text{ ft}^2$$

$$h_d = 0,03 \left(\frac{Q_{\max}}{100 A_{dc}} \right)^2$$

$$= 0,0413 \text{ in } (< 1 \text{ in, memenuhi})$$

Mengecek harga tray spacing dan Stabilitas Tray and Weeping

dengan asumsi bahwa nilai $L_{wi} = 60\% \times D$

maka diperoleh nilai $W_d = 10\% D$

$$W_d = 0,9243 \text{ ft}$$

$$r = 1/2 \times D$$

$$= 4,62 \text{ ft}$$

$$x = r - W_d + \frac{W_s}{12} \quad \text{digunakan nilai } W_s = 3 \text{ in}$$

$$= 4,6213 - 0,9243 + \frac{3}{12}$$

$$= 3,9471 \text{ ft}$$

$$A_a = 2 \left[x (r^2 - x^2)^{0,5} \times r^2 \times \sin^{-1} \frac{x}{r} \right]$$

$$= 62,7049 \text{ ft}^2$$

$$= 0.4015 \text{ u}$$

$$W_2 = 3 \left[\left(\frac{1}{2} \times \frac{1}{2} - \frac{1}{2} \times \frac{1}{2} \right) \times 1 \times 2 \times \frac{1}{2} \right]$$

$$= 0.75 \text{ u}$$

$$= 0.4015 \times 0.75 + \frac{15}{2}$$

$$x = 1 - W_2 + \frac{15}{W_2} \quad \text{di 2 = W dalam keadaan}$$

$$= 0.29 \text{ u}$$

$$1 = 0.29$$

$$W_2 = 0.4015 \text{ u}$$

$$\text{maka diperoleh nilai } W_2 = 100 \text{ D}$$

$$\text{dengan rumus } W_2 = \frac{1}{2} \times D$$

Mengetahui bahwa nilai yang diperoleh dari nilai W yang

$$= 0.4015 \text{ m } (< 1 \text{ m menurut})$$

$$W_2 = 0.75 \left(\frac{100 \text{ V}^{100}}{0} \right)$$

$$W_2 = 0.75 \times 100 = 0.75 \times 100$$

$$= 0.75 \text{ u}$$

$$= 0.75 \text{ m}$$

$$= 0.75 \times 100 \text{ D}$$

$$W_2 = 0.75 \text{ u}$$

$$= 0.75 \text{ u}$$

$$= 0.75 \text{ m}$$

$$W_2 = 0.75 \times 100$$

$$0.75 = 0.75 \text{ m}$$

$$0.75 - 0.75 = 0 \text{ m}$$

$$0.75 = 0.75 \quad W_2 = 0.75 \text{ m}$$

Mengetahui bahwa nilai yang diperoleh dari nilai W yang

susunan lubang adalah segitiga, maka :

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

$$h_{p \max} = 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right) 1,14 \left(\frac{U_{o \max}^2}{2 \times g_c} \right) \left\{ 0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right\}$$

$$U_{o \max} = \frac{V_{\max}}{A_o}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_l} = \frac{31,2}{60,2824} = 0,5176 \text{ in}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_{l \max}$$

$$h_b = h_t + h_d + h_{l \max}$$

Pengecekan :
$$\frac{h_b}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$h_{p \min} = 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right) 1,14 \left(\frac{U_{o \min}^2}{2 \times g_c} \right) \left\{ 0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right\}$$

$$U_{o \min} = \frac{V_{\min}}{A_o}$$

Syarat : $h_{pm} > h_{pw}$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 \cdot h_{l \max}$$

$$= 0,38409$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Ao (ft ²)	9,0947	6,3158	4,6402	3,5526	2,8070
U _{o max} (ft/s)	27,7861	40,0120	54,4607	71,1324	90,0270
hp (in)	2,0043	1,7362	1,4457	1,1459	0,8521
ht (in)	6,2037	5,9355	5,6450	5,3452	5,0514
hb (in)	9,9267	9,6586	9,3680	9,0683	8,7744
hb/(T+hw)	0,3746	0,3645	0,3535	0,3422	0,3311
U _{o min} (ft/s)	14,9617	21,5449	29,3250	38,3021	48,4761
hpm (in)	0,5811	0,5034	0,4192	0,3322	0,2470

jumlah ini adalah segitiga maka :

$$\frac{A_0}{A_1} = \frac{0,0002}{h^2}$$

$$h_{p_{max}} = 12 \left(\frac{A_1}{A_0} \right)^{1/4} \left(\frac{1,14}{2,96} \right)^{1/4} \left(\frac{1,32}{1,32} \right)^{1/4} \left\{ 0,4 \left(\frac{A_0}{A_1} - 1 \right) + \left(\frac{A_0}{A_1} - 1 \right)^{3/2} \right\}^{1/4}$$

$$h_{p_{max}} = \frac{V_{max}}{A_0}$$

$$h_{p_{max}} = \frac{31,5}{0,2824} = 111,54$$

$$h_p = h_{p_{max}} + h_{p_{min}}$$

$$h_p = h_{p_{max}} + h_{p_{min}}$$

Perbaikan :

$$\frac{h_p}{L + h_p} \geq 0,2$$

$$h_{p_{min}} = 12 \left(\frac{A_1}{A_0} \right)^{1/4} \left(\frac{1,14}{2,96} \right)^{1/4} \left(\frac{1,32}{1,32} \right)^{1/4} \left\{ 0,4 \left(\frac{A_0}{A_1} - 1 \right) + \left(\frac{A_0}{A_1} - 1 \right)^{3/2} \right\}^{1/4}$$

$$h_{p_{min}} = \frac{V_{min}}{A_0}$$

System : $h_{p_{min}} > h_{p_{max}}$

$$h_{p_{min}} = 0,2 + 0,02 h_{p_{max}}$$

$$= 0,38409$$

h _p (m)	0,2811	0,2034	0,1402	0,3222	0,3470
L _{0 min} (m)	14,9817	21,2410	20,3220	28,3021	48,4261
h _p (L+h _p)	0,2746	0,3018	0,3222	0,3422	0,3311
h _p (m)	0,2207	0,2280	0,2380	0,2082	0,2244
h ₁ (m)	0,2034	2,0322	2,0430	2,2422	2,0214
h _p (m)	1,0012	1,7302	1,4427	1,1420	0,8221
L _{0 min} (m)	27,2861	40,0120	24,4607	21,1324	00,0270
A ₀ (m ²)	0,0047	0,3128	4,0402	2,2222	2,8070
N	2,2	3	3,2	4	4,2

Maka, diambil nilai $N = 2,5$ karena nilai $hb/(T+hw)$ mendekati 0,5

Pengecekan pada entrainment dan pelepasan uap dalam downcomer

Syarat tidak terjadi entrainment : $e \leq 0,1$

$$U_c = \frac{V_{\max}}{A_c} = \frac{252,7069}{1,0398} = 243,0343 \text{ ft/s}$$

$$T_c = T - 2,5 h_{l \max} = 24 - 9,2044 = 14,7956 \text{ in}$$

Sehingga :

$$e = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3,2} \leq 0,1$$

$$= 0,03524 \leq 0,1 \text{ jadi memenuhi syarat}$$

Syarat pelepasan uap dalam downcomer : $\frac{w_l}{w_d} \leq 60\%$

$$w_l = 0,8 \times [h_{ow \max}(T + hw + hb)]^{0,5}$$

$$= 5,2488 \text{ in} = 0,4374 \text{ ft}$$

$$\frac{w_l}{w_d} = \frac{0,4374}{0,9243} = 47,32\% < 60\% \text{ (memenuhi)}$$

- Dimensi kolom distilasi

$$\text{Jumlah tray actual} = 12$$

$$\text{Jumlah tray total (n)} = \text{tray actual} + \text{tray reboiler} + \text{tray kondensor}$$

$$12 + 1 + 1 = 14$$

$$\text{Jarak antara tray (T)} = 24 \text{ in}$$

$$\text{Diasumsikan bahwa: tinggi ruang kosong} = 13 \text{ ft} = 156 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell} = (T \times n) + \text{ruang tinggi ruang kosong}$$

$$= 566,111 \text{ in}$$

$$\text{diameter} = 9,2427 \text{ ft} = 110,9119 \text{ in}$$

$$R = 4,6213 \text{ ft} = 55,4560 \text{ in}$$

$$\frac{\text{Tinggi shell}}{\text{diameter}} \geq 5 \quad \dots \text{Gael Ulrich}$$

Maka diambil nilai $N = 2.5$ karena nilai $(T+pw)$ mendekati 0.5
 Pengujian pada entainment dan bebasan up dalam downcomer

Syarat tidak terjadi entainment : $e \leq 0.1$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{252.7089}{1.0398} = 243.0343 \text{ ft/s}$$

$$T_c = T - 2.5 \text{ ft max} = 24 - 2.5 = 21.5 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$e = 0.22 \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{0.5} = 0.1$$

$$= 0.03224 \text{ jadi memenuhi syarat}$$

Syarat bebasan up dalam downcomer : $\frac{w_l}{w} \geq 60\%$

$$w_l = 0.8 \times [h_{max}(T+pw+pb)]^{0.5}$$

$$= 2.2488 \text{ in} = 0.4374 \text{ ft}$$

$$\frac{w_l}{w} = \frac{0.4374}{0.714} = 61.27\% \text{ (memenuhi)}$$

- Diameter kolom distilasi

$$\text{jumlah tray actual} = 12$$

$$\text{jumlah tray total (n)} = \text{tray actual} + \text{tray reboiler} + \text{tray kondensator}$$

$$12 + 1 + 1 = 14$$

$$\text{jarak antara tray (T)} = 24 \text{ in}$$

Ditambahkan bagian tinggi ruang kosong = 12 in = 120 in

$$\text{Tinggi shell} = (T \times n) + \text{tinggi ruang kosong}$$

$$= 500.11 \text{ in}$$

$$\text{diameter} = 2.2437 \text{ ft} = 110.916 \text{ in}$$

$$R = 4.8213 \text{ ft} = 57.8560 \text{ in}$$

$$\frac{\text{Tinggi shell}}{\text{diameter}} \leq 2 \text{ Good Design}$$

$$\frac{\text{Tinggi shell}}{\text{diameter}} = \frac{566,1111111}{110,9119} = 5,10415$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= \frac{\text{m Feed}}{\rho_l} \\ &= \frac{64.434,5054}{60,2824} \\ &= 1.068,8778 \text{ ft}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

berdasarkan Gael Ulrich ditentukan waktu tinggal (t) = 10 menit
= 0,1667 jam

$$\begin{aligned} \text{volume liquid} &= 1.068,8778 \times 0,1667 \\ &= 178,1463 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{tha}} &= V_{\text{thb}} = 0,0847 \text{ di}^3 \\ &= 0,0847 \times 9,2427^3 \\ &= 66,8766 \text{ ft}^3 \\ h_a &= h_b = 0,169 \text{ di} \\ &= 0,169 \times 9,2427 \\ &= 1,5620 \text{ ft} = 18,7441 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi liquid di dalam kolom distilasi

$$\begin{aligned} \text{volume liquid} &= V_{\text{shell}} + V_{\text{thb}} \\ V_{\text{shell}} &= \text{volume liquid} - V_{\text{thb}} \\ \frac{1}{4} \times \pi \times \text{di}^2 \times L_{\text{ls}} &= 178,1463 - 66,8766 \\ 67,0940 \times L_{\text{ls}} &= 111,2697 \\ L_{\text{ls}} &= 1,6584 \text{ ft} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times (L_{\text{ls}} - 1)}{144} \\ &= \frac{60,2824 \times (1,6584 - 1)}{144} \\ &= 0,2756 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{tinggi shell}}{\text{diameter}} = \frac{111111111}{110910} = 210412$$

$$\frac{\text{Volume liquid}}{\text{m}^3} = \frac{644342024}{602824}$$

$$1.008878 \text{ m}^3 = 1008.878 \text{ liter}$$

10 menit - (3) lakukan untuk masing-masing

$$= 0.1007 \text{ liter}$$

$$1.008878 \text{ liter} \times 0.1007 = 0.1017 \text{ liter}$$

$$1781403 \text{ liter}$$

total gas dan lumpur perhari standar distrik mata :

$$V_{\text{gas}} = V_{\text{air}} = 0.0847 \text{ liter}$$

$$0.0847 \text{ liter} \times 0.2427 = 0.0205 \text{ liter}$$

$$0.0847 \text{ liter}$$

$$0.1007 \text{ liter}$$

$$0.1007 \text{ liter} \times 0.2427 = 0.0244 \text{ liter}$$

$$1.2020 \text{ liter} = 18.7411 \text{ liter}$$

Tinggi liquid di dalam kolom distikasi

$$V_{\text{gas}} = V_{\text{air}} = \text{volume liquid}$$

$$V_{\text{gas}} = \text{volume liquid}$$

$$1781403 \text{ liter} \times 1.008878 = 1798000 \text{ liter}$$

$$1112027 \text{ liter}$$

$$1.0284 \text{ liter}$$

$$\frac{p \times (1-p)}{1-p} = \text{distrik}$$

$$\frac{0.02824 \times (1 - 1.0284)}{1 - 1.0284} = 0.2320 \text{ liter}$$

$$0.2320 \text{ liter}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,0155 + 0,2756 \\
 &= 14,2912 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Penentuan tebal shell

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-353

$$f = 22500$$

Jenis pengelasan : *double welded butt joint*

$$E = 0,8$$

Faktor korosi

$$C = 1/16$$

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk vertical vessel

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times R}{(f \times E - 0,6 \times p)} + C \\
 &= \frac{14,2912}{22.500 \times 0,8 - 0,6 \times 14,2912} \times \frac{55,4560}{14,2912} + 1/16 \\
 &= 0,1066 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\
 &= 110,9119 + 2 \times 3/16 \\
 &= 111,2869 \text{ in} \quad \text{distandardkan} \quad 114 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - (2 \times t_s) \\
 &= 114 - 2 \times 3/16 \\
 &= 113,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

untuk tutup standard dished head :

$$\begin{aligned}
 r &= d_i = 113,6250 \text{ in} \\
 icr &= 6\% \times d_i \\
 &= 6\% \times 113,6250 \\
 &= 6,8175 \text{ in} = 0,5681 \text{ ft} \\
 sf &= 1 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Penentuan tebal tutup standard dished

$$\begin{aligned}
 t_H &= \frac{0,855 \times p \times R}{(f \times E - 0,1 \times p)} + C \\
 &= \frac{0,8550 \times 14,2912 \times 113,6250}{22.500 \times 0,8 - 0,1 \times 14,2912} + 1/16 \\
 &= 0,1396 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi total kolom distilasi baru

dari Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

$$AB = 49,9950 \text{ in}$$

$$BC = 106,8075 \text{ in}$$

$$b = 19,2410 \text{ in}$$

$$H = t_H + b + s_f = h_a = h_b$$

$$= 3/16 + 19,2410 + 1 \ 1/2$$

$$= 20,9285 \text{ in} = 1,7440 \text{ ft}$$

$$L = \text{tinggi shell} + h_a + h_b$$

$$= 566,1111 + 20,9285 + 20,9285$$

$$= 607,9681 \text{ in} = 50,6640 \text{ ft} = 15,4424 \text{ m}$$

2. Perancangan Nozzle**A. Nozzle feed masuk**

$$\text{rate massa} = 17,8985 \text{ lb/s}$$

$$\text{temperatur} = 68 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{densitas bahan} = 46,4524 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{17,8985}{46,4524} = 0,3853 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$$ID_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$



Menentukan tebal tutup standard distilasi

$$p_H = \frac{0.822 \times p \times R}{(T_H - 0.1 \times p)} + C$$

$$= \frac{0.8220 \times 14.7012 \times 113.0220}{22.200 \times 0.8 - 0.1 \times 14.7012} + 0.110$$

$$= 0.1306 \text{ in} \approx 3.16 \text{ in}$$

Menentukan tinggi total kolom distilasi baru

dan Brown & Young ditunjukkan untuk menentukan nilai H

AB	=	40.9950	in
BC	=	100.8072	in
D	=	19.2410	in
H	=	$p_H + p + p'$	= 0.1306 + 1.12
	=	20.9282	in
	=	20.9282 + 1.7440	in
	=	20.9282 + 20.9282	in
	=	40.8564	in
	=	12.4424	m

2. Perancangan Nozzle

A. Nozzle feed massa

rate massa = 17,8082 lb/s
 temperatur = 68 °C
 densitas bahan = 46.4224 lb/ft³

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{17.8082}{46.4224} = 0.3835 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 12.1a, hal 466 Perry and Timmerhaus diperoleh :

$$D_{no} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.15}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,9 \times 0,3853^{0,45} \times 46,4524^{0,13} \\
 &= 4,1821 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{nom}} &= 5 \text{ in} & \text{Sch} &= 80 \\
 \text{ID} &= 4,859 \text{ in} & &= 0,40492 \text{ ft} \\
 \text{OD} &= 5,563 \text{ in} & &= 0,46358 \text{ ft} \\
 A &= 5,76 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

B. Nozzle Top Kolom

$$\begin{aligned}
 \text{rate massa} &= 16,8320 \text{ lb/s} \\
 \text{temperatur} &= 64,69 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \text{densitas bahan} &= 46,7100 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{16,8320}{46,7100} = 0,3604 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{ID}_{\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,3604^{0,45} \times 46,7100^{0,13} \\
 &= 4,0608 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{nom}} &= 5 \text{ in} & \text{Sch} &= 80 \\
 \text{ID} &= 4,859 \text{ in} & &= 0,40492 \text{ ft} \\
 \text{OD} &= 5,563 \text{ in} & &= 0,46358 \text{ ft} \\
 A &= 5,76 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

C. Nozzle Reflux Condenser

$$\begin{aligned}
 \text{rate massa} &= 3,9977 \text{ lb/s} \\
 \text{temperatur} &= 64,12 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \text{densitas bahan} &= 46,7100 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{3,9977}{46,7100} = 0,0856 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 3.9 \times 0.7823 \times 40.7234^{0.12} = 4.1851 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar dari A.P.I. K. Brownell & Young dibagikan :

$$\begin{aligned} D_{nom} &= 2 \text{ in} \\ ID &= 1.875 \text{ in} \\ OD &= 2.375 \text{ in} \\ A &= 0.3217 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

B. Nozzle Top Kolom

jenis bahan = 40.7100 lb/s
 temperatur = 64.90 °C
 rate massa = 10.8320 lb/s

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{10.8320}{40.7100} = 0.2664 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 12.141 Peter and Timmerhaus diperoleh :

$$\begin{aligned} ID_{req} &= 3.9 \times Q^{0.12} \times \rho^{0.12} = 4.0608 \text{ in} \\ &= 3.9 \times 0.2664^{0.12} \times 40.7100^{0.12} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar dari A.P.I. K. Brownell & Young dibagikan :

$$\begin{aligned} D_{nom} &= 2 \text{ in} \\ ID &= 1.875 \text{ in} \\ OD &= 2.375 \text{ in} \\ A &= 0.3217 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

C. Nozzle Kelluz Condenser

jenis bahan = 40.7100 lb/s
 temperatur = 64.12 °C
 rate massa = 3.9977 lb/s

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{3.9977}{40.7100} = 0.09820 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$$\begin{aligned} ID_{opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0856^{0,45} \times 46,7100^{0,13} \\ &= 2,1265 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

$$\begin{aligned} D_{non} &= 2 \frac{1}{2} \text{ in} \quad \text{Sch} = 80 \\ ID &= 2,441 \text{ in} = 0,20342 \text{ ft} \\ OD &= 2,875 \text{ in} = 0,23958 \text{ ft} \\ A &= 1,812 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

D. Nozzle Bottom Kolom

$$\text{rate massa} = 1,0665 \text{ lb/s}$$

$$\text{temperatur} = 119,80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{densitas bahan} = 60,2824 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{1,0665}{60,2824} = 0,0177 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$$\begin{aligned} ID_{opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0177^{0,45} \times 60,2824^{0,13} \\ &= 1,0814 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

$$\begin{aligned} D_{non} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{Sch} = 40 \\ ID &= 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft} \\ OD &= 1,66 \text{ in} = 0,13833 \text{ ft} \\ A &= 0,668 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

assumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 12. hal 400 Peter and Timmerhaus diperoleh :

$$ID_{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.0829^{0.45} \times 49.1100^{0.13} = 2.1262 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar dari A.P.I. K. Brownell & Young didapatkan :

$$D_{nom} = 2.12 \text{ in} = 2.12 \text{ in}$$

$$ID = 2.0345 \text{ in} = 0.20345 \text{ ft}$$

$$OD = 2.272 \text{ in} = 0.23028 \text{ ft}$$

$$A = 1.812 \text{ in}^2$$

D. Nozzle Bottom Kolum

berat massa = 1.0002 lb/ft³

temperatur = 119.80 °C

densitas bahan = 60.2824 lb/ft³

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{1.0002}{60.2824} = 0.0167 \text{ ft}^3/\text{s}$$

assumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 12. hal 400 Peter and Timmerhaus diperoleh :

$$ID_{opt} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = 3.9 \times 0.0167^{0.45} \times 60.2824^{0.13} = 1.0814 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar dari A.P.I. K. Brownell & Young didapatkan :

$$D_{nom} = 1.14 \text{ in} = 1.14 \text{ in}$$

$$ID = 1.08 \text{ in} = 0.112 \text{ ft}$$

$$OD = 1.08 \text{ in} = 0.13833 \text{ ft}$$

$$A = 0.662 \text{ in}^2$$

E. Nozzle Reflux Reboiler

$$\text{rate massa} = 0,5368 \text{ lb/s}$$

$$\text{temperatur} = 120,35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{densitas bahan} = 0,1291 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{0,5368}{0,1291} = 4,1570 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 4,1570^{0,45} \times 0,1291^{0,13} \\ &= 2,6747 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

$$D_{\text{nom}} = 3 \text{ in} \quad \text{Sch} = 40$$

$$ID = 2,992 \text{ in} = 0,24933 \text{ ft}$$

$$OD = 3,5 \text{ in} = 0,29167 \text{ ft}$$

$$A = 2,59 \text{ in}^2$$

Dari Brownell & Young fig. 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck, dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	5	10	15/16	7 5/16	6 7/16	5,56	3 1/2	5,05
B	5	10	15/16	7 5/16	6 7/16	5,56	3 1/2	5,05
C	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47
D	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1,66	2 1/4	1,38
E	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07

E	3	Δ 115	1210	2	+114	3'2	534	2'01
D	114	+28	28	313	2 210	1'00	314	1'28
C	515	1	18	+18	2 210	3'88	524	5'41
B	2	10	1210	Δ 210	0 310	2'20	3 13	2'02
A	2	10	1210	Δ 210	0 310	2'20	3 13	2'02
Πολλαπλασιασμοί	114	1	1	3	2	3	1	2

από την οποία έχουμε:

Επίσης, από την σχέση $V = \frac{1}{C} \frac{dQ}{dt}$ έχουμε:

$$V = 3'20 \text{ μC/s}$$

$$Q(t) = 3'20 \text{ μC} = 0'50192 \text{ μC}$$

$$D = 3'663 \text{ μC} = 0'54033 \text{ μC}$$

$$D^{max} = 3 \text{ μC} \quad \text{από } \tau = 10$$

Επίσης, από την σχέση $V = \frac{1}{C} \frac{dQ}{dt}$ έχουμε:

$$= 3'663 \text{ μC/s}$$

$$= 3'6 \times 10^{-6} \times 1210 \text{ μC/s} \times 0'1301 \text{ μC}$$

$$ID^{max} = 3'6 \times 10^{-6} \times 1210 \times 0'1301$$

Επίσης, από την σχέση $I = \frac{dQ}{dt}$ έχουμε:

από την οποία:

$$I = \frac{b}{\tau} = \frac{0'1301}{0'2308} = 0'5637 \text{ μC/s}$$

$$\text{από την οποία } I = 0'1301 \text{ μC/s}$$

$$\text{από την οποία } I = 130'32 \text{ nA}$$

$$\text{από την οποία } I = 0'2308 \text{ μC/s}$$

Επίσης, από την σχέση:

3. Perancangan Mekanis

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom distilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting

1. Flange

Bahan	=	SA-336 grade F8 type 304
Tensile stress minimum	=	75.000
Allowable stress	=	16.650 lb/in ²
Type flange	=	Ring Flange Loose Type

2. Bolting

Bahan	=	SA - 193 grade B8t type 321
Tensile stress minimum	=	75.000
Alowable stress	=	15.000 lb/in ²

3. Gasket

Bahan	=	Solid Flat Metal Iron
Gasket faktor (m)	=	5,5
Minimum design seating stress (Y=	=	18.000

- Menentukan lebar gasket

Dengan menggunakan rumus dari Brownell & Young pers. 12.2 hal. 226, dimana :

$$d_i \text{ gasket} = d_o \text{ shell} = 114 \text{ in}$$

$$\frac{d_o}{d_i} = \left(\frac{y - p.m}{y - p(m + 1)} \right)^{0,5} \quad (\text{Brownell \& Young pers. 12.2 hal. 226})$$

$$= \left(\frac{18.000 - (14,2912 \cdot 5,5)}{18.000 - 14,2912 (5,5 + 1)} \right)^{0,5}$$

$$= 1,0004$$

$$d_o \text{ gasket} = 114 \times 1,0004$$

$$= 114,0455 \text{ in}$$

3. Perencanaan Mekanis

Untuk memperbaiki kebocoran dan perbaikan dari kolom disalasi maka tangk mesin dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting

1. Flange

Bahan	=	2A-336 grade F8 type 304
Tensile stress minimum	=	75.000
Allowable stress	=	10.000 lb/in ²
Type flange	=	Ring Flange Loose Type

2. Bolting

Bahan	=	2A - 102 grade B81 type 321
Tensile stress minimum	=	75.000
Allowable stress	=	12.000 lb/in ²

3. Gasket

Bahan	=	Solid Flat Metal Iron
Gasket factor (m)	=	2,2
Minimum design sealing stress (f)	=	18.000

- Perhitungan lebar gasket

Dengan menggunakan rumus dari Brownell & Young pers. 12.2 hal. 226, dimana :

$$d_o = \frac{d_i}{\left[\frac{f - p \cdot m}{f - p(m + 1)} \right]^{0.2}}$$

(Brownell & Young pers. 12.2 hal. 226)

$$= \frac{18.000}{\left[\frac{18.000 - (14.2012 \cdot 2,2)}{18.000 - (14.2012 \cdot (2,2 + 1))} \right]^{0.2}}$$

$$= 1.0004$$

lebar gasket = 114 in < 1.0004 in

$$= 114,0452 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{lebar gasket minimum (N)} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\
 &= \frac{114,045481 - 114}{2} \\
 &= 0,02274 \times \frac{16}{16} = \frac{0,3638}{16} \\
 &\approx 1/16 \text{ in} \\
 \text{diamater rata-rata gasket (G)} &= d_o + N \\
 &= 114,0455 + 1/16 \\
 &= 114,1080 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menentukan jumlah dan ukuran bolt

» Beban supaya gasket tidak bocor (H_y)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar seating gasket bawah :

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{0,0625}{2} = 0,0313$$

untuk $b_o < 1/4$, maka $b = b_o = 0,0313 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 W_{m2} = H_y &= \pi \cdot b \cdot G \cdot y && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.88, hal. 240)} \\
 &= 3,14 \times 0,0313 \times 114,1080 \times 18.000 \\
 &= 201.543,221 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

» Beban tanpa tekanan (H_p)

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot p && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.90, hal. 240)} \\
 &= 2 \times 0,0313 \times 3,14 \times 114,108 \times 6 \times 14,2912 \\
 &= 1.761,0677 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

lebar gasket minimum (N)

$$= \frac{d_o - d_i}{2}$$

$$= \frac{114.042481 - 114}{2}$$

$$= 0.0224 \times \frac{10}{10} = \frac{0.3032}{10}$$

$$= 116 \text{ in}$$

dimeter rata-rata gasket (G)

$$= d_o + N$$

$$= 114.0422 + 116$$

$$= 114.1080 \text{ in}$$

- Menentukan jumlah dan ukuran baut

» Beban supaya gasket tidak bocor (H)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar sealing gasket bawah :

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{0.022}{2} = 0.011$$

$$\text{untuk } b_o < 1/4, \text{ maka } b = b_o = 0.011 \text{ in}$$

$$W_{a2} = H_p = \pi \cdot b \cdot G \quad (\text{Brownell \& Young, page 15.88, hal. 240})$$

$$= 3.14 \times 0.011 \times 114.1080 \times 18.000 = 201.243.331 \text{ lb}$$

» Beban tanpa tekanan (H₀)

$$H_p = 3 \cdot b \cdot \pi \cdot G \quad (\text{Brownell \& Young, page 15.90, hal. 240})$$

$$= 3 \times 0.011 \times 3.14 \times 114.108 \times 9 \times 14.2012$$

$$= 1.761.007 \text{ lb}$$

» Beban gasket karena internal pressure (H)

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 114,1080^2 \times 14,2912}{4} \\
 &= 146.072,7322 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

» Total berat pada kondisi operasi

$$\begin{aligned}
 W_{m1} &= H_p + H \\
 &= 1.761,0677 + 146.072,7322 \\
 &= 147.833,8 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

karena nilai $W_{m2} > W_{m1}$, maka yang mengontrol beban saat operasi adalah W_{m2}

- Perhitungan luas bolting minimum area

$$\begin{aligned}
 A_m &= \frac{W_{m2}}{f_b} && \text{(Brownell \& Young pers. 12.92, hal. 240)} \\
 &= \frac{201.543,2215}{15.000} = 13,4362 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Perhitungan bolt minimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

trial :	ukuran baut	=	1 in
	Root Area (Ab)	=	0,551 in ²
	Bolt spacing (Bs)	=	3 in
	Min radial distance (R)	=	1 3/8 in
	Edge distance (E)	=	1 1/16 in
	bolting minimum (Nm)	=	$\frac{A_m}{A_b} = \frac{13,4362}{0,551} = 24,3851$
	bolt actual (N)	=	24 buah
	bolting circle diameter (C)	=	ID _{shell} + 2(1,415go + R)
	dengan go = tebal shell (ts)	=	3/16 in

» Beban gasket karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \times Q_g \times P}{4}$$

$$= \frac{142013 \times 1141080 \times 311}{4}$$

= 1460727322 lb

» Total beban pada kondisi operasi

$$W_{tot} = H_g + H$$

$$= 17610677 + 1460727322$$

$$= 1478338 \text{ lb}$$

karena nilai $W_{m2} > W_{m1}$ maka yang digunakan beban saat operasi adalah W_{m2}

- Perhitungan luas bolting minimum area

(Brownell & Young, tabel 12.92, hal. 240)

$$A_m = \frac{W_{m2}}{l_b}$$

$$= \frac{3012432212}{12000}$$

$$= 251036 \text{ in}^2$$

- Perhitungan bolt minimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal 128 didapat :

trial :	ukuran baut	=	1 in
	Root Area (A _B)	=	0,521 in ²
	Bolt spacing (B _s)	=	3 in
	Min radial distance (R)	=	1,3 in
	Edge distance (E)	=	1,1 in
	bolting minimum (N _m)	=	$\frac{A_m}{A_B} = \frac{251036}{0,521} = 483754$
	bolt actual (N)	=	24 buah
	bolting circle diameter (C)	=	$10 \text{ in} + 2(1,1 \text{ in} + R)$
	bolting go = total bolt (N)	=	24 in

$$\begin{aligned} C &= 113,6250 + 2(1,415 \times \frac{3}{16} + 1 \frac{3}{8}) \\ &= 116,9056 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diameter luar flange, OD} &= C + (2 \times E) \\ &= 119,0306 \text{ in} \end{aligned}$$

Cek lebar gasket

$$\begin{aligned} A_{b \text{ actual}} &= N \times A_b \\ &= 24 \times 0,551 = 13,224 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{lebar gasket minimum} &= \frac{A_{b \text{ actual}} \times f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= \frac{13,224 \times 15.000}{2 \times 3,14 \times 18000 \times 114,108} \\ &= 0,0154 \approx < t_s, 1/16 \quad (\text{Memenuhi}) \end{aligned}$$

- Perhitungan Moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned} W &= \frac{(A_b + A_m) \times f}{2} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94, hal. 242}) \\ &= \frac{(0,551 + 13,4362) \times 15000}{2} = 104.904,1107 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (h_G)

$$h_G = \frac{C - G}{2} = \frac{116,9056 - 114,1080}{2} = 1,3988 \text{ in}$$

Moment flange (M_a)

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 104.904,1107 \times 1,3988 \\ &= 146.742,1767 \text{ lb-in} \end{aligned}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{ml} = 147833,8 \text{ lb}$$

$$C = 112.0250 + 2(1.412 \times \sqrt{1.398})$$

$$= 116.0026 \text{ in}$$

diameter luar flange OD = C + (C x E)

$$= 116.0306 \text{ in}$$

Cek lebar gasket

$$A_{\text{action}} = W \times AB$$

$$= 24 \times 0.221 = 5.304 \text{ in}^2$$

$$= \frac{A_{\text{action}} \times \sqrt{C}}{2 \times \pi \times \gamma \times D}$$

lebar gasket minimum

$$= \frac{5.304 \times \sqrt{116.0306}}{2 \times 3.14 \times 18000 \times 11.4108}$$

$$= 0.0124 < 1.110 \text{ (Memenuhi)}$$

- Perhitungan Moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

(Brownell & Young, page 12.94, hal. 313)

$$W = \frac{(A_B + A_{N1}) \times \sqrt{C}}{2}$$

$$= \frac{(0.221 + 13.4302) \times \sqrt{116.0306}}{2} = 101.9041107 \text{ lb}$$

jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (r_g)

$$r_g = \frac{C - OD}{2} = \frac{116.0026 - 114.1680}{2} = 1.3988 \text{ in}$$

Moment flange (M_f)

$$M_f = W \times r_g$$

$$= 101.9041107 \times 1.3988$$

$$= 142.7421767 \text{ lb-in}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W_{in} = 1478.338 \text{ lb}$$

Moment dan force pada daerah dalam flange (H_D)

$$\begin{aligned}
 H_D &= 0,785 \times B^2 \times p && \text{dimana } B = OD_{\text{shell}} = 114 \text{ in} \\
 &= 0,785 \times 114^2 \times 14,2912 \\
 &= 145.796,4041 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Radial bolt circle pada aksi h_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{116,9056 - 114}{2} = 1,4528 \text{ in}$$

Moment M_D

$$M_D = H_D \times h_D = 145.796,4041 \times 1,4528 = 211.814,84 \text{ lb-in}$$

$$H_G = W - H = 147834 - 146.072,7322 = 1.761,07 \text{ lb}$$

$$M_G = H_G \times h_G = 1.761,07 \times 1,3988 = 2.463,42 \text{ lb-in}$$

$$H_T = H - H_D = 146.072,7322 - 145.796,4041 = 276,33 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{h_D - h_G}{2} = \frac{1,4528 - 1,3988}{2} = 0,027 \text{ in}$$

Moment M_T

$$M_T = H_T \times h_T = 276,33 \times 0,027 = 7,4595 \text{ lb-in}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned}
 M_0 &= M_D + M_T + M_G \\
 &= 211.814,84 + 7,4595 + 2.463,42 \\
 &= 214.285,7182 \text{ lb-in}
 \end{aligned}$$

$$M_{\text{max}} = M_0 = 214.285,7182 \text{ lb-in} \quad \text{karena } M_0 > M_a$$

- Penentuan tebal flange

$$t = \left(\frac{Y \times M_{\text{max}}}{f \times B} \right)^{0,5} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.85, hal. 242})$$

$$K = \frac{A}{B}$$

dimana : A = OD flange

B = ID shell

Momen dan force pada gambar dalam range (H_D)

$$H_D = 0.782 \times B \times p \quad \text{dimana } B = OD \text{ dan } p = 114 \text{ lb}$$

$$= 0.782 \times 114^2 \times 14.5015$$

$$= 142.7004041 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksii H_D

$$H_D = \frac{C - B}{2} = \frac{116.0080 - 114}{2} = 1.4258 \text{ in}$$

Moment M_D

$$M_D = H_D \times H_D = 142.7004041 \times 1.4258 = 203.8118184 \text{ lb-in}$$

$$H_D = W - H = 14.824 - 140.0757322 = 1.70107 \text{ lb}$$

$$M_D = H_D \times H_D = 1.70107 \times 1.7088 = 2.90343 \text{ lb-in}$$

$$H_D = H - H_D = 140.0757322 - 142.7004041 = -2.6246719 \text{ lb}$$

$$H_D = \frac{H_D - H_D}{2} = \frac{1.4258 - 1.7088}{2} = -0.1415 \text{ in}$$

Moment M_T

$$M_T = H_T \times H_T = 2.6246719 \times 0.027 = 0.0712661413 \text{ lb-in}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$M_D = M_D + M_T + M_D$$

$$= 211.81484 + 2.90343 + 0.0712661413$$

$$= 214.7895361413 \text{ lb-in}$$

$$M_{max} = M_D = 214.7895361413 \text{ lb-in} \quad \text{karena } M_D > M_T$$

- Penentuan tebal flange

$$t = \left[\frac{Y \times M_{max}}{K \times B} \right]^{0.25}$$

$$K = \frac{A}{B}$$

dimana : $A = OD$ flange

$B = ID$ shell

(Brownell & Young, pers. 15.23, hal. 243)

$$K = \frac{119,0306}{113,6250} = 1,0476$$

Dari Brownell & Young, Fig.12.22, hal 238 diperoleh nilai :

$$Y = 42$$

$$t = \left(\frac{42 \times 214.285,7182}{16.650 \times 113,6250} \right)^{0,5}$$

$$= 2,1811 \text{ in} \approx 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

- Perhitungan Penyangga

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya.

Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri dari :

» Berat shell

$$\text{Tebal shell} = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi shell} = 566,111 \text{ in} = 47,1759 \text{ ft}$$

$$\text{OD shell} = 114 \text{ in} = 9,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Keliling shell} &= \pi \times \text{OD} \\ &= 3,14 \times 9,5 = 29,83 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas shell} &= \text{keliling} \times \text{tebal shell} \\ &= 29,83 \times 0,0156 = 0,5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \text{luas} \times \text{tinggi} \\ &= 0,46609 \times 47,1759 = 21,9884 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\rho \text{ steel} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Berat shell (Ws)} &= \text{volume} \times \rho \\ &= 21,9884 \times 489 = 10.752,33 \text{ lb} \end{aligned}$$

» Berat tutup

$$W_{dh} = A \times t_h \times \rho \quad \text{dimana :}$$

$$\begin{aligned} A &= 6,28 \times icr \times H && \text{(Herman C. Hesse, pers. 4-16, hal. 92)} \\ &= 6,28 \times 0,5681 \times 1,7440 \\ &= 6,2224 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$K = \frac{119,0300}{113,0250} = 1,0470$$

Dari Brownell & Young, Fig. 12.22, hal 238 diperoleh nilai :

$$Y = 42 = \left(\frac{10,420 \times 113,0250}{214,082,7182} \right)^{0,2}$$

$$= 2,1811 \text{ in} \approx 2,14 \text{ in}$$

- Perhitungan Penyanga

Penyanga dirancang untuk menahan beban kolom dengan desain dan perancangannya.

Beban-bahan yang ditahan oleh kolom penyanga terdiri dari :

» Berat shell			
Tebal shell	=	2,10 in	= 0,0150 ft
Tinggi shell	=	260,11 in	= 47,1750 ft
OD shell	=	114 in	= 9,2 ft
Keliling shell	=	$\pi \times OD$	
	=	3,14 × 9,2	= 29,83 ft
Mass shell	=	keliling × tebal shell	
	=	29,83 × 0,0150	= 0,2 ft ²
Volume shell	=	mass × tinggi	
	=	0,40000 × 47,1750	= 21,9884 ft ³
ρ steel	=	480 lb/ft ³	
Berat shell (W _s)	=	volume × ρ	
	=	21,9884 × 480	= 10.725,33 lb

» Berat turap

$$W_{turap} = A \times H \times \rho$$

$$A = 0,58 \times 10 \times 11$$

$$= 0,58 \times 0,2681 \times 1,7440$$

$$= 0,2524 \text{ ft}^3$$

(Herman C. Hesselberg, 1961, hal. 23)

$$W_{dh} = 6,2224 \times 0,0156 \times 489$$

$$= 47,5433 \text{ lb}$$

Berat tutup total

$$W_{dh} = 2 \times W_{dh} = 2 \times 47,5433 = 95,0865 \text{ lb}$$

» **Berat downcomer**

$$\text{luas downcomer} = A_d$$

$$= 3,3530 \text{ ft}^2$$

$$\text{volume} = \text{luas} \times t_h$$

$$= 3,3530 \times 0,0156$$

$$= 0,0524 \text{ ft}^3$$

$$\text{berat downcomer (Wdc)} = \text{volume} \times \rho \times \text{jumlah plate}$$

$$= 0,0524 \times 489 \times 14$$

$$= 357,7174 \text{ lb}$$

» **Berat Tray**

$$\text{Ditetapkan berat per tray} = 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.85, hal. 242})$$

$$\text{luas tray} = A_o = 9,0947 \text{ ft}^2$$

$$\text{berat tray (Wtr)} = \text{berat /tray} \times \text{luas} \times \text{jumlah tray}$$

$$= 25 \times 9,0947 \times 14$$

$$= 3.174,7323 \text{ lb}$$

Penyangga tray yang digunakan equal angles

$$\text{ukuran} = 1\frac{1}{2} \text{ " } \times 1\frac{1}{2} \text{ " } \times \frac{1}{4} \text{ "}$$

$$\text{berat} = 2,34 \text{ lb/ft} \quad (\text{Brownell \& Young, App. G, hal. 358})$$

$$W_{pt} = 3 \times \text{berat} \times \text{jumlah tray} \times (1\frac{1}{2}/12)$$

$$= 12,2525 \text{ lb}$$

» **Berat larutan**

$$W_l = \text{volume larutan} \times \rho_l$$

$$= 178,1463 \times 60,2824$$

$$= 10.739,0842 \text{ lb}$$

» **Berat pipa**

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produk.

$$\begin{aligned} \text{ditetapkan} &= 2 \times L \\ &= 2 \times 50,6640 = 101,3280 \text{ ft} \end{aligned}$$

diambil rata-rata ukuran pipa 4 in sch 40, maka berat pipa = 10,79 lb/ft

$$\begin{aligned} \text{berat pipa (Wp)} &= \text{panjang} \times \text{berat} \\ &= 101,3280 \times 10,79 \\ &= 1.093,3293 \text{ lb} \end{aligned}$$

» **Berat attachment**

Berat *attachment* meliputi *nozzle, valve*, dan alat-alat kontrol

$$\begin{aligned} W_a &= 18\% \times W_s && \text{(Brownell \& Young, hal. 157)} \\ &= 18\% \times 10.752,3297 \\ &= 1.935,4193 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka berat total yang harus ditopang penyangga adalah :

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W_s + W_{dh} + W_{dc} + W_{tr} + W_{pt} + W_l + W_p + W_a \\ &= 28.159,9512 \text{ lb } (W_{dw}) \end{aligned}$$

4. Perencanaan skirt support

$$\text{diasumsikan tinggi skirt} = 10 \text{ ft} = 120 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{maka tinggi skirt ke top kolom (H)} &= \text{tinggi skirt} + L \\ &= 10 + 50,6640 \\ &= 60,6640 \text{ ft} = 727,9680838 \text{ in} \end{aligned}$$

stress karena angin

$$\begin{aligned} f_{wb} &= \frac{15,89 \times (d_o + d_i)/2 \times H^2}{d_o^2 \times t} \\ &= \frac{15,89 \times (114 + 113,625)/2 \times 727,9681^2}{114^2 \times t} \\ &= \frac{73.744,3642}{t} \end{aligned}$$

» Berat pipa

Pipa yang ada merupakan untuk feed, dan reboiler kondensasi dan bottom product.

ditentukan = 2×1

= $2 \times 20,0040 = 101,3280$ lb

dijambil rata-rata ukuran pipa 4 in sch 40, maka berat pipa = $10,79$ lb/ft

berat pipa (W_p) = panjang × berat

= $101,3280 \times 10,79$

= $1,093,3393$ lb

» Berat attachment

Berat attachment meliputi weight tray, dan lain-lain kontrol

W_a = $182 \times W_s$ (Brownell & Young, hal. 127)

= $182 \times 10,723,3393$

= $1,952,4193$ lb

Maka berat total yang harus dibayar pengembang adalah :

W_{total} = W_s + W_{di} + W_{dc} + W_{tr} + W_{pl} + W_p + W_a

= $28,150,9515$ lb (W_s)

4. Perencanaan skirt support

dijumlahkan tinggi skirt = 10 ft = 120 in

maka tinggi skirt ke top kolom (H) = tinggi skirt + L

= $10 + 20,0040$

= $30,0040$ ft = $357,068038$ in

stress karena angin

$$f_{wp} = \frac{12,80 \times (57 + 41) \times H^2}{1,44 \times 10^6}$$

$$= \frac{12,80 \times (114 + 173,632) \times 357,0681^2}{1,44 \times 10^6}$$

$$= \frac{73,744,3043}{1}$$

stress dead weight

$$\begin{aligned}
 f_{wb} &= \frac{W_{total}}{\pi \times d_o \times t} \\
 &= \frac{28.159,9512}{3,14 \times 114 \times t} \\
 &= \frac{78,6280}{t}
 \end{aligned}$$

stress kompresi maksimum

$$\begin{aligned}
 f_{c \max} &= 120.000 \text{ psi} \\
 120.000 &= \frac{73.744,3642}{t} + \frac{78,6280}{t}
 \end{aligned}$$

$$t = 0,6152 \text{ in}$$

$$\text{jadi tebal skirt} = 0,6152 \text{ in} \approx 5/8 \text{ in}$$

- Perhitungan bearing plate

Nilai three concrete mixes = 6 galon air terkandung per 94 lb sak semen

maka dari Brownell & Young diperoleh nilai :

$$f_{c \max} = 1.200 \text{ psi}$$

$$n = 10$$

$$f_s = 20.000 \text{ psi} \quad (\text{nilai } f_s \text{ untuk steel skirt})$$

$$f_{c' \text{ (bolt circle)}} = 1.000 \text{ psi}$$

$$d_{\text{eff}} = \frac{(d_i + d_o)_{\text{vessel}}}{2} = 113,8125 \text{ in} = 9,4844 \text{ ft}$$

$$t_3 = \frac{([7+d_o] - d_i)_{\text{vessel}}}{2} = 3,6875 \text{ in} = 0,3073 \text{ ft}$$

$$P_w = 25 \text{ lb/ft}^2$$

Bending moment pada puncak kolom (M_w)

$$\begin{aligned}
 M_w &= \frac{1}{2} \times P_w \times H^2 \times d_{\text{eff}} \\
 &= \frac{1}{2} \times 25 \times 60,664^2 \times 9,4844 \\
 &= 436.295,6833 \text{ lb-ft}
 \end{aligned}$$

$$k = \frac{1}{1 + (f_s/n \cdot f_c' \text{ (bolt circle)})}$$

$$= \frac{1}{1 + (20000 / [10 \times 1000])} = 0,3333$$

$$f_c' \text{ (bolt circle)} = f_c' \text{ (bolt circle)} \times \frac{2 \times k \times do}{(2 \times k \times do) + t_3}$$

$$= 953,7255 \text{ psi} < 1.000 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi})$$

dengan nilai $k = 0,3333$, maka dari Brownell & Young, hal. 186 diperoleh nilai :

$$C_t = 2,3690 \qquad z = 0,431$$

$$C_c = 1,597 \qquad j = 0,782$$

Tensile load (F_t)

$$F_t = \frac{M_w - (W_{dw} \times z \times do)}{j \times do}$$

$$= \frac{436295,6833 - (28159,9512 \times 0,431 \times 9,5)}{0,782 \times 9,5}$$

$$= 43.208,3407 \text{ lb}$$

diasumsikan akan digunakan bolting ukuran :

$$d = 2 \text{ in}$$

$$A = 2,3 \text{ in}^2 \qquad (\text{Brownell \& Young, tabel 10.4, hal. 188})$$

$$n = 16$$

$$t_1 = \frac{n \times A}{\pi \times do} = \frac{16 \times 2,3}{3,14 \times 114} = 0,1028 \text{ in}$$

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times (do/2) \times C_t}$$

$$= \frac{43.208,3407}{0,1028 \times (114/2) \times 2,369} = 3.114,1145 \text{ psi}$$

$$F_c = F_t + W_{dw}$$

$$= 43.208,3407 + 28.159,9512$$

$$= 71.368,2919 \text{ lb}$$

$$= 21'308'5010 \text{ IP}$$

$$- 43'508'3401 + 58'120'0215$$

$$E^c = E^1 + M^{(M)}$$

$$= \frac{0'1058 \times (114 \times 5) \times 5'300}{43'508'3401} = 3'114'1142 \text{ bar}$$

$$I^c = \frac{I^1 \times (q_0 \times 5) \times C^1}{E^1}$$

$$I^1 = \frac{\pi \times q_0}{u \times V} = \frac{3'114 \times 114}{14 \times 53} = 0'1058 \text{ IP}$$

$$u = 10$$

$$V = 53 \text{ IP}_3 \quad (\text{Diametri } \varnothing \text{ dan } \text{ panjang } 10'4 \text{ dan } 18)$$

$$q = 5 \text{ IP}$$

q = 5 IP

$$= 43'508'3401 \text{ IP}$$

$$= \frac{2'0 \times 82}{43'508'3401 - (58'120'0215 - 0'1058 \times 82)}$$

$$E^1 = \frac{I \times q_0}{M^{(M)} - (M^{(M)} \times S \times q_0)}$$

I = 10 IP

$$C^c = 1'201 \quad I = 0'185$$

$$C^1 = 5'300 \quad S = 0'431$$

I = 10 IP

$$= 0'23'1522 \text{ bar} < 1'000 \text{ bar} \quad (\text{aman})$$

$$I^c (\text{baru}) = I^c (\text{lama}) \times \frac{(5 \times 10 \times q_0) + I^2}{5 \times 10 \times q_0}$$

$$= \frac{1 + (50000 \times (10 \times 1000))}{1} = 0'3333$$

$$K = \frac{1 + (I^2 \times M^c (\text{baru}))}{1}$$

$$t_2 = t_3 - t_1$$

$$= 0,3073 - 0,1028 = 0,2045 \text{ in}$$

$$f_c = \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \times (do/2) \times C_c}$$

$$= \frac{71.368,2919}{(0,2045 + [16 \times 0,1028]) \times (114/2) \times 1,597}$$

$$= 424,1182 \text{ psi}$$

$$k = \frac{1}{1 + (f_s/n.f_c)}$$

$$= \frac{1}{1 + (3114,1145 / [10 \times 424,1182])}$$

$$= 0,5766 \quad 42,19\%$$

k	C_c	C_t	z	j	k baru	%
0,5766	2,1721	1,8207	0,3746	0,7845	0,4308	33,85
	F_t (lb)	f_s (psi)	F_c (lb)	f_c (psi)		
	45.096,5699	4.229,1022	73.256,5211	320,0777		
k	C_c	C_t	z	j	k baru	%
0,4308	1,8383	2,1556	0,4086	0,7846	0,5170	16,67
	F_t (lb)	f_s (psi)	F_c (lb)	f_c (psi)		
	43.867,9155	3.474,6027	72.027,8666	371,8526		
k	C_c	C_t	z	j	k baru	%
0,5170	0,4308	0,4308	0,4308	0,4308	0,4303	20,13
	F_t (lb)	f_s (psi)	F_c (lb)	f_c (psi)		
	78.446,5333	31.090,8157	106.606,4844	2.348,5318		
k	C_c	C_t	z	j	k baru	%
0,4303	1,8372	2,1567	0,4087	0,7846	0,5172	16,80
	F_t (lb)	f_s (psi)	F_c (lb)	f_c (psi)		
	43.864,3485	3.472,6182	72.024,2996	372,0634		

$$\begin{aligned}
 f_2 &= f_1 - p = 0.3073 - 0.1028 = 0.2045 \\
 f_3 &= \frac{f_1}{(f_1 + m_1) \times (99.5) \times C_1} \\
 &= \frac{0.3073}{(0.3042 + 116 \times 0.1028) \times (114.5) \times 1.267} \\
 &= \frac{0.3073}{71.3082019} \\
 &= 4.3071182 \text{ psi} \\
 k &= \frac{1}{1 - (f_1 \times m_1)} \\
 &= \frac{1}{1 - (0.3114142 \times 116 \times 4.3071182)} \\
 &= 0.2760 \\
 &= 45.1908
 \end{aligned}$$

h	C ₁	C ₂	x	i	f ₁ (psi)	f ₂ (psi)	f ₃ (psi)
0.2760	42.0002969	43.5291052	73.5293211	350.0777	0.4308	0.4308	0.4308
0.4308	43.8879122	34.4746057	75.0578669	321.8258	0.2170	0.2170	10.97
0.2170	38.4402333	31.0608127	100.6094844	5.3+8.2318	0.4308	0.4308	50.12
0.4308	43.8879182	34.4750182	75.0575000	325.0034	0.2170	0.2170	10.80

k	C _c	C _t	z	j	k baru	%
0,5172	2,0390	1,9600	0,3889	0,7857	0,4659	11,02
	F _t (lb)	f _s (psi)	F _c (lb)	f _c (psi)		
	44.517,6349	3.877,9937	72.677,5861	338,2813		
k	C _c	C _t	z	j	k baru	%
0,4659	1,9209	2,0771	0,4005	0,7853	0,4961	6,09
	F _t (lb)	f _s (psi)	F _c (lb)	f _c (psi)		
	44.119,3848	3.626,6982	72.279,3360	357,1070		

$$f_c (\text{max induced}) = f_c (\text{bolt circle}) \times \frac{(2 \times k \times do) + t_3}{2 \times k \times do}$$

$$= 368,7481 \text{ psi} < 1.000 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi})$$

$$l = t_3 = 3,6875 \text{ in}$$

$$t_4 = l \times (3 \cdot f_c (\text{max induced}) / f_s)^{0,5}$$

$$= 3,6875 \times ([3 \times 368,7481] / 20000)^{0,5}$$

$$= 0,8672 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in}$$

digunakan = 24 gusset

$$b = \frac{\pi \times do}{24} = \frac{3,14 \times 114}{24} = 14,9226$$

$$\frac{l}{b} = \frac{3,6875}{14,9226} = 0,2471$$

Dari Brownell and Young, tabel 10.3 diperoleh nilai :

$$M_{\max} = M_y = -0,447 f_c l^2$$

$$= -0,447 \times 368,7481 \times 3,6875^2$$

$$= -2239,42437 \text{ lb-in}$$

$$t_4 = (6 \cdot M_{\max}) / f_s)^{0,5}$$

$$= ([6 \times 2239,4244] / 20000)^{0,5}$$

$$= 0,8197 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in}$$

R	C ₁	C ₂	C ₃	x	i	R _{perm}	%
0.2152	1.9600	2.0300	1.9600	0.3880	0.7827	0.4630	11.02
	F ₁ (lb)	F ₂ (lb)	F ₃ (psi)	F ₄ (lb)	F ₅ (psi)		
	44.217,9340	3.877,9937	25.077,2891	338,3213			
0.4020	1.9200	1.9200	1.9200	0.4002	0.7827	0.4091	9.00
	F ₁ (lb)	F ₂ (lb)	F ₃ (psi)	F ₄ (lb)	F ₅ (psi)		
	44.110,3848	3.620,6082	25.250,3200	327,1070			

$$f_c \text{ (mm inches)} = \frac{f_c \text{ (psi inches)}}{3 \times k \times q_0} \times (3 \times k \times q_0 + f_c)$$

$$= \frac{308.7481 \text{ psi} < 1,000 \text{ psi (maximum)}}{3 \times 3.6875 \text{ in}} = 0.8072 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in}$$

Dimension = 24 gauge

$$b = \frac{\pi \times d_0}{24} = \frac{3.14 \times 1.14}{24} = 14.9230$$

$$\frac{1}{b} = \frac{1}{14.9230} = 0.2411$$

Das Brownell and Young tabel 10.3 diperoleh nilai:

$$M_{max} = M_1 = -0.447V_1$$

$$= -0.447 \times 308.7481 = 3.6875$$

$$= -2220.4372 \text{ lb-in}$$

$$d = (0.4 M_{max})^{0.2}$$

$$= (0.4 \times 2220.4372)^{0.2} = 0.8107 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in}$$

- Dimensi Anchor Bolt

dari Brownell Young ditentukan jumlah *chair / anchor bolt* untuk nilai diameter *skirt* =

$$\begin{aligned} \text{jumlah anchor} &= 24 \\ \text{diameter anchor} &= 3 \text{ in} \\ \text{panjang anchor} &= 18 \text{ in} \end{aligned}$$

- Dimensi Pondasi**Berat Skirt**

$$\text{tebal skirt} = 5/8 \text{ in} = 0,0521 \text{ ft}$$

$$\text{tinggi skirt} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{OD skirt} = 114 \text{ in} = 9,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{keliling} &= \pi \times \text{OD} \\ &= 3,14 \times 9,5 = 29,8451 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{luas} &= \text{keliling} \times \text{tebal} \\ &= 29,8451 \times 0,0521 = 1,5544 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume} &= \text{luas} \times \text{tinggi} \\ &= 1,5544 \times 10 = 15,5443 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{dari Perry diperoleh densitas steel } \rho = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{berat skirt (Ws)} &= \text{volume} \times \rho \\ &= 15,5443 \times 489 = 7.601,1816 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat pondasi

Nilai OD = 114 in, maka diasumsikan dimensi pondasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{luas tanah untuk pondasi atas} \\ &= 120 \times 120 \\ &= 14.400 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{luas tanah untuk pondasi bawah} \\ &= 130 \times 130 \\ &= 16.900 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Dimensi Anchor Bolt

dan Brownell Young ditentukan jumlah chain anchor bolt untuk nilai diameter skin =

$$\begin{aligned} \text{panjang anchor} &= 18 \text{ in} \\ \text{diameter anchor} &= 3 \text{ in} \\ \text{jumlah anchor} &= 24 \end{aligned}$$

- Dimensi Pondasi

Berat Skin

$$\begin{aligned} \text{tebal skin} &= 2\% \text{ in} = 0.0251 \text{ ft} \\ \text{tinggi skin} &= 120 \text{ in} = 10 \text{ ft} \\ \text{OD skin} &= 114 \text{ in} = 9.5 \text{ ft} \\ \text{keliling} &= \pi \times \text{OD} \\ &= 3.14 \times 9.5 = 29.8451 \text{ ft} \\ \text{luas} &= \text{keliling} \times \text{tebal} \\ &= 29.8451 \times 0.0251 = 0.7491 \text{ ft}^2 \\ \text{volume} &= \text{luas} \times \text{tinggi} \\ &= 0.7491 \times 10 = 7.491 \text{ ft}^3 \\ \text{dan berat diperoleh densitas steel } \rho &= 489 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{berat skin (Ws)} &= \text{volume} \times \rho \\ &= 7.491 \times 489 = 3663.19 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat pondasi

Nilai OD = 114 in maka diasumsikan dimensi pondasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{luas tanah untuk pondasi atas} &= 120 \times 120 \\ &= 14400 \text{ in}^2 \\ \text{luas tanah untuk pondasi bawah} &= 130 \times 130 \\ &= 16900 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 24 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{luas rata-rata (A)} &= \frac{\text{luas pondasi atas} + \text{luas pondasi bawah}}{2} \\ &= \frac{14.400 + 16.900}{2} \\ &= 15.650 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume pondasi} &= A \times \text{tinggi pondasi} \\ &= 15.650 \times 24 \\ &= 375.600 \text{ in}^3 = 217,3611 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{densitas untuk gravel} = 126 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} W \text{ pondasi} &= \text{volume} \times \rho \\ &= 217,3611 \times 126 = 27387,5 \text{ lb} \end{aligned}$$

maka berat total beban yang harus ditopang tanas atas pondasi cement sand gravel

$$\begin{aligned} \Sigma W &= W \text{ total} + W \text{ skirt} + W \text{ pondasi} \\ &= 28.159,9512 + 7.601,1816 + 27.387,5000 \\ &= 63.148,6328 \text{ lb} \end{aligned}$$

Tanah atas pondasi berupa cement sand & gravel dengan minimum safe bearing power adalah :

$$5 \text{ ton/ft}^2 = 76,5494 \text{ lb/in}^2 \quad (\text{Hesse, tabel 12.2 hal. 327})$$

maka tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{\Sigma W}{A} = \frac{63.148,6328}{15.650} = 4,0351 \text{ lb/in}^2$$

(P < dari P minimum, Memenuhi)

Tinggi pondasi = 24 in

$$\text{luas rata-rata (A)} = \frac{\text{luas pondasi atas} + \text{luas pondasi bawah}}{2}$$

$$= \frac{14400 + 16900}{2}$$

$$= 15650 \text{ in}^2$$

volume pondasi = A x tinggi pondasi

$$= 15650 \times 24$$

$$= 375600 \text{ in}^3 = 2173011 \text{ lb}$$

densitas unit gravel = 150 lb/ft³

W pondasi = volume x p

$$= 2173011 \times 150 = 325951650 \text{ lb}$$

untuk berat total beton yang harus dituangkan luas atas pondasi cement sand gravel

ZW = W total + W steel + W pondasi

$$= 281209215 + 79011816 + 325951650$$

$$= 931489328 \text{ lb}$$

Tanah atas pondasi berupa cement sand & gravel dengan minimum safe bearing

power adalah :

$$f = \frac{ZW}{A} = \frac{931489328 \text{ lb}}{15650 \text{ in}^2} \quad \text{(Hesse tabel 12.3 hal. 327)}$$

untuk cekmana dua sistem pondasi terhadap luas tanah (f)

$$p = \frac{ZW}{A} = \frac{931489328}{15650} = 59583.31 \text{ lb/in}^2$$

(f > dari p minimum / aman)

Spesifikasi Kolom distilasi

1. Silinder

Diameter dalam (di)	:	113,6250	in
Diameter luar (do)	:	114	in
Tinggi	:	566,11	in
Tebal	:	3/16	in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

2. Tutup Atas & Bawah

Crown radius	:	6,8175	in
Tinggi	:	20,9285	in
Tebal	:	3/16	in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

3. Tray

Jumlah	:	14	
Tray spacing	:	24	in
Susunan pitch	:	Segitiga	
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

4. Downcomer

Lebar (Wd)	:	11,0912	in
Luas	:	482,832	in ²
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

5. Nozzles

Diameter nozzle feed masuk	:	5	in
Diameter nozzle top kolom	:	5	in
Diameter nozzle reflux condenser	:	2 1/2	in
Diameter nozzle bottom kolom	:	1 1/4	in
Diameter nozzle reflux reboiler	:	3	in

Spesifikasi Kolom distilasi

1.	Stilinder		
	Diameter dalam (di)	: 113.0250 in	
	Diameter luar (do)	: 114 in	
	Tinggi	: 200.11 in	
	Tebal	: 3/16 in	
	Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-323	
2.	Tutup Atas & Bawah		
	Crown radius	: 0.8175 in	
	Tinggi	: 20.0282 in	
	Tebal	: 3/16 in	
	Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-323	
3.	Tray		
	Jumlah	: 14	
	Tray spacing	: 24 in	
	Support pitch	: 20.0 in	
	Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-323	
4.	Downcomer		
	Tebal (Wt)	: 11.0012 in	
	Lebar	: 48.5832 in ²	
	Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-323	
5.	Nozzle		
	Diameter nozzle feed masuk	: 2 in	
	Diameter nozzle top kolom	: 2 in	
	Diameter nozzle reflux condenser	: 2.125 in	
	Diameter nozzle bottom kolom	: 1.125 in	
	Diameter nozzle reflux reboiler	: 2 in	

6. Flange & Gasket

Diameter flange	:	119,03	in
Tebal flange	:	2 1/4	in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-336 grade F8 type 304	
Lebar gasket	:	114,108	in
Diameter gasket	:	1/16	in
Bahan konstruksi	:	Solid Flat Metal Iron	

7. Bolting

Ukuran baut	:	1	in
Bolting minimal	:	24	
Diameter bolt circle	:	116,91	in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA - 193 grade B8t type 321	

8. Skirt Support

Tinggi	:	120	in
Tebal	:	5/8	in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 212 grade B	

9. Bearing Plate & Gusset

Type	:	Single Ring Bearing Plate with Gussets		
Diameter	:	113,813	in	
Tebal	:	7/8	in	
Jumlah Gusset	:	24		
Tebal Gusset	:	7/8	in	
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353		

10. Anchor Bolt

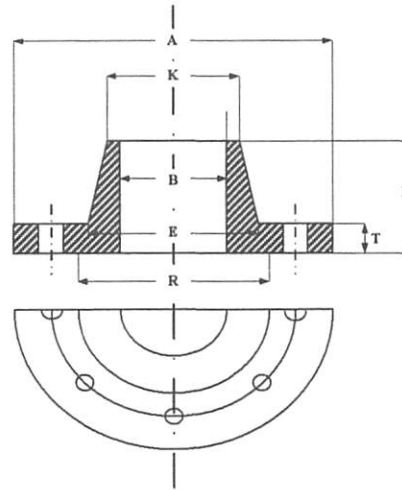
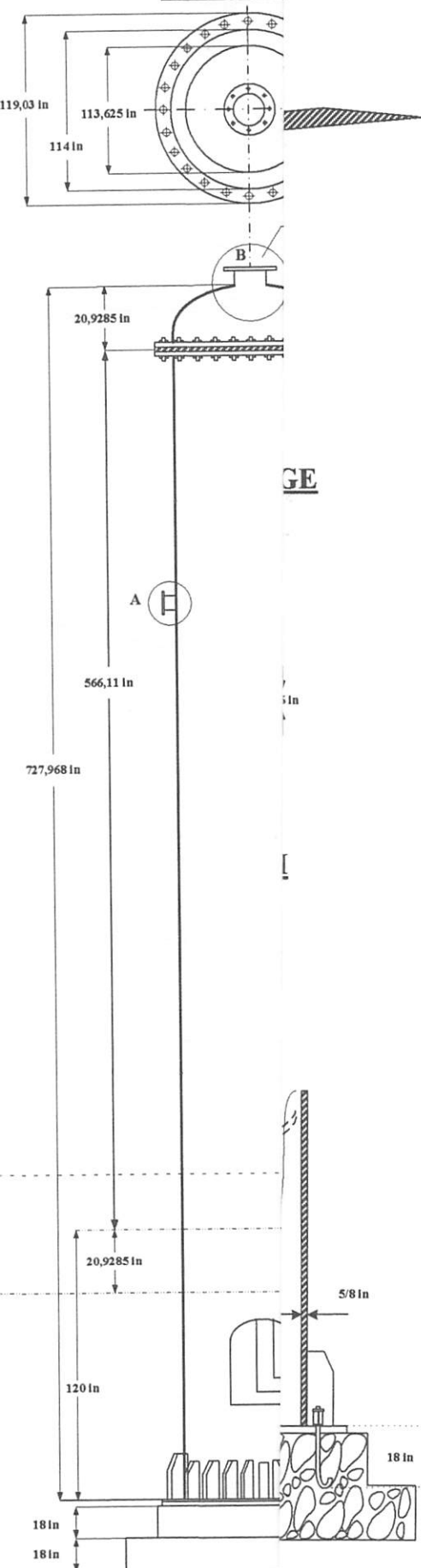
Panjang	:	18	in
Diameter	:	3	in
Jumlah	:	24	

11. Pondasi

Luas pondasi atas	:	120	×	120	=	14.400	in ²
Luas pondasi bawah	:	130	×	130	=	16.900	in ³
Tinggi pondasi	:	24	in				
Bahan konstruksi	:	Cement, Sand and Gravel					

6.	Flange & Gasket					
	Diameter flange	:	119.03	in		
	Tebal flange	:	2.14	in		
	Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-350 grade B8 type 304			
	Lebar gasket	:	114.108	in		
	Diameter gasket	:	116	in		
	Bahan konstruksi	:	Solid Flat Metal Iron			
7.	Bolting					
	Ukuran baut	:	1	in		
	Bolting minimal	:	24			
	Diameter bolt circle	:	116.91	in		
	Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA - 103 grade B81 type 321			
8.	Skirt Support					
	Tinggi	:	120	in		
	Tebal	:	3.8	in		
	Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 312 grade B			
9.	Bearing Plate & Gasket					
	Type	:	Single Ring Bearing Plate with Gaskets			
	Diameter	:	113.813	in		
	Tebal	:	7.8	in		
	Jumlah Gasket	:	24			
	Tebal Gasket	:	7.8	in		
	Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353			
10.	Anchor Bolt					
	Panjang	:	18	in		
	Diameter	:	3	in		
	Jumlah	:	24			
11.	Pondasi					
	Luas pondasi atas	:	120	×	120	= 14.400 in ²
	Luas pondasi bawah	:	130	×	130	= 16.900 in ²
	Tinggi pondasi	:	24	in		
	Bahan konstruksi	:	Cement Sand and Gravel			

TAMPAK



**DETAIL DIMENSI
NOZZLE**

NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	5	10	$1\frac{5}{16}$	$7\frac{5}{16}$	$6\frac{7}{16}$	5,56	3 ½	5,05
B	5	10	$1\frac{5}{16}$	$7\frac{5}{16}$	$6\frac{7}{16}$	5,56	3 ½	5,05
C	2 ½	7	$7\frac{7}{8}$	$4\frac{1}{8}$	$3\frac{3}{16}$	2,88	2 ¾	2,47
D	1 ¼	$4\frac{5}{8}$	$\frac{5}{8}$	$2\frac{1}{2}$	$2\frac{3}{16}$	1,66	2 ¼	1,38
E	3	$7\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$	5	$4\frac{1}{4}$	3,5	2 ¾	3,07

18	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
17	BEARING PLATE	CARBON STEEL SA-353
16	GUSSET	CARBON STEEL SA-353
15	ANCHOR BOLT	CARBON STEEL SA-193 GRADE B8I TYPE 321
14	SKIRT SUPPORT	CARBON STEEL SA-353
13	TUTUP BAWAH	CARBON STEEL SA-353
12	NOZZLE PRODUK BAWAH	CARBON STEEL SA-353
11	NOZZLE REBOILER	CARBON STEEL SA-353
10	NOZZLE FEED MASUK	CARBON STEEL SA-353
9	SHELL	CARBON STEEL SA-353
8	DOWNCOMER	CARBON STEEL SA-353
7	SIEVE TRAY	CARBON STEEL SA-353
6	NOZZLE REFLUKS KONDENSOR	CARBON STEEL SA-353
5	BAUT	CARBON STEEL SA-193 GRADE B8I TYPE 321
4	GASKET	CARBON STEEL SA-336 GRADE F8 TYPE 304
3	FLANGE	SOLID FTAL METAL (SOFT ALUMINIUM)
2	TUTUP ATAS	CARBON STEEL SA-353
1	NOZZLE PRODUK ATAS	CARBON STEEL SA-353
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA
DISTILASI

DIRANCANG OLEH :

DOSEN PEMBIMBING :

TUTI ANDHIKA WEDYAWATI
NIM. 07.14.026

Prof. Dr. Ir. TRI POESPOWATI, MT.
NIP. 1958 0802 199 103 2001

TAMPAK SSEL

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produksi yang diinginkan, perlu adanya alat untuk mengontrol jalannya proses. Selain itu peranan sumber daya manusia juga sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut diatas maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian suatu proses industri. Bila diinginkan suatu hasil dengan kondisi tertentu dari suatu peralatan proses maka dapat diperoleh suatu kondisi tertentu pula. Hal ini dapat tercapai dengan bantuan instrumentasi. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar – benar harus diperlukan secara cermat dan akurat. Variabel – variabel yang terkendalikan adalah tekanan, suhu, laju alir, dan tinggi permukaan cairan.

Pengendalian peralatan proses dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Pengendalian secara manual digunakan apabila pengendalian proses sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia, sedangkan pengendalian secara otomatis dilakukan jika tidak mungkin dilakukan secara manual yaitu dimana pengendalian dilakukan dengan menggunakan alat – alat kontrol yang bisa bekerja dengan sendirinya.

Pengendalian secara otomatis ini mempunyai keuntungan – keuntungan antara lain:

- Keselamatan kerja lebih terjamin
- Hasilnya dapat dipertanggung jawabkan
- Ketelitian cukup tinggi dan lebih akurat
- Mendorong manusia secara umum untuk lebih meningkatkan kemampuan dirinya.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu proses dengan jalan :
 - menjaga variabel proses berada dalam batas operasi aman
 - mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda – tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan rate atau laju alir produksi yang diinginkan.
3. Untuk menjaga kualitas produk
4. Mempermudah pengoperasian alat
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Faktor – faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi :

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

Adapun instrumentasi yang digunakan pada pra rencana pabrik metanol ini adalah:

1. *Temperatur Controller (TC)*
Alat ini dipasang pada peralatan yang perlu pengaturan dan penjagaan suhu agar beroperasi pada temperatur yang konstan dan sesuai dengan yang telah ditentukan.
2. *Pressure Controller (PC)*
Alat ini berfungsi untuk mengukur tekanan dalam suatu proses secara langsung.
3. *Level Indikator (LI)*
Alat ini dipasang pada peralatan proses yang bekerja secara kontinyu. Alat ini berfungsi untuk menjaga dan mengatur ketinggian larutan yang ada dalam tangki agar tidak melebihi batas yang telah ditentukan.
4. *Flow Controller (FC)*
Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan sehingga aliran yang masuk keperalatan proses tetap konstan .
5. *Flow Ratio Controller (FRC)*
Flow Ratio Controller dipasang pada tangki pelarutan karena terdapat dua bahan yang masuk dan akan bereaksi. FRC berfungsi untuk menjaga perbandingan rate bahan masuk agar tetap konstan sesuai dengan yang dibutuhkan.

6. *Weight Controller (WC)*

Berfungsi untuk mengatur berat bahan dalam suatu system agar sesuai dengan yang telah ditentukan.

Pemasangan alat instrumentasi pada masing – masing peralatan proses terlihat pada tabel :

Tabel 7.1.1. Pemasangan Alat Kontrol Pra Rencana Pabrik Metanol

No	Nama Peralatan	Kode Alat	Kode Instrumentasi
1	Reaktor Gasifikasi	R-110	TC
2	WGS Reaktor	R-120	TC
3	COS Hidrolisis	R-130	TC
4	Absorber	D-146	PC
5	Reaktor Sintesa Metanol	R-140	TC
6	Kolom Distilasi	D-150	PC
7	Storage MDEA	F-143	LI
8	Storage O ₂	F-116	PI
9	Storage Metanol	F-157	LI
10	Heater	E-145,E-147,E-152B	TC
11	Cooler	E-142,E-152A,E-152C	TC
12	Kompresor	G-118,G-141	PC
13	Expander	G-151	PC
14	Kondenser	E-156A	TC
15	Reboiler	E-156B	TC

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada pabrik harus mendapatkan perhatian yang cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologis akan membuat para pekerja merasa aman dan senang sehingga meningkatkan konsistensi para pekerjanya terdapat pekerjaannya, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata – mata ditujukan pada faktor manusianya saja, akan tetapi juga untuk menjaga peralatan kerja yang ada di

Berfungsi untuk mengatur berat bahan dalam suatu system agar sesuai dengan yang telah ditentukan.
 Pemanganan alat instrumentasi pada masing - masing peralatan proses terlihat pada

tabel :

Tabel 7.1.1. Pemanganan Alat Kontrol Pro Rencana Pabrik Metanol

No	Nama Peralatan	Kode Alat	Kode Instrumentasi
1	Reaktor Gasifikasi	R-110	TC
2	WGS Reaktor	R-120	TC
3	CO ₂ Hidratisasi	R-130	TC
4	Absorber	D-140	PC
5	Reaktor Sintesa Metanol	R-140	TC
6	Kolom Distilasi	D-120	PC
7	Storage MDEA	F-143	PI
8	Storage O ₂	F-110	PI
9	Storage Metanol	F-127	PI
10	Heater	E-142/E-147/E-128	TC
11	Cooler	E-142/D-120/E-120	TC
12	Kompresor	G-118/G-141	PC
13	Expander	G-121	PC
14	Kondenser	E-1207	TC
15	Reboiler	E-1208	TC

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada pabrik harus mendapatkan perhatian yang cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan kerja dengan baik dan teratur secara psikologis akan membuat para pekerja merasa aman dan senang sehingga meningkatkan konsistensi para pekerjaanya terhadap pekerjaannya. dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat.
 Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata - mata ditunjukan pada faktor manusianya saja akan tetapi juga untuk menjaga peralatan kerja yang ada di

dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik, maka alat tersebut dapat digunakan dalam jangka waktu yang cukup lama.

Secara umum ada tiga macam bahaya yang dapat terjadi dalam pabrik dan harus diperhatikan dalam perencanaannya yaitu :

1. Bahaya Kebakaran Dan Ledakan
2. Bahaya Mekanik
3. Bahaya Kesehatan

Beberapa sifat yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah :

A. Lingkungan Fisik

Meliputi mesin, peralatan, dan lingkungan kerja. Kecelakaan kerja dapat disebabkan oleh karna kesalahan perencanaan, aus, kerusakan alat, kesalahan pembelian, kesalahan dalam penyusunan atau peletakan dari peralatan dan lain sebagainya.

B. Latar Belakang pekerja

Yaitu sifat yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya, Sifat- sifat tersebut meliputi :

- Tidak cocoknya manusia terhadap mesin atau terhadap lingkungan kerja
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan
- Ketidak mampuan fisik dan mental
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja dan faktor - faktor yang lainnya.

C. Sistem Manajemen Pabrik

Sistem manajemen ini merupakan unsur terpenting karena menjadi pengatur kedua unsur di atas, kesalahan sitem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja antara lain :

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

Usaha- usaha untuk mencegah dan mengurangi terjadinya bahaya – bahaya yang timbul di dalam pabrik ini diantaranya :

- Memberiakan pelatihan – pelatihan pencegahan kecelakaan terhadap karyawan, khususnya karyawan – karyawan yang bekerja pada bagian proses dengan alat berat.
- Memberiakan pengaman berupa pakaian serta perlengkapan sebagai pelindung.
- Selalu menyediakan perlengkapan berupa unit pertolongan pertama pada kecelakaan.

7.2.1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan :

- Konstruksi gedung mendapat perhatian yang cukup besar.
- Diperlukan perhatian terhadap kelengkapan peralatan penunjang untuk pengaman terhadap bahaya alamiah seperti petir, angin, gempa, dan sebagainya.

7.2.2. Perpipaan

Jalur yang terletak diatas harus lebih baik dibandingkan dengan yang terletak dibawah permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian adanya kebocoran pada sistem perpipaan.

Pengaturan valve sangat penting untuk pengamanan proses industri, bila terjadi kebocoran pada cek valve diatasi dengan pemasangan blok valve yang berada disamping cek valve tersebut.

7.2.3. Pengoperasian Boiler

Dalam pengoperasiaan, perlu diperhatikan beberapa hal, seperti batas-batas tekanan sistem maksimal yang dapat dioperasikan, bahan-bahan boiler berupa coal yang mudah terbakar, hendaknya diperlukan suatu pengaman baik berupa alat pengaman seperti safety valve, maupun tanda – tanda larangan.

7.2.4. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang yang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan dengan baik sehingga dapat memberiakan kesegaran para karyawan serta dapat menghindari adanya gangguan pernafasan.

7.2.5. Listrik

Pada pengoperasiaan maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan. Dengan demikian keselamatan kerja karyawan dapat terjamin.

Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengoperasian instalasi listrik ini, meliputi :

- Peralatan yang sangat penting seperti swicher dan transformator diletakkan ditempat yang lebih aman.
- Peralatan listrik dibawah tanah diberi tanda – tanda tertentu yang jelas.
- Penediaan pembangkit tenaga cadangan.
- Semua bagian pabrik diberi penerangan yang cukup dan diutamakan pada bagian proses.

7.2.6. Pencegahan dan penanggulangan bahaya kebakaran

Salah satu bahaya yang harus diperhatikan adalah terjadinya kebakaran. Penyebab terjadinya kebakaran dapat berupa :

- Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari sistem utilitas, workshop, laboratorium, inti proses, dan lain – lain.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada instrumen yang lain.
- Gangguan pada peralatan utilitas seperti pada combustion chamber boiler (ruang pembakaran).

Cara mengatasi bahaya kebakaran dapat dilakukan dengan jalan :

A. Pencegahan kebakaran

- Penempatan alat – alat utilitas, workshop, laboratorium, dan kantor diletakkan secara proporsional pada unit proses.
- Pemasangan isolasi pada alat transmisi yang ada.
- Pemisahan antar unit yang satu dengan yang lainnya dengan menggunakan beton.
- Pemberian tanda – tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti larangan merokok, dan lain – lain.
- Pemasangan pipa air melingkar diseluruh lokasi pabrik.
- Pedyediaan alat pemadam kebakaran disetiap bagian bangunan pabrik dan pemasangan harus pada tempat yang mudah terjangkau.

Pengamanan dan pengontrolan terhadap kebakaran bila terjadi kebakaranj, api harus dilokalisir, sehingga dapat diketahui kemungknan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasinya.

Untuk pemakaian alat – alat pemadam kebakaran harus diketahui dahulu jenis – jenis apinya, yang dapat dibedakan atas :

1. Kelas A

Yaitu api yang ditimbulkan oleh bahan – bahan yang dapat terbakar seperti kayu, kertas, dan kotoran – kotoran yang terdapat dalam pabrik. Untuk penanganan api jenis ini diperlukan pembasahan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

2. Kelas B

Yaitu api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar, seperti residu. Penanganan api jenis ini dilakukan dengan cara memberi penutup bahan – bahan yang dianggap sesuai dengan keperluan diatas.

3. Kelas C

Yaitu api yang ditimbulkan dari perlengkapan listrik atau hubungan pendek. Tentunya untuk keperluan pemadam api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik dan tidak dialiri listrik.

4. Kelas D

Yaitu api yang ditimbulkan oleh bahan – bahan yang mudah meledak. Untuk hal pencegahan diperlukan jenis pengaman tertentu. Untuk menghindari kerusakan alat seperti adanya ledakan atau kebaran, pada alat – alat tersebut perlu dipasang suatu pengman seperti sefty valve, isolasi, pengaman dan pemadam kebakarn (hydrant).

B. Pencegahan bahaya mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tak memenuhi syarat yang berlaku. Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah.

- Konstruksi harus mendapat perhatian tyang cukup tinggi.
- Perencanaan peralatan harus sesuai dengan aturan yang berlaku baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor yang lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta alat pengamannya.

C. Pencegahan bahaya Kesehatan

Selain itu bahaya terhadap kesehatan karyawan umumnya datang dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu disesuaikan agar

ruangan proses maupun ruang lainya memiliki ventilasi atau pertukaran udara yang cukup sehingga dapat memberikan kesegaran pada karyawan serta dapat menghindari gangguan terhadap pernafasan.

7.2.7. Karyawan

Untuk menjaga kesehatan dan kesejahteraan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh pekerja agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing – masing alat sangat penting diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Seluruh pekerja harus menggunakan pelindung seperti topi pengaman, sepatu karet, sarung tangan dan masker.

Selain itu demi keselamatan karyawan dan kelancaran proses industri diperlukan :

- Alat – alat yang berputar dan bergerak misalnya motor, harus dilengkapi dengan penutup.
- Pakaian pekerja harus kuat dan bersih.
- Memakai sarung tangan, masker, dan sepatu karet.
- Memakai topi/helm pelindung.

7.3. Kesehatan dan keselamatan kerja

Kesehatan dan keselamatan kerja merupakan yang penting agar semua karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik demi kelancaran proses produksi, maka diperlukan perlindungan – perlindungan terhadap kesehatan dan keselamatan karyawan. Untuk itu diberikan alat – alat pelindung meliputi :

Tabel 7.3.1 Alat pelindung Pra Rencana Pabrik Metanol

No	Alat Pelindung	Lokasi Penggunaan
1.	Helm	Pekerja pada bagian alat-alat proses
2.	Sepatu	Pekerja pada bagian proses dan bahan baku
3.	Kacamata	Pekerja pada bagian alat-alat proses
4.	Body Harness	Pekerja pada bagian ala-alat proses
5.	Sarung tangan	Pekerja pada bagian proses produksi
6.	Masker	Semua unit proses
7.	PMK	Semua unit proses
8.	Isolasi panas	Heater
9.	Segitiga pengaman	Bengkel dan setiap kendaraan angkut
10.	Pemadam kebakaran	Semua unit proses dan kantor

BAB VIII

UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah suatu bagian atau unit yang sangat penting untuk dapat menunjang jalannya proses produksi, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Metanol ini yaitu :

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

Uraian Proses

Air dari sungai disaring dengan filter (H-221) dan dialirkan dengan menggunakan pompa (L-212) menuju bak sedimentasi (F-213) untuk diendapkan, kandungan pasir maupun pengotor lainnya. Dari bak ini air dipompa menuju bak skimmer (F-215) dengan menggunakan pompa (L-214) untuk selanjutnya dilakukan proses pengolahan ataupun penghilangan bahan terapung seperti minyak dan pengotor lain. Kemudian dari bak skimmer air sungai tersebut dialirkan kembali dengan menggunakan pompa (L-216) menuju tangki clarifier (H-210) untuk dilakukan proses pemurnian tahap awal dengan menambahkan larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ atau larutan alum guna memisahkan suspended solid serta zat terlarut lainnya yang terdapat dalam air sungai secara kimiawi. Padatan yang terbentuk pada clarifier akan dikeluarkan melalui bagian bawah tangki clarifier sedangkan air bersih akan dikeluarkan dari clarifier melalui bagian samping tangki clarifier untuk kemudian difiltrasi di dalam sand filter (F-221) untuk menyaring kembali apabila terdapat pasir maupun endapan yang terikut dalam aliran air bersih. Setelah melalui sand filter, air bersih kemudian dialirkan dan ditampung dalam bak air bersih (F-222) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu :

a) Pengolahan air sanitasi

Air bersih dari bak air bersih (F-222) dialirkan dengan menggunakan pompa (L-251) untuk dialirkan kedalam bak klorinasi (F-250) dan ditambahkan

desinfektan berupa Cl_2 (klor) untuk mematikan mikroorganisme sehingga air aman untuk keperluan sanitasi. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak sanitasi (F-253) dengan menggunakan pompa (L-252) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman serta pemadam kebakaran.

b) Pengolahan air lunak

Air dari bak air bersih (F-222) dialirkan menggunakan pompa (L-223) menuju tangki kation exchanger (D-220A) untuk dilakukan proses pemisahan kandungan anion yang menyebabkan kesadahan maupun mineral-mineral lain yang dapat mengganggu proses penggunaan air. Di dalam kation exchanger digunakan hydrogen exchanger (H_2Z) untuk mengikat anion pengganggu sehingga air bebas dari mineral-mineral penyebab kesadahan. Setelah melalui kation exchanger air bersih kemudian dialirkan menuju anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan kandungan kation maupun mineral-mineral pengganggu. Dalam anion exchanger digunakan De-acidite (DOH) untuk memurnikan air dari ion pengotor. Setelah melalui tahapan (Demineralizer) air bersih tersebut kemudian dialirkan kedalam bak air lunak (F-224) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu :

1. Air umpan WHB

Sebagian air dari bak air lunak (F-224) kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa (L-225) menuju WHB (E-121) sebagai umpan WHB.

2. Air Boiler

Air dari bak air lunak dipompa dengan (L-231) menuju deaerator (D-232) untuk dilakukan proses penghilangan kandungan CO_2 dan O_2 terlarut serta pemanasan tahap awal. Setelah melalui proses awal dalam deaerator, air lunak umpan boiler tersebut dialirkan dengan pompa (L-233) menuju boiler (Q-230) untuk diubah dari fase cair menjadi steam superheated yang akan digunakan sebagai media pemanas pada peralatan proses yang ada. Steam yang dihasilkan sebagian dimanfaatkan sebagai media pemanasan tahap awal untuk air umpan boiler pada deaerator (D-232). Setelah digunakan, steam tersebut kemudian dikirim kembali kedalam bak air lunak dengan nama steam condensat dengan suhu yang disesuaikan dengan suhu di dalam bak air lunak.

3. Air pendingin

Air bersih yang berada di dalam bak air lunak (F-224) dialirkan dengan menggunakan pompa (L-241) kedalam bak air pendingin (F-242) untuk ditampung sementara sebagai air media pendingin. Kemudian dari bak air pendingin, air dialirkan kembali dengan menggunakan pompa (L-243) untuk didistribusikan kedalam peralatan proses sebagai media pendingin proses. Setelah digunakan sebagai media pendingin, air pendingin tersebut kemudian dipompa keluar proses dengan menggunakan pompa (L-244) untuk di alirkan menuju cooling tower (P-240) untuk dilakukan proses pendinginan kembali sehingga air dapat dimanfaatkan kembali sebagai media pendingin. Setelah dilakukan proses pendinginan kembali dalam alat cooling tower P-228 air pendingin tersebut kemudian dikembalikan kedalam bak air pendingin (F-242) untuk ditampung dan digunakan kembali.

8.1. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air, baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kualitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas menyangkut syarat air yang harus dipenuhi.

8.1.1. Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai pemanas pada *heater* dan *reboiler*. Kebutuhan *steam* dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (*boiler*), sehingga kesadahan air umpan ketel (*boiler feed water*) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu proses produksi *steam* serta akan mengganggu pula jalannya operasi pabrik.

Zat – zat yang terkandung dalam air umpan boiler (bahan baku pembuatan *steam*) yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah :

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

Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air yang digunakan tidak merusak ketel (*boiler*). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} dan anion-anion seperti SO_4^{2-} , Cl^- dan SO_3^{2-} . Untuk itu diperlukan treatment secara lebih sempurna. Dari *Perry ed. 6 hal 976* diperoleh bahwa air umpan boiler tersebut mempunyai syarat sebagai berikut :

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

Syarat-syarat lain yang harus dipenuhi oleh air umpan *boiler* :

a. Tidak berbusa

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

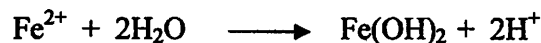
- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan air dalam *boiler*
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang menyebabkan adanya *solid-solid* yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lanjut.
- Dapat menyebabkan timbulnya ledakan yang diakibatkan oleh percikan yang kuat sehingga menyulitkan pengontrolan tekanan.

b. Tidak boleh membentuk kerak

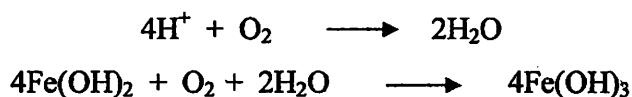
Kerak disebabkan oleh adanya garam-garam Ca^{2+} , Mg^{2+} , CO_3^{2-} , SiO_2 dan Al_2O_3 . Kerak yang terbentuk nantinya akan menyebabkan gangguan pada alat yang antara lain :

- Efisiensi dari perpindahan panas akan berkurang yang dikarenakan terjadinya isolasi oleh kerak terhadap panas yang masuk sehingga proses perpindahan panas terhambat.
 - Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran akibat tekanan yang kuat.
 - Kerak yang terbentuk juga dapat merusak kekuatan dari bahan konstruksi dari *boiler* itu sendiri sehingga akan menurunkan tingkat efisiensi dari segi waktu pemakaian alat.
- c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

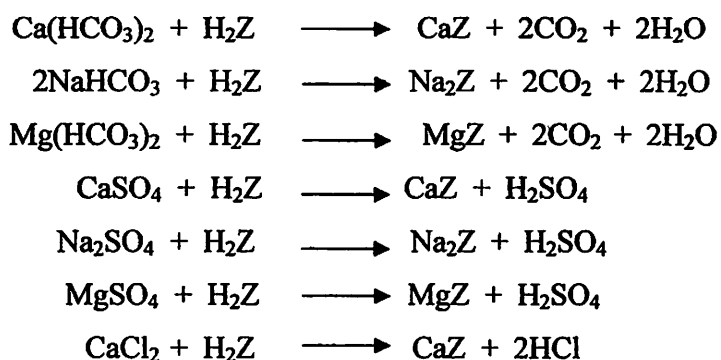
Korosi pada pipa *boiler* disebabkan oleh adanya kadar keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan-bahan organik serta gas CO_2 , O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

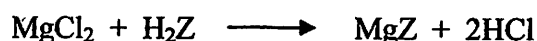


Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi, secara reaksi adalah sebagai berikut :

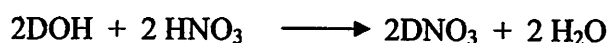
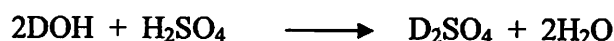


Proses pelunakan air umpan *boiler* dilakukan dengan menggunakan prinsip pertukaran ion-ion dalam *demineralizer (kation dan anion exchanger)*. Mula-mula air bersih dilewatkan pada *kation exchanger* dengan menggunakan resin zeolit (*hydrogen exchanger*) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :





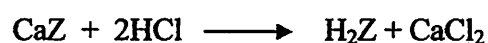
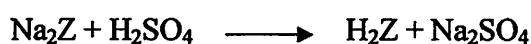
Air yang bersifat asam kemudian dialirkan ke dalam tangki *anion exchanger* untuk menghilangkan anion yang tidak dikehendaki. Tangki *anion exchanger* menggunakan De-acidite (DOH) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :



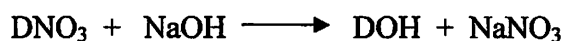
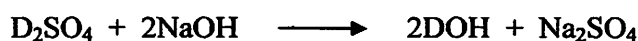
Keluar dari tangki *anion exchanger*, air yang telah bebas dari ion-ion pengganggu dialirkan kedalam bak air lunak dan siap digunakan.

Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak lagi aktif. Hal ini dapat diketahui dari sifat kesadahan air umpan *boiler* yang dianalisa terus menerus. Jika terdapat kesadahan air umpan *boiler*, maka hal ini menunjukkan bahwa resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi.

Regenerasi resin zeolit (*hydrogen exchanger*) dilakukan dengan menggunakan asam klorida atau asam sulfat, dengan reaksi sebagai berikut:



Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodium hydroxide atau caustik soda dengan reaksi sebagai berikut :



Setelah keluar dari demineralizer, air umpan *boiler* ditampung dalam tangki penampung umpan *boiler* untuk kemudian dipompakan ke dalam deaerator. Tujuan dari penggunaan deaerator adalah untuk menghilangkan gas-gas impurities dari air umpan

boiler dengan pemanasan *steam*. Keluar dari deaerator, air umpan *boiler* telah memenuhi syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

Kuantitas *steam* yang diperlukan dalam proses didapatkan dari perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat. Menurut perhitungan dari bab-bab sebelumnya, kebutuhan *steam* sebesar 52.771,9339 kg/jam. Direncanakan banyaknya *steam* disediakan dengan *excess* 20% sebagai pengganti *steam* yang hilang sehingga kebutuhan *steam* sebesar 63.326,3206 kg/jam dan dengan menghitung faktor evaporasi didapatkan kebutuhan air umpan *boiler* sebesar 88.273,43 kg/jam.

8.1.2. Air Pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas yang berfungsi untuk menurunkan panas. Alasan mengapa digunakan air sebagai media pendingin disebabkan antara lain karena :

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

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Kesadahan (*hardness*), dapat memberikan efek pembentukan kerak
- Besi, penyebab korosi
- Silika, penyebab kerak
- Minyak, penyebab terganggunya film *corrosion inhibitor* yang dapat menurunkan efisiensi perpindahan panas dan merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air pendingin yang telah digunakan kemudian akan didinginkan (disirkulasi) kembali menggunakan *cooling tower*. Hal ini dimaksudkan untuk menghemat pemakaian air pendingin sehingga tidak perlu penggantian air pendingin secara terus menerus.

Adapun kebutuhan air pendingin yang digunakan sebagai media pendingin pada peralatan proses dapat dilihat pada table berikut ini :

Tabel 8.1.2.1. Data Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Reaktor Gasifier (R-110)	3.249.863,7835
2	WGS Reaktor (R-120)	143.158,3642
3	Cooler (E-142)	213.037,7626
4	Reaktor G Sintesa Metanol (R-140)	391.830,5782
5	Cooler (E-152A)	4.045,6712
6	Condenser (E-156A)	186,1262
7	Cooler (E-152C)	5.369,4886
Total		4.007.491,7746

Dari tabel 8.1.2.1. air yang digunakan untuk keperluan pendingin adalah sebesar 4.007.491,7746 kg/jam, direncanakan banyaknya air pendingin yang *display* adalah 20% berlebih dari jumlah air pendingin, maka kebutuhan air pendingin adalah 4.808.990,1295 kg/jam.

8.1.3. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan oleh para karyawan dilingkungan pabrik untuk kebutuhan konsumsi, cuci, mandi, masak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun persyaratan berdasarkan sifat fisik yang harus dipenuhi oleh air yang akan digunakan sebagai air sanitasi adalah sebagai berikut :

1. Syarat fisik

- Suhu : Di bawah suhu kamar
- Warna : Tidak berwarna dan jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- pH : Netral

2. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak terlarut dalam air, seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu dan sebagainya.

- Tidak mengandung zat-zat berbahaya lain yang termasuk kedalam logam berat.
- Tidak beracun

3. Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut, setelah proses penjernihan, air harus diberi desinfektan seperti khlor cair atau kaporit.

Tabel 8.1.3.1. Data Kebutuhan Air Sanitasi

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Karyawan	916,7984
2	Laboratorium dan taman	458,3992
3	Pemadam kebakaran dan cadangan	1925,27664
Total		3.300,4742

Berdasarkan hasil perhitungan dari kebutuhan air untuk peruntukan masing-masing proses maka didapatkan kebutuhan air total Pabrik Metanol yang dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel 8.1.3.2. Data Kebutuhan Air Total Pabrik Metanol

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air sanitasi	3.300,4742
2.	Air pendingin	5.289.889,1
3.	Air Umpan Boiler	88.273,43
4.	WHB	13.330,49
Total		5.394.793,536

- Tidak mengandung van-xin berwujud lain yang termasuk kedalam logam berat.
 - Tidak beracun
 - 3. Syarat bakteriologis
- Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merugikan air-sial-sial lain air.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut, sudah proses penjernihan air harus dapat desinfeksi seperti kloror cair atau kaporan.

Tabel 8.1.3.1. Data Kebersihan Air Sanitasi

No.	Kebersihan	Kebersihan (kg/jam)
1	Kanalisasi	916,7084
2	Laboratorium dan taman	428,3003
3	Pemandian kebersihan dan cadangan	1022,2764
Jumlah		3.300,4743

Berdasarkan hasil perhitungan dari kebersihan air untuk permukaan masing-masing proses maka didapatkan kebutuhan air total pabrik. Volume yang dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel 8.1.3.2. Data Kebersihan Air Total Pabrik Makanan

No.	Kebersihan	Kebersihan (kg/jam)
1.	Air sanitasi	3.300,4743
2.	Air pendingin	2.282,2801
3.	Air Uap dan Botol	282,2743
4.	WHB	13,33049
Total		5.968,3597

8.2. Unit Penyediaan *Steam*

Unit penyediaan *steam* berfungsi untuk menyediakan kebutuhan *steam* yang digunakan sebagai media pemanas pada proses produksi. Bahan baku pembuatan *steam* adalah air umpan *boiler*. *Steam* yang dibutuhkan dalam proses produksi mempunyai kondisi sebagai berikut :

Tekanan = 30 bar

Temperatur = 550 °C

Steam yang telah digunakan dan telah menjadi kondensat kemudian akan dikirim ke unit pengolahan untuk dilakukan proses *recovery* (disirkulasi). Hal ini dimaksudkan untuk menghemat pemakaian air umpan *boiler*.

Adapun kebutuhan *steam* tersebut digunakan sebagai media pada beberapa peralatan proses, adapun peralatan-peralatan tersebut antara lain adalah sebagai berikut :

Tabel 8.2.1. Data Kebutuhan *Steam*

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Reaktor Gasifier (R-110)	2.812,74
2	WGS Reaktor (R-120)	12.546,9706
3	COS Hidrolisis Reaktor (R-130)	9.959,0429
4	Heater (E-117)	11.950,0314
5	Heater (E-145)	7.659,0756
6	Heater (E-147)	6.673,9630
7	Heater (E-152B)	713,9343
8	Reboiler (E-156B)	456,1761
Total		52.771,9339

Berdasarkan perhitungan dari Appendix D keperluan *steam* sebesar 52.771,9339 kg/jam. Direncanakan banyaknya *steam* disediakan dengan *excess* 20% sebagai pengganti *steam* yang hilang sehingga kebutuhan *steam* total sebesar 63.326,3206 kg/jam.

8.3. Unit Penyediaan Nitrogen

Pendingin yang digunakan dalam Pra Rencana Pabrik Metanol adalah Nitrogen cair, karena suhu produk yang diharapkan berada jauh dibawah suhu kamar.

Sifat fisik Nitrogen :

- Berat molekul : 28 g/mol
- Titik didih : -195,79 °C
- Titik beku : -210 °C
- Densitas gas : 1,251 g/L (0 °C, 1 atm)

Sifat kimia Nitrogen :

- Tidak berbau
- Tidak berwarna
- Merupakan gas diatomik bukan logam yang stabil
- Sangat sulit bereaksi dengan unsur atau senyawa lainnya

Penggunaan Nitrogen sebagai pendingin karena :

1. Tidak beracun.
2. Tidak mudah terbakar pada kondisi operasi.
3. Sesuai untuk kondisi operasi dari pabrik karena memiliki titik beku yang rendah.
4. Tidak korosif terhadap bahan konstruksi yang digunakan.
5. Harganya murah.

Kebutuhan Nitrogen pada Pabrik Metanol dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 8.3.1. Data Kebutuhan Nitrogen

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Cooler (E-152A)	4045,6712
Total		4045,6712

Direncanakan banyaknya Nitrogen yang disuplay adalah 20% excess, sehingga kebutuhan Nitrogen total sebesar 4.854,8054 kg/jam.

8.4. Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh dari PLN 40% dan generator 60%. Tenaga listrik yang disediakan digunakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain. Adapun perincian kebutuhan listrik adalah :

- Kebutuhan listrik untuk proses
 - Total kebutuhan yaitu sebesar 11.344 HP = 8.459,2208 KW
- Kebutuhan listrik untuk daerah pengolahan air
 - Total kebutuhan yaitu sebesar 603 HP = 449,9638 KW
- Kebutuhan untuk instrumentasi
 - Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10% dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses, maka kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah 890,9185 KW.
- Kebutuhan listrik untuk penerangan
 - Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000
Total listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar
= $1.337 \times 250 \text{ watt} = 334.320 \text{ watt} = 334,320 \text{ KW}$
 - Penggunaan lampu fluorescent 40 watt dengan lumen output 1960
Total listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar
= $230 \times 250 \text{ watt} = 9.197 \text{ watt} = 9,197 \text{ KW}$
 - Penggunaan lampu fluorescent 20 watt dengan lumen output 1.960
Total listrik yang dibutuhkan yaitu sebesar
= $22 \times 250 \text{ watt} = 440 \text{ watt} = 0,44 \text{ KW}$

Total listrik penerangan = $(334,320 + 9,197 + 0,44) \text{ kW} = 343,957 \text{ KW}$
- Kebutuhan listrik untuk lain-lain
 - Kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian computer, mesin fotokopi, mesin fax, AC, lemari es, dan lain-lain sebesar 10 KW.

Berdasarkan kebutuhan listrik dari masing-masing kebutuhan unit pabrik, maka total kebutuhan listrik dari Pabrik Metanol adalah 9.263,142 KW

Guna menjaga ketersediaan listrik yang stabil maka *Safety factor* ditetapkan sebesar 10% dari total kebutuhan listrik. Maka total kebutuhan listrik Pabrik Metanol adalah sebesar 10.189,4562 KW. Listrik yang disuplai dari PLN sebesar 40% yaitu 4.075,7825 KW, sedangkan listrik yang disuplai generator set sebesar 60% yaitu 5557,8852 KW.

8.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik merupakan bahan bakar yang digunakan pada generator. Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel oil* (solar), pemilihan bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harga relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

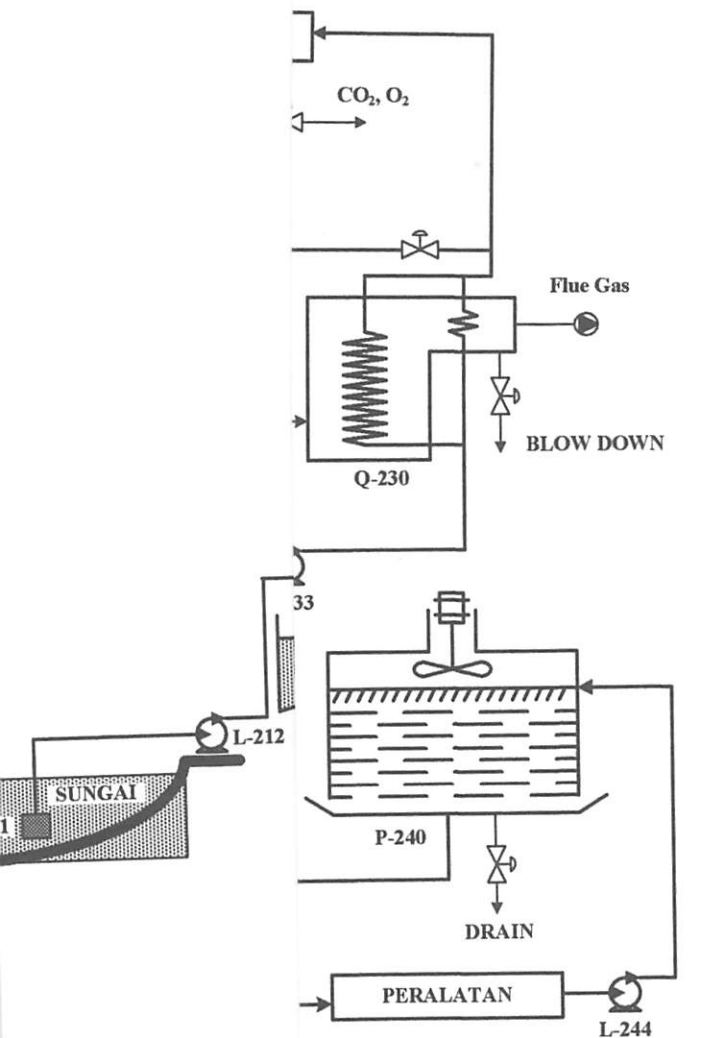
Sifat-sifat *fuel diesel oil* antara lain sebagai berikut :

- Flash point = 150 °F
- Densitas = 0,84 g/mL
- Heating value = 130.500 Btu/gallon
- Viscositas = 1,6 cSt^[10]

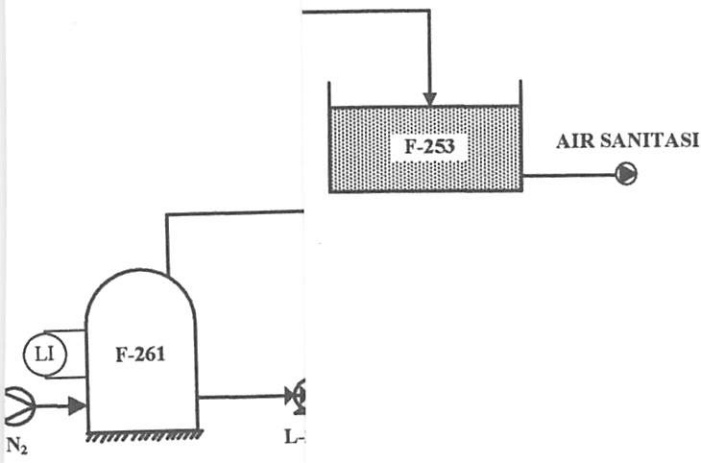
Spesifikasi Generator :

- Type : AC generator 3 phase
- Kapasitas : 6.947 KW
- Effisiensi : 80%
- Jumlah : 2 buah (1 cadangan)

Jadi kebutuhan bahan bakar pada generator untuk pabrik Metanol ini adalah 687,6187 L/jam



32	E-264	COOLER N ₂
31	L-263	POMPA N ₂ KE UNIT REFRIGERATION
30	L-262	POMPA N ₂ KE PERALATAN
29	F-261	STORAGE N ₂
28	P-260	REFRIGERATION
27	F-253	BAK AIR SANITASI
26	L-252	POMPA AIR KE BAK SANITASI
25	L-251	POMPA AIR KE BAK KLORINASI
24	F-250	BAK KLORINASI
23	L-244	POMPA COOLING TOWER
22	L-243	POMPA PERALATAN
21	F-242	BAK AIR PENDINGIN
20	L-241	POMPA AIR PENDINGIN
19	P-240	COOLING TOWER
18	L-233	POMPA KE BOILER
17	D-232	DEAERATOR
16	L-231	POMPA KE DEAERATOR
15	Q-230	BOILER
14	L-225	POMPA AIR PROSES
13	F-224	BAK AIR LUNAK
12	L-223	POMPA AIR BERSIH
11	F-222	BAK AIR BERSIH
10	H-221	SAND FILTER
9	D-220B	ANION EXCHANGER
8	D-220A	KATION EXCHANGER
7	L-216	POMPA AIR KE TANGKI CLARIFIER
6	F-215	BAK SKIMMER
5	L-214	POMPA AIR KE BAK SKIMMER
4	F-213	BAK SEDIMENTASI
3	L-212	POMPA AIR SUNGAI
2	H-211	FILTER AIR SUNGAI
1	H-210	TANGKI CLARIFIER
NO	KODE	NAMA ALAT



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

**UNIT PENGOLAHAN AIR PRA RENCANA PABRIK
METANOL**

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING :
Devi Dika Kurniawati 07.14.016 Tuti Andhika Wedyawati 07.14.026	Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT.

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

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

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

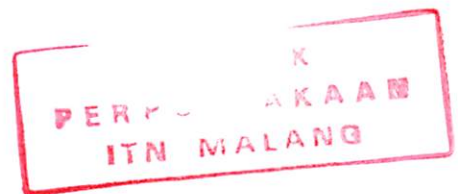
1. Faktor utama
 - a. Penyediaan bahan baku
 - b. Pemasaran (*marketing*)
 - c. Utilitas (bahan bakar, sumber air dan listrik)
 - d. Keadaan geografis masyarakat
2. Faktor khusus
 - a. Transportasi
 - b. Tenaga kerja
 - c. Buangan pabrik dan pembuangan limbah
 - d. Perpajakan dan asuransi
 - e. Karakteristik dari lokasi
 - f. Peraturan perundang-undangan

9.1.1. Faktor Utama

a. Penyediaan bahan baku

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama. Sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.



- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan

b. Pemasaran (*Marketing*)

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam industri kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produksi akan dipasarkan (*marketing area*)
- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran.

c. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari :

1. Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air umpan boiler, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari 3 macam sumber, yaitu :

- Air sungai (sumber)
- Air kawasan
- Air PDAM

Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) akan lebih ekonomis. Hal-hal yang diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang disediakan
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Memperkirakan kebutuhan air yang mendukung industri termasuk untuk air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air yang tersedia untuk mencegah kebakaran.

- Memperhatikan efek pembuangan limbah dari aktivitas industri terhadap lingkungan sekitar terutama yang dapat menyebabkan kontaminasi terhadap air

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dari dua sumber : air sungai dan air laut. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan dan digunakan untuk keperluan pabrik, sarana dan prasarana, serta disalurkan kepemukiman disekitar pabrik. Sedangkan air laut digunakan untuk pendinginan Propane.

2. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- a. Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah itu.
- b. Harga tenaga listrik di daerah tersebut.
- c. Harga tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.
- d. Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari pembangkit listrik berbahan bakar batu bara dan generator, walaupun demikian tenaga generator diperlukan sebagai cadangan yang harus siap setiap saat terjadi hal-hal darurat. Bahan bakar digunakan untuk menghasilkan steam pada boiler dan sebagai bahan bakar untuk menggerakkan *generator*.

3. Keadaan geografis dan masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan.

- Kesiapan masyarakat untuk menjadi masyarakat industri.
- Keadaan alamnya, keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Gempa bumi, banjir, angin topan dan lain-lain.

- Keadaan tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses.
- Pengaruh produk yang dihasilkan maupun proses yang digunakan terhadap masyarakat lingkungan sekitar terutama untuk industri yang menghasilkan bahan berbahaya.
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang.

Dengan memperhatikan beberapa faktor tersebut maka sebelum pendirian pabrik harus dilakukan survey area terlebih dahulu sehingga keberlangsungan dan masa depan pabrik dapat terjamin.

9.1.2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (supply) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan faktor-faktor yang ada, seperti berikut :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor.
- Jalur kereta api.
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara.
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal.
- Jarak sumber bahan baku maupun dengan daerah pemasaran.

b. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan dari masyarakat dan tenaga kerja juga mendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut
- Karakteristik dari lokasi

c. Buangan pabrik dan pembuangan limbah

Apabila buangan pabrik (waste disposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

Untuk pembuangan limbah industri harus memperhatikan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan dari pemerintah.

d. Perpajakan dan asuransi

Masalah ini berkaitan dengan pemberian ijin dan sistem perpajakan di daerah pendirian pabrik tersebut. Hal-hal yang mempengaruhi antara lain :

- Pendapatan daerah tersebut
- Asuransi untuk pengangguran
- Monopoli perusahaan

e. Karakteristik dari lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dsb.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya.

f. Faktor lingkungan (komunitas)

- Adat istiadat atau kebudayaan di daerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik dan tempat ibadah
- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan

g. Peraturan dan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebut.

Berdasarkan pertimbangan diatas dapat ditentukan bahwa pendirian pabrik Metanol ini layak didirikan di kawasan Tenggarong, Kalimantan Timur.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Tersedianya bahan baku

Disebabkan daerah yang berdekatan dengan kegiatan eksplorasi, sehingga memudahkan dalam penyediaan bahan baku, maka akan diadakanya pembangunan jalan maupun pipa-pipa.

2. Pemasaran

Produk Metanol yang dihasilkan akan didistribusikan melalui kapal maupun darat. Dengan didukung oleh daerah yang dekat dengan pelabuhan, sehingga memudahkan dalam pendistribusian produk.

3. Sarana Transportasi

Telah tersedia jalan raya yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan.

4. Penyediaan utilitas

Kawasan Tenggarong terletak di dekat sungai, sehingga dapat dijamin ketersediaan air untuk memenuhi semua kebutuhan pabrik dan masyarakat.

5. Tersedianya Tenaga Kerja

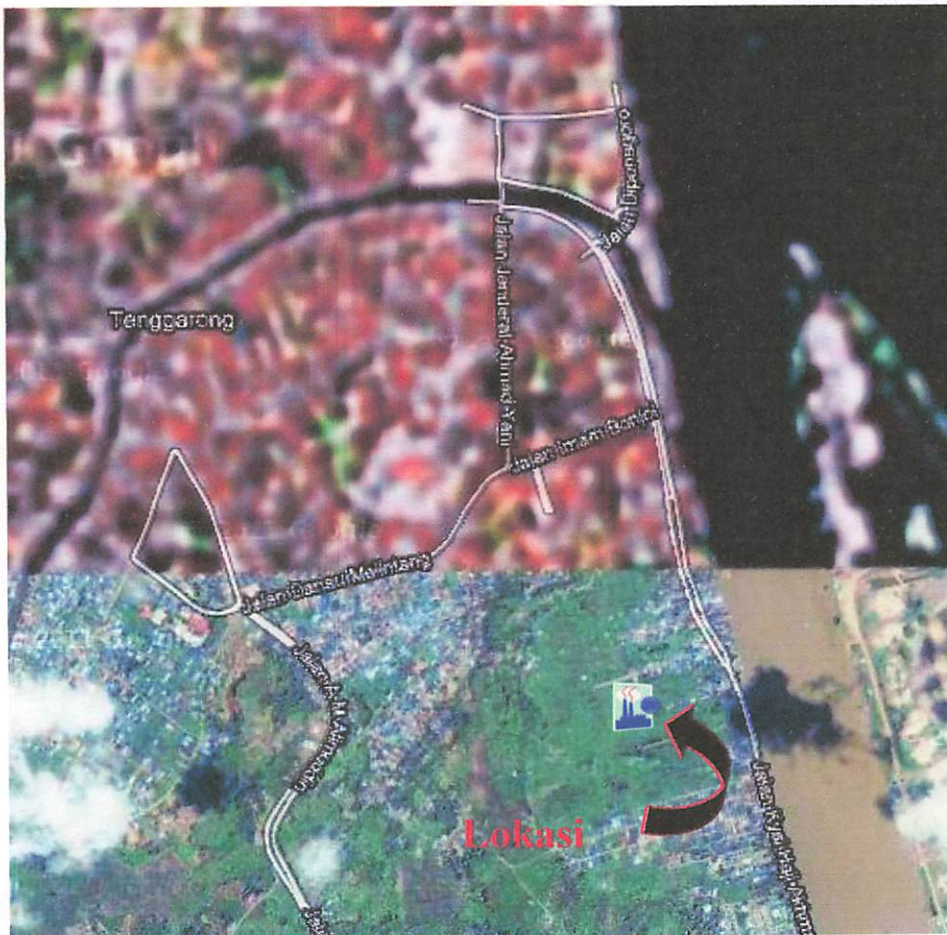
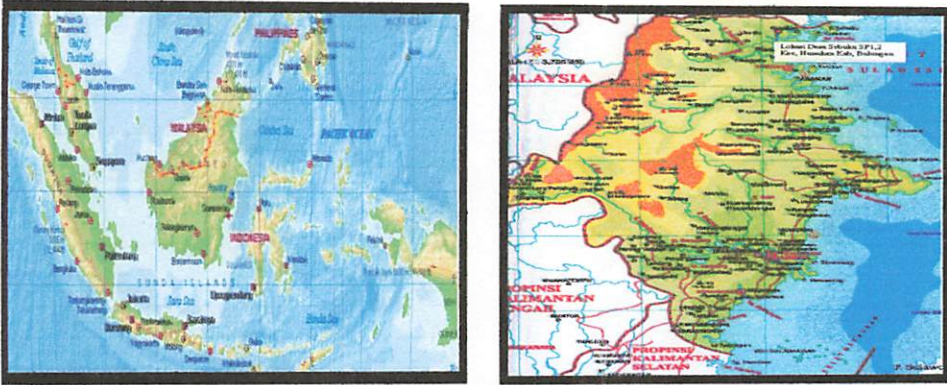
Penyediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik untuk pengoperasian alat – alat industri perlu dipertimbangkan. Untuk tenaga kerja, Kalimantan adalah salah satu propinsi penyedia tenaga kerja yang produktif dan potensial. Karena banyak perguruan tinggi terkemuka yang selalu mampu menghasilkan sumber daya manusia yang berkualitas.

6. Iklim.

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Kalimantan dapat dikatakan stabil. Kondisi panas lebih dominan, disebabkan oleh propinsi terletak dengan garis khatulistiwa.

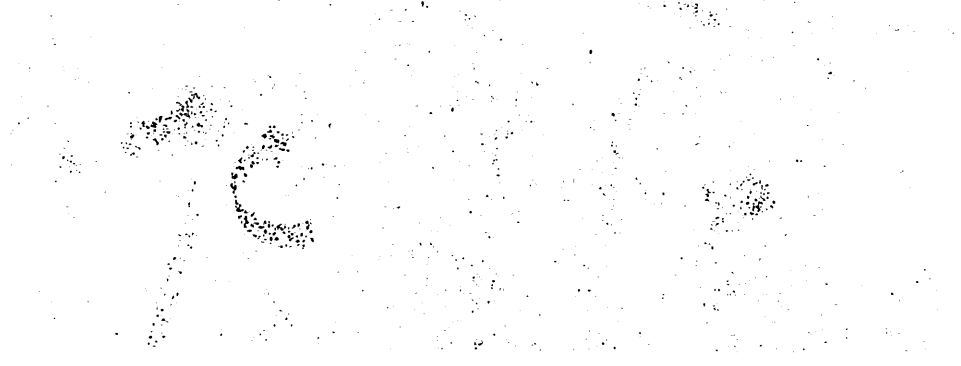
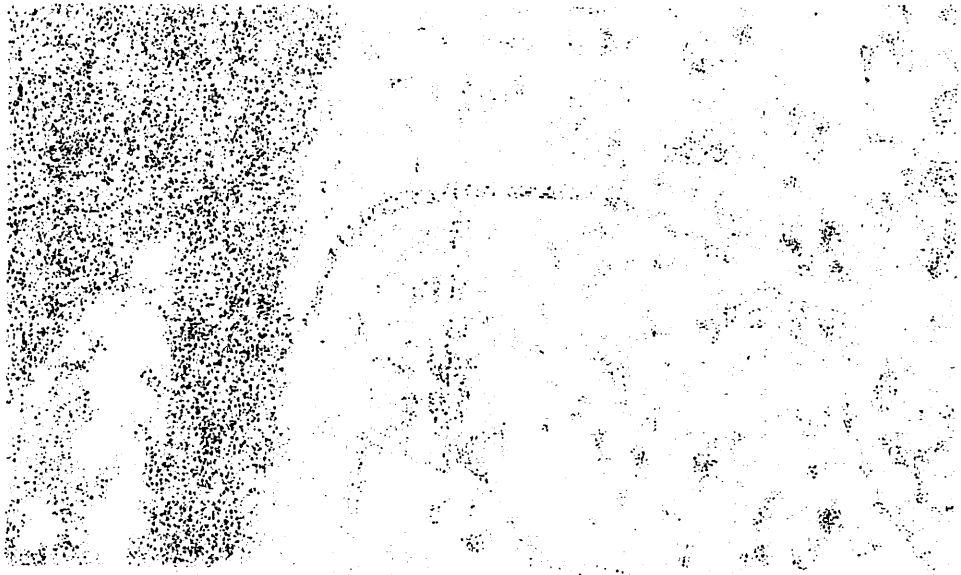
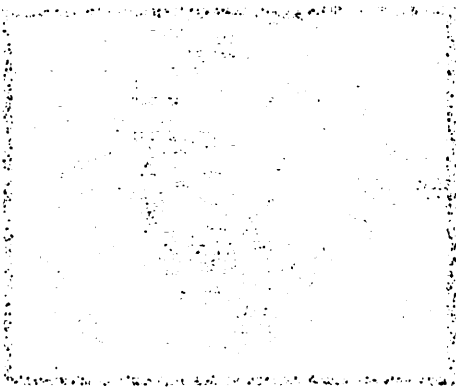
Dari pertimbangan di atas dapat disimpulkan bahwa di kawasan Tenggarong, Kalimantan Timur merupakan daerah yang sangat strategis untuk mendirikan pabrik Metanol.

PETA TENGGARONG, KALIMANTAN TIMUR



Gambar 9.2.1. Peta Lokasi Pabrik Metanol

THE UNIVERSITY OF CHICAGO



THE UNIVERSITY OF CHICAGO

9.3. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

A. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam suatu pabrik dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga :

- a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
- b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Tabel 9.3.1. Perincian Luas Daerah Pabrik

No	Lokasi	Ukuran (m ²)	Luas (m ²)
1	Parkir tamu	30 × 3	90
2	Pos keamanan	2 × (4×5)	40
3	Parkir pegawai	30 × 3	90
4	Musholla	10 × 5	50
5	Taman	15 × 80	1.200
6	Aula	30 × 30	900
7	Poliklinik	10 × 5	50
8	Perkantoran & tata usaha	20 × 25	500

9.3. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi awal proses, awal penyempurnaan dan awal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alir-alir serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat dilaku dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditetap seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai secara efisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

A. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam suatu

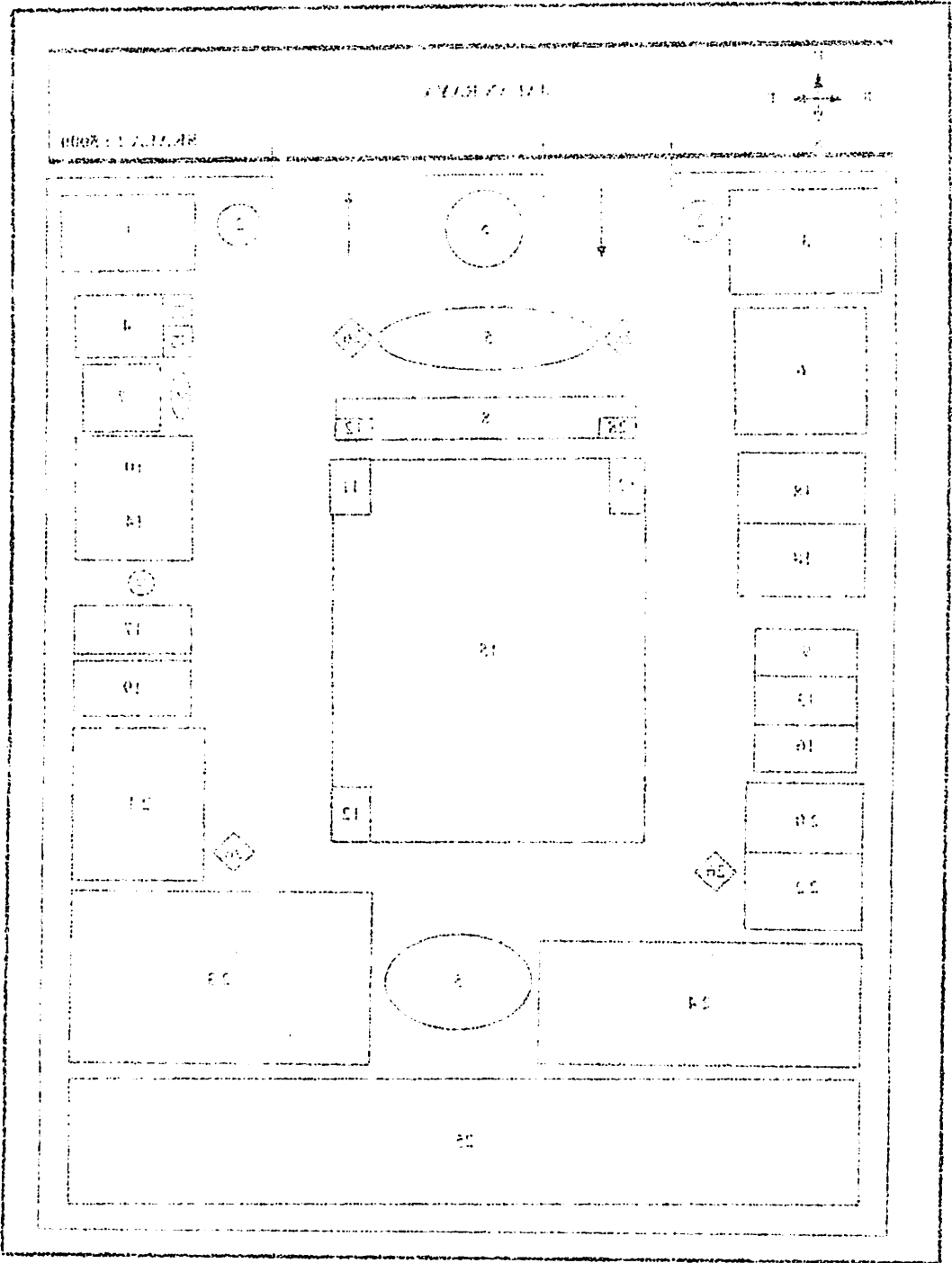
pabrik dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga :

- a. Pemakaian awal tanah secara efisien
- b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah. Hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- e. Terjadinya awal tanah menjadi permasalahan pabrik
- f. Ventilasi dan pertanangan yang cukup pada bangunan pabrik

Tabel 9.3.1. Perincian Luas Daerah Pabrik

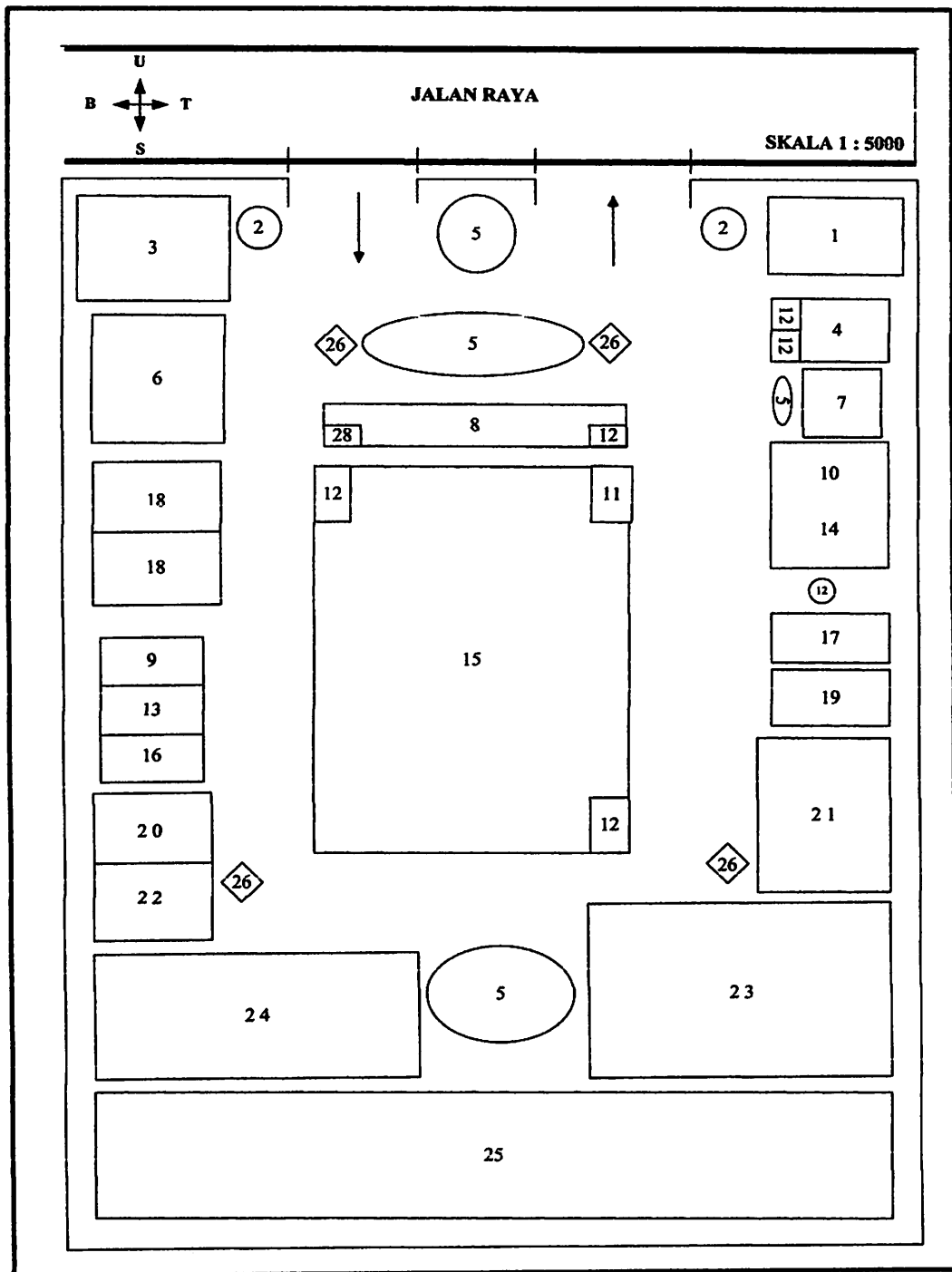
No	Luasan	Luasan (m ²)	Luas (m ²)
1	Pabrik utama	30 x 3	90
2	Ros Kamaran	2 x (4x2)	16
3	Pabrik bagian	30 x 3	90
4	Mushola	10 x 2	20
5	Taman	12 x 80	960
6	Aula	30 x 30	900
7	Potiklinik	10 x 2	20
8	Perkantoran & luas usaha	30 x 22	660

9	Garasi	10 × 10	100
10	Kantin	20 × 5	40
11	Ruang kepala pabrik	10 × 8	80
12	Toilet	2(4×3)+2(10×5)+2(3×3)	142
13	Bengkel	15 × 10	150
14	Perpustakaan	15 × 5	75
15	Ruang proses produksi	60 × 40	2.400
16	Areal tangki bahan bakar	15 × 15	225
17	Laboratorium	15 × 10	150
18	Pemeriksaan bahan	10 × 5	50
19	Ruang bahan baku	15 × 15	225
20	Ruang generator	15 × 15	225
21	Gudang produk	30 × 15	450
22	Pemadam api kebakaran	10 × 10	100
23	Areal waste treatment	30 × 30	900
24	Areal water treatment	200 × 50	10.000
25	Perluasan pabrik	70 × 80	5.600
26	Halaman dan jalan	4.831	4.831
27	Parkir truk	25 × 10	250
28	Litbang / R&D	10 × 8	80
			28.993



Gambar 9.3.2. Plant Lay Out Pabrik Makanan

- Keterangan :
1. Parkir tamu
 2. Pos keamanan
 3. Parkir pegawai
 4. Mushola



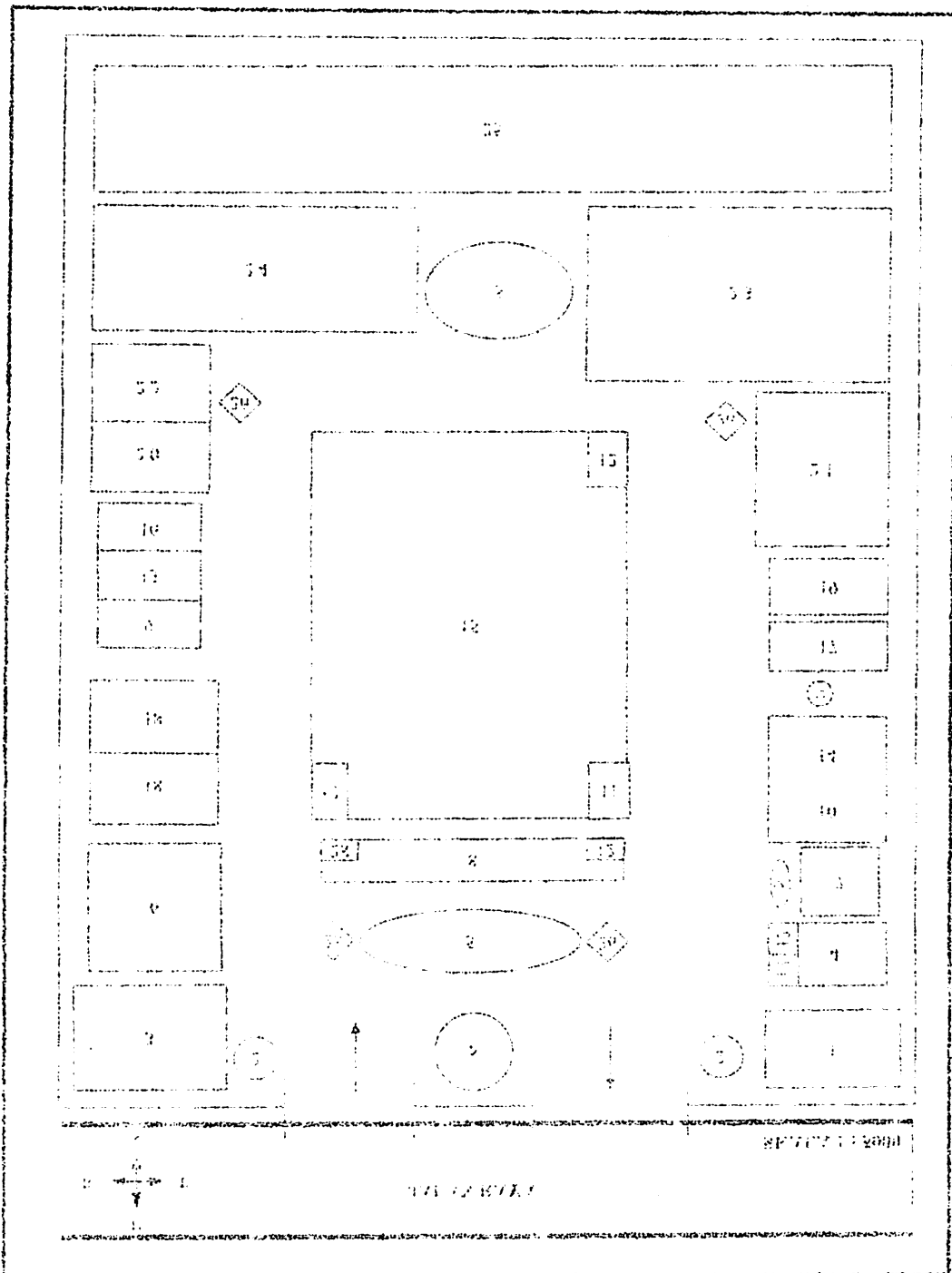
Gambar 9.3.2. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Metanol

Keterangan :

1. Parkir tamu
2. Pos keamanan
3. Parkir pegawai
4. Musholla

- 4. Манарага
 - 3. Барқи Вежама
 - 2. Боғ қилинган
 - 1. Барқи таш
- Қиёзмат :

Сурат. 833. Яшиқ қиё. Оқи Яш қилини Барқи Манарага



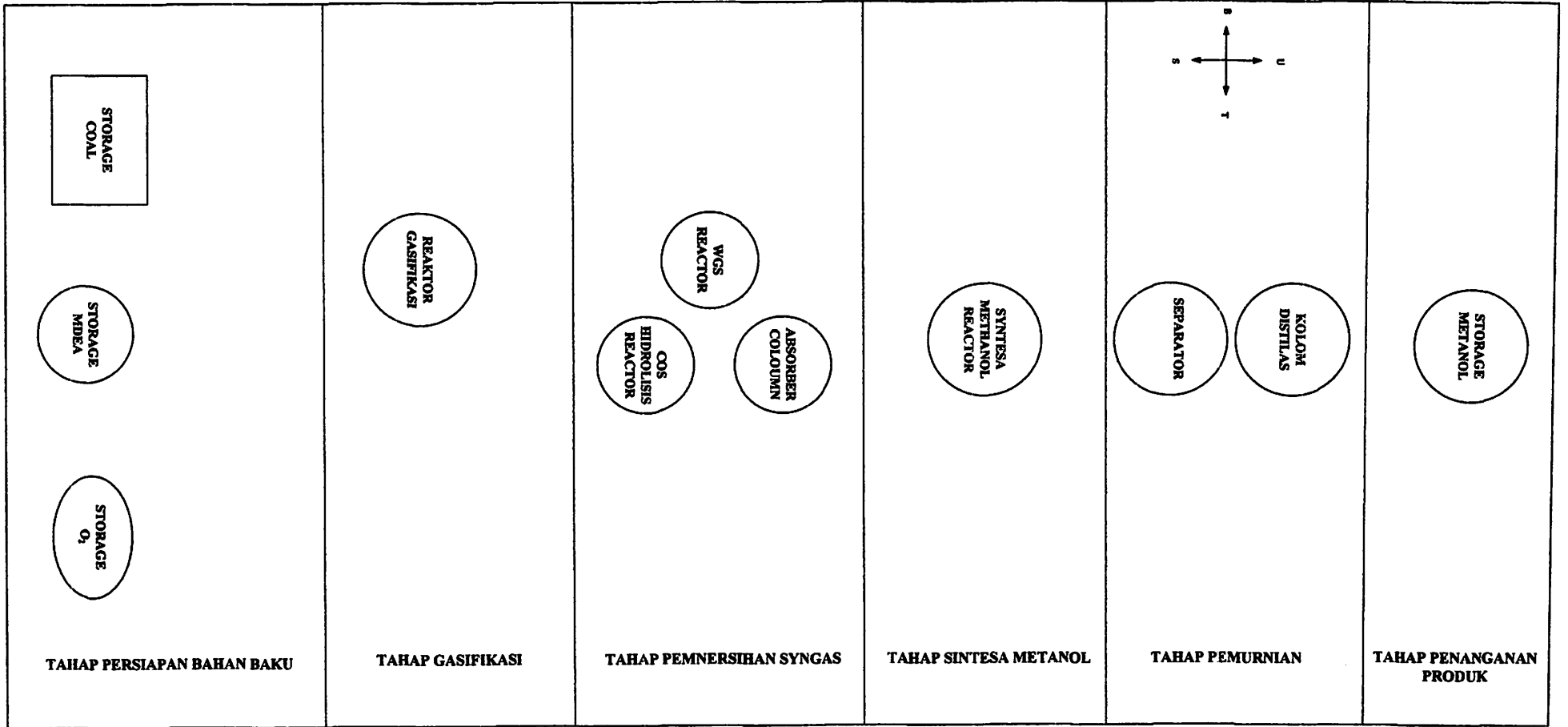
5. Taman
6. Aula
7. Poliklinik
8. Perkantoran dan tata usaha
9. Garasi
10. Kantin
11. Ruang kepala pabrik
12. Toilet
13. Bengkel
14. Perpustakaan
15. Ruang proses produksi
16. Areal tangki bahan bakar
17. Laboratorium
18. Ruang bahan baku
19. Tangki produk samping
20. Ruang generator
21. Gudang produk
22. Pemadam kebakaran
23. Areal waste treatment
24. Areal water treatment
25. Perluasan pabrik
26. Halaman dan jalan
27. ruang Litbang

B. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan material yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak peralatan maka perlu diperhatikan beberapa faktor :

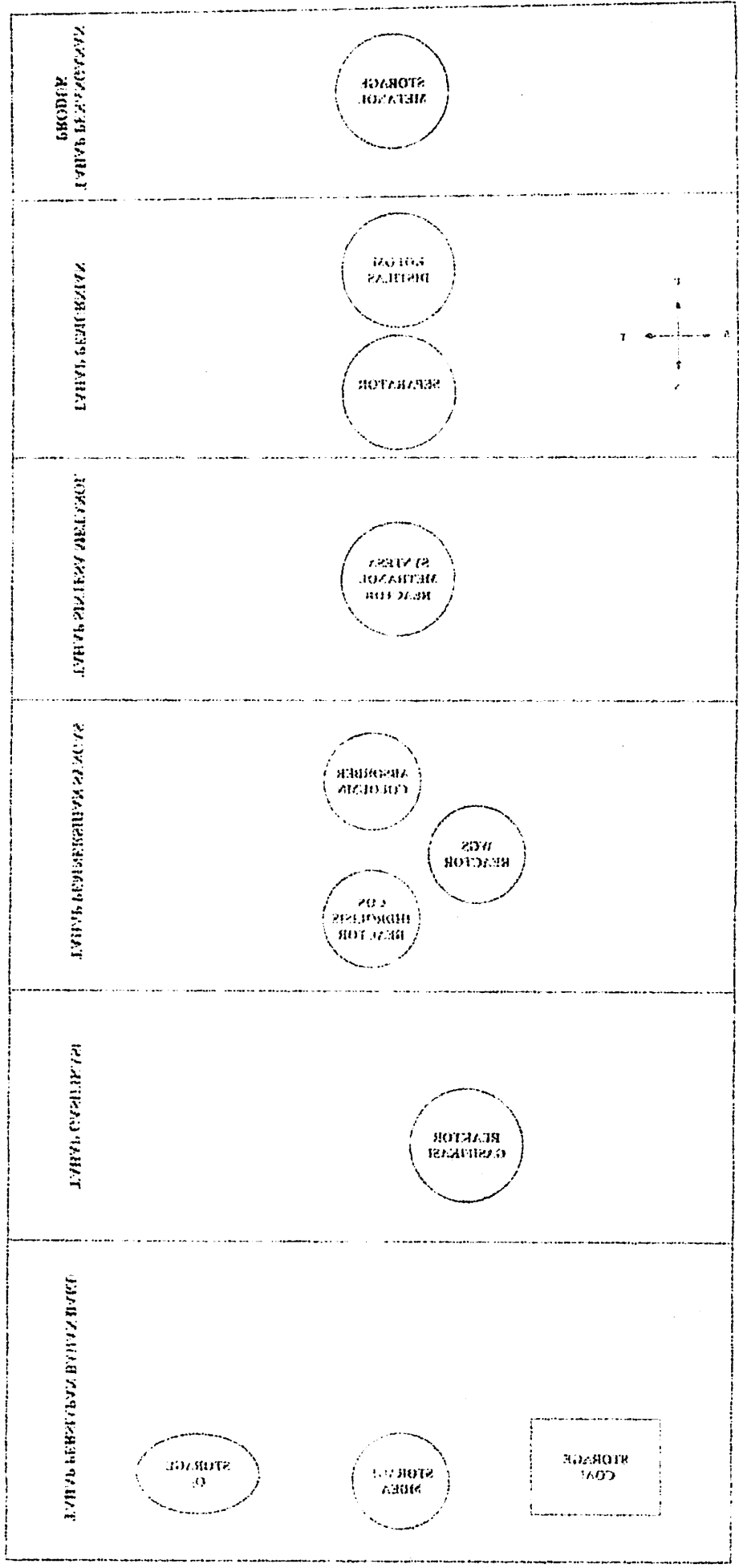
- a. Pengaturan jarak antara peralatan proses yang satu dengan yang lain sehingga mempermudah pengontrolan peralatan

- b. Pengaturan sistem yang ada pada tempat yang tepat agar tidak mengganggu aktifitas kerja serta pemberian warna yang jelas pada aliran proses.
- c. Peletakan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau
- d. Peletakkan alat control sehingga mudah diawasi oleh operator
- e. Peralatan diusahakan tersusun berurutan sehingga memudahkan pemeriksaan dan pengawasan
- f. Ruangan harus cukup untuk peralatan
- g. Bila sekiranya ada alat yang diletakkan diatas maka dapat disusun sesuai dengan prosesnya.



Gambar 9.3.4. Lay Out Peralatan Proses

Схема 037. Газовый котельный пункт





BAB X

STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1. Bentuk Perusahaan

Perusahaan ini direncanakan akan berbentuk suatu badan hukum berupa Perseroan Terbatas (PT) yang mempunyai modal dari penjualan saham perusahaan. Perseroan terbatas adalah suatu persekutuan untuk menjalankan perusahaan yang mempunyai modal berupa saham. Faktor-faktor yang berpengaruh dalam penentuan pemilihan suatu bentuk perseroan terbatas adalah :

- a. Mudah untuk mendapatkan modal dengan cara menjual saham perusahaan.
- b. Bentuk perseroan terbatas adalah bentuk perusahaan yang tegas dan dinyatakan dalam akte notaris.
- c. Pemilik Perseroan terbatas adalah pemegang saham yang terpisah dari pengurus, sedangkan pengurus adalah direksi yang harus sanggup melaksanakan tugas sebagai pengurus dan pengusaha perseroan terbatas.
- d. Tanggung jawab terbatas pada pemegang saham, dimana kekayaan PT terpisah dari kekayaan para pemegang saham secara hukum.
- e. PT lebih terjamin dan tidak terpengaruh oleh kepentingan seseorang atau berhentinya seseorang pemegang saham, direksi maupun karyawan.
- f. Cara pengaturannya lebih menguntungkan dan lebih memperhatikan nasib para karyawan.

10.2. Sistem Organisasi

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini garis dan staff, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan.

Perusahaan ini dipimpin oleh Presiden Direktur yang berkedudukan di Jakarta. Sebagai pelaksana kegiatan operasi kilang ditunjuk seorang Direktur/General Manager/Site Coordinator yang berkedudukan di Sidoarjo untuk memimpin seluruh kegiatan di kilang.

Direktur/General Manager/Site Coordinator membawahi tiga divisi dan empat departemen, yaitu :

- a. Manufacturing Division, dipimpin oleh seorang Manufacturing Manager.
- b. Administration Division, dipimpin oleh seorang Administration Manager.
- c. Development Division, dipimpin oleh seorang Development Manager.
- d. Finance and Accounting Department.
- e. Internal Audit Department.
- f. Safety Health & Environmental Quality (SHE-Q) Department.
- g. Strategic Planning Department.

10.3. Tugas dan Wewenang

a. Manufacturing Division

Departemen ini bertanggungjawab atas jalannya proses pencairan batubara hingga menjadi methanol, penyimpanan methanol hingga pengapalannya untuk diekspor serta pengoperasian unit – unit penunjang. Departemen ini terdiri dari 2 seksi yang masing – masing dikepalai oleh seorang Section Head dan 1 Deputy Manager. Divisi ini juga membawahi beberapa departemen, yaitu : Operation Department, Maintenance Department, Technical Department, Logistics Department.

b. Administration Division

Divisi ini bertanggungjawab atas pengelolaan sumber daya manusia, manajemen, meningkatkan kemampuan dan kesejahteraan karyawan. Pada divisi ini membawahi 3 departemen, yaitu :

- **HRD Departement**

Bertanggungjawab atas masalah kepegawaian dan peningkatan kemampuan pada karyawan. Departemen ini terdiri dari 3 seksi yaitu : Employee Relations Section, Manpower Planning & Organization Section, Training Section.

- **Service Department**

Bertanggungjawab atas pengadaan fasilitas yang layak bagi karyawan dan keluarga.

- **Medical Department**

Bertanggungjawab atas kesehatan bagi karyawan dan keluarga. Departement ini terdiri dari : Medical Service Section dan Medical Support Section.

- **General Affairs Department**

Bertanggungjawab atas pelayanan sarana dan prasarana untuk keperluan karyawan, keluarga, dan masyarakat. Departemen ini terdiri dari : Public Relations Section, Legal Section, Security Section.

c. Development Division

Bertanggungjawab atas proyek – proyek modifikasi dan perluasan yang dapat ditangani oleh pabrik, serta pengolahan data untuk seluruh keperluan produksi. Divisi ini membawahi Project Department, Informations & Communications Systems Department, dan Contract Administration Section.

d. Finance and Accounting Department

Bertanggungjawab atas pemeliharaan administrasi keuangan dan transaksi perusahaan serta membuat pembukuan perusahaan. Membawahi 2 section yaitu: Finance Section dan Accounting Control Section.

e. Internal Audit Department

Bertugas untuk memelihara masalah keuangan dan administrasi.

f. Safety Health & Enviromental Quality (SHE-Q) Department

Bertanggungjawab atas keselamatan yang berhubungan dengan pengoperasian, perencanaan, pengawasan dan pemeliharaan pabrik serta keselamatan karyawan. Departemen ini terdiri dari 3 section yaitu: Fire Protection Control Section, Safety Eng. & Enviromental Section, dan Safety Section.

g. Strategic Planning Section

Bertanggungjawab untuk membantu departemen lain dalam mengadakan perencanaan dan pelaksanaan suatu proyek yang dilaksanakan oleh kontraktor serta mengkoordinir pelaksanaan persetujuan kontrak.

10.4. Status Karyawan dan Pengupahan

Sistem pengupahan karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya serta keahlian dan masa kerja.

Menurut statusnya karyawan 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 yang diberhentikan oleh Direksi tanpa SK dari Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

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

10.5. Jadwal Jam Kerja

Pabrik pembuatan asam oksalat dari ampas tapioka ini direncanakan akan beroperasi selama 331 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan serta perawatan serta *shut down*.

Jumlah jam kerja yang telah ditetapkan oleh pemerintah adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu :

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 (enam) hari dalam seminggu, sedangkan hari Minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala bagian, kepala seksi, karyawan kantor atau administrasi dan seksi-seksi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jumat : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

b. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja selama 24 jam, yang terbagi dalam 3 (tiga) shift. Karyawan ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja.

Dengan ketentuan shift jam kerja sebagai berikut :

- Shift I : 07.00 – 15.00 WIB
- Shift II : 15.00 – 23.00 WIB
- Shift III : 23.00 – 07.00 WIB

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja selama bergilir, maka karyawan shift dibagi menjadi empat regu atau group, sehingga para pekerja dapat bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran, dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

Tabel 10.5.1. Jadwal Kerja Karyawan

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	-	M	M	M	-	S	S	S	-
II	S	S	-	P	P	P	-	M	M	M	-	S
III	M	-	S	S	S	-	P	P	P	-	M	M
IV	-	M	M	M	-	S	S	S	-	P	P	P

Keterangan :

- ♦ P = pagi (shift I)
- ♦ S = siang (shift II)
- ♦ M = malam (shift III)
- ♦ - = libur

10.6. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Penentuan Jumlah Karyawan Proses :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 2800 \text{ ton / tahun} = (2800 \text{ ton / tahun}) / (331 \text{ hari / tahun}) \\ &= 8,45921450 \text{ ton / hari} \end{aligned}$$

Dari Vilbrant, fig 6-35 halaman 235 didapatkan jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 217.690 ton/tahun dengan waktu operasi 330 hari/tahun adalah:

$$\text{Jumlah karyawan} = 76 \text{ orang-jam/hari/tahapan proses}$$

$$\text{Tahapan dalam proses} = 6 \text{ tahap}$$

$$\text{Karyawan proses} = 76 \times 6 = 456 \text{ orang-jam/hari}$$

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 456 \text{ orang-jam/hari} : 3 \text{ shift/jam} \\ &= 152 \text{ orang-hari/shift} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 152 \text{ orang-jam/hari} : 8 \text{ jam/hari} \\ &= 19 \text{ orang/hari/shift} \end{aligned}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses keseluruhan} &= 19 \text{ orang/hari/shift} \times 4 \\ &= 76 \text{ orang} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah karyawan harian} = 120 \text{ Orang}$$

$$\text{Jadi jumlah karyawan total} = 120 + 76 = 196 \text{ orang}$$

Tabel 10.6.1. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

No.	J A B A T A N	P E N D I D I K A N					
		SMP	SMA	D3	S1	S2	S3
1	Direktur Utama						1
2	Direktur Teknik dan Produksi						1
3	Direktur Administrasi dan Keuangan					1	
4	Staff Litbang					1	
5	Kepala Bagian Teknik					1	
6	Kepala Bagian Produksi					1	
7	Ka Bagian Q.C dan Lab.					1	
8	Ka Bagian Umum dan Administrasi					1	
9	Kepala Bagian Keuangan					1	
10	Kepala Bagian Pemasaran					1	
11	Kepala Seksi Utilitas					1	
12	Kepala Seksi Maintenance					1	
13	Kepala Seksi Proses					1	
14	Kepala Seksi Bahan baku					1	
15	Kepala Seksi Pengolahan Limbah					1	
16	Kepala Seksi Quality Controll					1	
17	Kepala Seksi Laboratorium					1	
18	Kepala Seksi Akunting					1	
19	Kepala Seksi Pembiayaan					1	
20	Kepala Seksi Pembelian					1	
21	Kepala Sekai Personalia					1	

Tabel 10.6.1. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

No.	JABATAN	PENDIDIKAN				
		SMP	SMA	D3	S1	S2
1	Direktur Utama					1
2	Direktur Teknik dan Produksi					1
3	Direktur Administrasi dan Keuangan				1	
4	Staff Linbang					1
5	Kepala Bagian Teknik					1
6	Kepala Bagian Produksi					1
7	Ka Bagian Q.C dan Lab.					1
8	Ka Bagian Umum dan Administrasi					1
9	Kepala Bagian Keuangan					1
10	Kepala Bagian Pemasaran					1
11	Kepala Seksi Utilitas					1
12	Kepala Seksi Maintenance					1
13	Kepala Seksi Proses					1
14	Kepala Seksi Bahan baku					1
15	Kepala Seksi Pengolahan Limbah					1
16	Kepala Seksi Quality Control					1
17	Kepala Seksi Laboratorium					1
18	Kepala Seksi Akuning					1
19	Kepala Seksi Pembinaan					1
20	Kepala Seksi Pembelian					1
21	Kepala Seksi Personalia					1

22	Kepala seksi Kebersihan & Keamanan					1	
23	Kepala Seksi Humas					1	
24	Kepala Seksi Penjualan					1	
25	Kepala Seksi Gudang					1	
26	Karyawan Utilitas			6	5		
27	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan			10	1		
28	Karyawan Proses			20	37	5	2
29	Karyawan Q.C. & Lab.		2	5	6	1	
30	Karyawan Bahan Baku		5	5			
31	Karyawan Personalia			4			
32	Karyawan Keamanan			10	5		
33	Karyawan Kesehatan			2			
34	Karyawan Pemasaran		2	3	5		
35	Karyawan Keuangan			3			
36	Karyawan Gudang		3	2	1		
37	Karyawan Administrasi & Pembukuan			3			
38	Karyawan Kebersihan	8	2	1			
39	Pegawai Perpustakaan			3			
40	Sopir		5				
41	Karyawan Kantin		2				
42	Dokter				2		
43	Sekretaris			3			
	J u m l a h	8	21	80	62	29	4

10.7. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik pembuatan asam oksalat dari ampas tapioka ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan berdasarkan status karyawan, tingkat pendidikan, tinggi rendahnya kedudukan (jabatan), tanggung jawab, keahliannya dan lamanya bekerja di perusahaan tersebut. Menurut statusnya karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 (tiga) golongan, yaitu :

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 kerjanya.

b. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan tiap akhir pekan.

c. Karyawan borongan

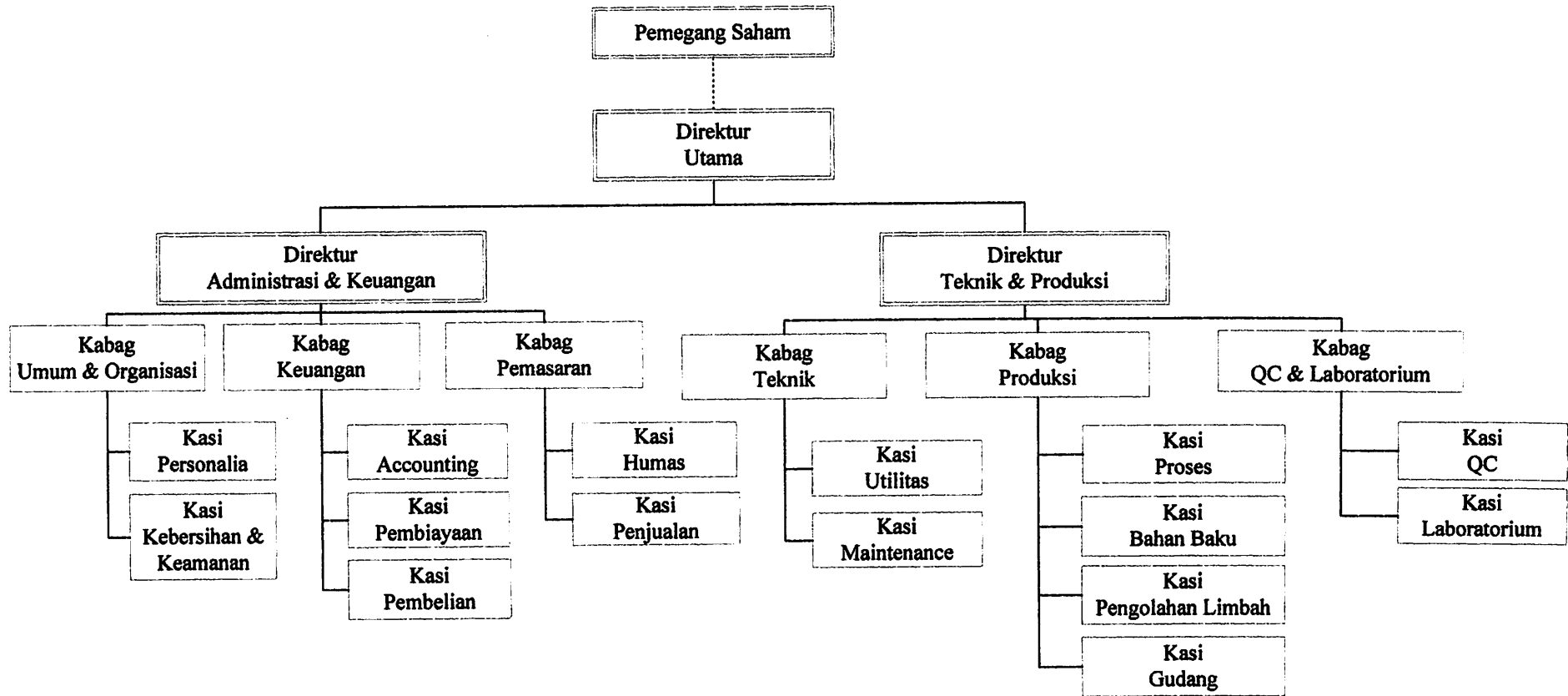
Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

Tabel 10.7.1. Daftar Gaji Karyawan Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat

No.	J a b a t a n	Jml	Gaji/orang	Jumlah
1	Direktur Utama	1	20000000	20000000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	15000000	15000000
3	Direktur Adm.dan Keuangan	1	15000000	15000000
4	Staff Litbang	1	15000000	15000000
5	Kepala Bagian Teknik	1	15000000	15000000
6	Kepala Bagian Produksi	1	15000000	15000000
7	Ka Bagian Q.C dan Lab.	1	15000000	15000000
8	Ka Bagian Umum dan Adm.	1	15000000	15000000
9	Kepala Bagian Keuangan	1	15000000	15000000
10	Kepala Bagian Pemasaran	1	15000000	15000000
11	Kepala Seksi Utilitas	1	10000000	10000000

12	Kepala Seksi Maintenance	1	1000000	1000000
13	Kepala Seksi Proses	1	1000000	1000000
14	Kepala Seksi Bahan baku	1	1000000	1000000
15	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1	1000000	1000000
16	Kepala Seksi Quality Controll	1	1000000	1000000
17	Kepala Seksi Laboratorium	1	1000000	1000000
18	Kepala Seksi Akunting	1	1000000	1000000
19	Kepala Seksi Pembiayaan	1	1000000	1000000
20	Kepala Seksi Pembelian	1	1000000	1000000
21	Kepala Seksi Personalia	1	1000000	1000000
22	Kepala seksi Kebersihan & Keamanan	1	1000000	1000000
23	Kepala Seksi Humas	1	1000000	1000000
24	Kepala Seksi Penjualan	1	1000000	1000000
25	Kepala Seksi Gudang	1	1000000	1000000
26	Karyawan Utilitas	6	100000	600000
		5	300000	1500000
27	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan	10	140000	1400000
		1	300000	300000
28	Karyawan Proses	20	200000	4000000
		37	300000	11100000
		5	500000	2500000
		2	700000	1400000
29	Karyawan Q.C. & Lab.	2	100000	200000
		5	160000	800000
		6	200000	1200000
		1	500000	500000
30	Karyawan Bahan Baku	5	160000	800000
		5	180000	900000
31	Karyawan Personalia	4	150000	600000

32	Karyawan Keamanan	10	750000	7500000
		5	1500000	7500000
33	Karyawan Kesehatan	2	1500000	3000000
34	Karyawan Pemasaran	2	1000000	2000000
		3	2000000	6000000
		5	3000000	15000000
35	Karyawan Keuangan	3	2000000	6000000
36	Karyawan Gudang	3	1500000	4500000
		2	2000000	4000000
		1	3000000	3000000
37	Karyawan Adm.& Pembukuan	3	2000000	6000000
38	Karyawan Kebersihan	8	900000	7200000
		2	1500000	3000000
		1	2500000	2500000
39	Pegawai Perpustakaan	3	1500000	4500000
40	Sopir	5	1500000	7500000
41	Karyawan Kantin	2	900000	1800000
42	Dokter	2	2000000	4000000
43	Sekretaris	3	2500000	7500000
J U M L A H		204		685500000



Gambar 10.1. Struktur organisasi perusahaan

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Metanol adalah sebagai berikut :

- Return on Investment (ROI)
- Lama pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- Titik impas (Break Event Point)
- Internal rate of return (IRR)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

11.1. Faktor-faktor Penentu

11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*
 - a. Biaya langsung (*Direct cost*), meliputi :
 - Pembelian alat
 - Instrumentasi dan alat kontrol
 - Perpipaan terpasang
 - Listrik terpasang
 - Tanah dan bangunan

- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan
- b. Biaya tak langsung (*Indirect cost*)
 - Teknik dan supervisi
 - Konstruksi
 - Kontraktor
 - Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari:

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

11.1.2. Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu.

Biaya produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri dari :
 - Biaya produksi langsung
 - Biaya produksi tetap
 - Biaya *overhead* pabrik
- b. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri dari :
 - Biaya administrasi
 - Biaya distribusi dan pemasaran
 - Litbang
 - Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = VC*)

Biaya variable yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung.

Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengemasan
- Biaya angkutan kapal laut

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung.

Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Metanol ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peter & Timmerhause serta Gael. D. Ulrich.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2014 digunakan persamaan berikut :

$$C_X = \frac{I_X}{I_K} \times C_K \dots\dots\dots(11.1)$$

$$V_A = V_B \times \left(\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}} \right)^n \dots\dots\dots(11.2)$$

Dimana :

- C_X = Taksiran harga alat pada tahun X
- C_K = Taksiran harga alat pada tahun K
- I_X = Indeks harga pada tahun X
- I_K = Indeks harga pada tahun K
- V_A = Harga alat dengan kapasitas A
- V_B = Harga alat dengan kapasitas B
- n = Harga eksponen alat tertentu

1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Biaya Langsung (Direct Cost, DC)

1	Harga peralatan	E	Rp	452.018.690.935,55
2	Instalasi	39%	E Rp	176.287.289.464,87
3	Instrumntasi dan kontrol	26%	E Rp	117.524.859.643,24
4	Perpipaan (terpasang)	31%	E Rp	140.125.794.190,02
5	Listrik (terpasang)	10%	E Rp	45.201.869.093,56
	Free on Board (FOB)		Rp	931.158.503.327,23
6	Biaya angkutan kapal laut	10% FOB	Rp	93.115.850.332,72
	Cost and Freight (CF)		Rp	1.024.274.353.659,96
7	Biaya asuransi	1% CF	Rp	10.242.743.536,60
	Cost of Insurance & Freight (CIF)		Rp	1.034.517.097.196,56
8	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	17% CIF	Rp	103.451.709.719,66
9	Pemasangan alat	35% E	Rp	158.206.541.827,44
10	Service fasilitas dan yard improveme	40% E	Rp	180.807.476.374,22
11	Tanah dan bangunan	App E	Rp	13.595.310.000,00
	Total Biaya Langsung (DC)		Rp	1.490.578.135.117,88

B. Biaya tidak Langsung (Indirect Cost, IC)

1	Teknik dan Supervisi	10%	DC Rp	149.057.813.511,79
2	Biaya konstruksi	6%	E Rp	27.121.121.456,13
3	Biaya Kontraktor	15%	FCI	0,15 FCI
4	Biaya tak terduga	5%	FCI	0,05 FCI
	Indirect Cost (IC)	0,2	FCI +	176.178.934.968

C. Modal Tetap (Fixed Capital Investment, FCI)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= 1.490.578.135.117,88 + (0,20 \text{ FCI} + 176.178.934.967,92) \\
 &= 1.666.757.070.085,80 + 0,20 \text{ FCI}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 0,8 \text{ FCI} &= 1.666.757.070.085,80 \\
 \text{FCI} &= 1.666.757.070.085,80 : 0,8 = \text{Rp } 2.083.446.337.607,25 \\
 \text{IC} &= 0,2 \text{ FCI} + 176.178.934.968 \\
 &= \text{Rp } 592.868.202.489,37
 \end{aligned}$$

D. Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= 2.083.446.337.607,25 + 0,15 \text{ TCI} \\
 0,85 \text{ TCI} &= 2.083.446.337.607,25 \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 2.451.113.338.361,47 \\
 \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} \\
 &= \text{Rp } 367.667.000.754,22
 \end{aligned}$$

E. Total Capital Investment (TCI)

Modal tetap (FCI)	Rp	2.083.446.337.607,25	
Modal kerja (WCI)	Rp	<u>367.667.000.754,22</u>	+
Total Investasi (TCI)	Rp	2.451.113.338.361,47	

Modal Investasi terbagi atas :

1. Modal sendiri (MS)	60%	TCI =	Rp	1.470.668.003.016,88
2. Modal pinjaman bank (MP)	40%	TCI =	Rp	980.445.335.344,59

2. Penentuan Biaya Produksi

2.1. Manufacturing Cost

A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1	Bahan baku (1 tahun)		Rp	32.133.273.900
2	Tenaga kerja		Rp	8.226.000.000
3	Utilitas		Rp	100.706.163.528
4	Maintenance dan perbaikan	2% FCI	Rp	41.668.926.752
5	Operating supplies (penyediaan bahan)	0,5% FCI	Rp	1.041.723.169
6	Laboratorium	15% A.2	Rp	822.600.000
7	Biaya supervisi	12% A.2	Rp	987.120.000
8	Produk dan royalti	6% TPC		<u>0,06 TPC</u>
	Total DPC (Direct Production Cost)	0,06 TPC	+	185.585.807.349

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1.	Depresiasi (peralatan, bangunan)	10% FCI	Rp	208.344.633.761
2.	Pajak	1% FCI	Rp	20.834.463.376
3.	Asuransi	0,4% FCI	Rp	8.333.785.350
4.	Bunga	13% MP	<u>Rp</u>	<u>127.457.893.595</u>
	Total biaya tetap (FC)		Rp	364.970.776.082

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

Plant Overhead Cost (POC) = 70% dari ongkos buruh, supervisi, dan maintenance
 = Rp 35.617.432.727

Total biaya Manufacturing Cost :

586.174.016.157 + 0,06TPC

2.2. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1	Biaya administrasi	15% TK	Rp	7.632.307.013
2	Biaya distribusi dan penjualan	2% TPC		0,02 TPC
3	Biaya R & D	2% TPC		0,02 TPC
4	Financing	1% TCI	Rp	<u>24.511.133.383,61</u>
	Total pengeluaran umum (GE)		0,04 TPC +	32.143.440.396,44

Total Production Cost (TPC)

TPC = Manufacturing Cost + General Expenses

= 586.174.016.157 + 0,06TPC + 0,04 TPC 32.143.440.396,44

= 618.317.456.554 + 0,1 TPC

0,9TPC = 618.317.456.554

TPC = Rp 687.019.396.171

- Total biaya Manufacturing Cost :

= 586.174.016.157 + 0,06TPC

= Rp 627.395.179.928

- Total General Expenses :

= 0,04 TPC + 32.143.440.396,44

= Rp 59.624.216.243

4. Analisis Probabilitas

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% modal sendiri = Rp. 1.470.668.003.017

40% modal pinjaman = Rp. 980.445.335.345

b. Bunga kredit sebesar 13% per tahun

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

Tahun I	:	60%	dari produksi total
Tahun II	:	80%	dari produksi total
Tahun III	:	100%	dari produksi total

h. Pajak Penghasilan 30% per tahun

* Menghitung Biaya Variabel (VC)

- Bahan Baku pertahun	Rp.	520.697.180.913,00
- Biaya Utilitas pertahun	Rp.	100.706.163.527,92
- Biaya Pengemasan	Rp.	2.939.286.823,27
- Biaya angkutan kapal laut	Rp.	93.115.850.332,72
- Produk dan royalti	Rp.	<u>41.221.163.770,26</u>
Total Biaya Variable (VC)	Rp.	758.679.645.367,16

* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

- Biaya Umum (GE)	Rp.	59.624.216.243,27
- Biaya Overhead	Rp.	35.617.432.726,50
- Penyediaan operasi	Rp.	1.041.723.168,80
- Perawatan dan Pemeliharaan	Rp.	41.668.926.752,14
- Gaji karyawan langsung	Rp.	8.226.000.000,00
- Biaya laboratorium	Rp.	822.600.000,00
- Supervisi	Rp.	<u>149.057.813.511,79</u>
Total Biaya Semi Variable (SVC)	Rp.	296.058.712.402,51

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

$$S = \text{Rp. } 1.782.881.100.000,00$$

3. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan pertahun} = \text{Rp. } 1.782.881.100.000,00$$

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi} \\ &= \text{Rp. } 1.782.881.100.000 - \text{Rp. } 687.019.396.170,92 \\ &= \text{Rp. } 1.095.861.703.829,0800 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \times \text{Laba kotor} \\
 &= 30\% \times \text{Rp. } 1.095.861.703.829,0800 \\
 &= \text{Rp. } 328.758.511.149
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak}) \\
 &= \text{Rp. } 1.095.861.703.829 \times (1 - 30\%) \\
 &= \text{Rp. } 767.103.192.680,36
 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp. } 767.103.192.680,36 + \text{Rp. } 208.344.633.760,73 \\
 &= \text{Rp. } 975.447.826.441,08
 \end{aligned}$$

3.1 Laju Pengembalian Modal (Rate On Investment = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp } 1.095.861.703.829,08}{\text{Rp } 2.083.446.337.607,25} \times 100\% \\
 &= 52,5985\%
 \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp } 767.103.192.680,36}{\text{Rp } 2.083.446.337.607,25} \times 100\% \\
 &= 36,8190\% \text{ dari modal investasi}
 \end{aligned}$$

5. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{\text{Rp } 2.083.446.337.607,25}{\text{Rp } 975.447.826.441,08} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 2,1359 \text{ tahun} \quad (\text{Vilbrant and Dryden, hal. 251})$$

6. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Diketahui :

- FC (biaya produksi tetap) = Rp. 364.970.776.082,02
- SVC (semi variable cost) = Rp. 296.058.712.402,51
- VC (variable cost) = Rp. 758.679.645.367,16
- S (harga penjualan) = Rp. 1.782.881.100.000,00

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 55,55\%$$

Nilai BEP untuk Pabrik Metanol berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

$$= \text{BEP} \times \text{Kapasitas/tahun}$$

$$= 55,55\% \times 217.690$$

$$= 120.917,9783 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{PB}_i = \frac{(100\% - \text{BEP}) - (100\% - \% \text{kapasitas})}{(100\% - \text{BEP})} \times \text{PB}$$

Dimana :

PB_i = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

Tahun I diasumsikan kapasitas pabrik = 60% dari kapasitas produksi total, sehingga

$$\frac{\text{PBi}}{767.103.192.680,36} = \frac{(100 - 55,55\%) - (100 - 60\%)}{(100 - 55,55\%)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 343.580.055$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun I:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 343.580.055,29 + \text{Rp. } 208.344.633.760,73 \\ &= \text{Rp. } 208.688.213.816,02 \end{aligned}$$

Tahun II diasumsikan kapasitas pabrik = 80% dari kapasitas produksi total, sehingga

$$\frac{\text{PBi}}{767.103.192.680,36} = \frac{(100 - 55,55\%) - (100 - 80\%)}{(100 - 55,55\%)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 1.886.355.936$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun II:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 1.886.355.935,83 + \text{Rp. } 208.344.633.760,73 \\ &= \text{Rp. } 210.230.989.696,55 \end{aligned}$$

7. Shutting Down Point (SDP)

SDP adalah titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Diketahui :

- SVC (semi variable cost) = Rp. 296.058.712.402,51
- VC (variable cost) = Rp. 758.679.645.367,16
- S (harga penjualan) = Rp. 1.782.881.100.000,00

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{(0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 10,87\% \end{aligned}$$

Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi

$$\begin{aligned}
 &= \text{SDP} \times \text{Kapasitas/tahun} \\
 &= 10,87\% \times 217.690 \\
 &= 23.666,6396 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

8. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun (tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%):

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\
 &= 40\% \times 2.083.446.337.607,25 \times 1,2769 \\
 &= \text{Rp. } 1.064.141.051.396,28
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\
 &= 60\% \times 2.083.446.337.607,25 \times 1,13 \\
 &= \text{Rp. } 1.412.576.616.897,71
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\
 &= -1.412.576.616.897,71 - 1.064.141.051.396,28 \\
 &= \text{Rp. } -2.476.717.668.293,99
 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana :
$$F_d = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

F_d = Faktor diskon

C_A = cash flow setelah pajak

i = tingkat bunga bank

n = tahun ke-n

Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	Cash Flow (C_A) (Rp.)	Fd		NPV (Rp.)
		i	$= 13\%$	
0	-2.476.717.668.293,99	1		-2.476.717.668.293,99
1	208.688.213.816,02	0,8850		184.679.835.235,42
2	210.230.989.696,55	0,7831		164.641.702.323,25
3	975.447.826.441,08	0,6931		676.034.274.408,42
4	975.447.826.441,08	0,6133		598.260.419.830,46
5	975.447.826.441,08	0,5428		529.433.999.849,96
6	975.447.826.441,08	0,4803		468.525.663.584,04
7	975.447.826.441,08	0,4251		414.624.481.047,82
8	975.447.826.441,08	0,3762		366.924.319.511,35
9	975.447.826.441,08	0,3329		324.711.787.178,18
10	975.447.826.441,08	0,2946		287.355.563.874,50
WCI				367.667.000.754,22
Total				1.906.141.379.303,62

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

9. IRR (Internal Rate Of Return)

Tabel 11.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun ke-	Cash Flow (C _A) (Rp.)	NPV ₁		NPV ₂	
		i	= 13%	i	= 17,0%
0	-2.476.717.668.293,99		-2.476.717.668.293,99		-2.476.717.668.293,99
1	208.688.213.816,02		184.679.835.235,42		178.365.994.714,55
2	210.230.989.696,55		164.641.702.323,25		153.576.586.819,02
3	975.447.826.441,08		676.034.274.408,42		609.040.902.166,18
4	975.447.826.441,08		598.260.419.830,46		520.547.779.629,21
5	975.447.826.441,08		529.433.999.849,96		444.912.632.161,72
6	975.447.826.441,08		468.525.663.584,04		380.267.206.975,83
7	975.447.826.441,08		414.624.481.047,82		325.014.706.816,95
8	975.447.826.441,08		366.924.319.511,35		277.790.347.706,79
9	975.447.826.441,08		324.711.787.178,18		237.427.647.612,64
10	975.447.826.441,08		287.355.563.874,50		202.929.613.344,14
WCI			367.667.000.754,22		367.667.000.754,22
Total			1.906.141.379.303,62		1.540.822.750.407,27

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana : i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial

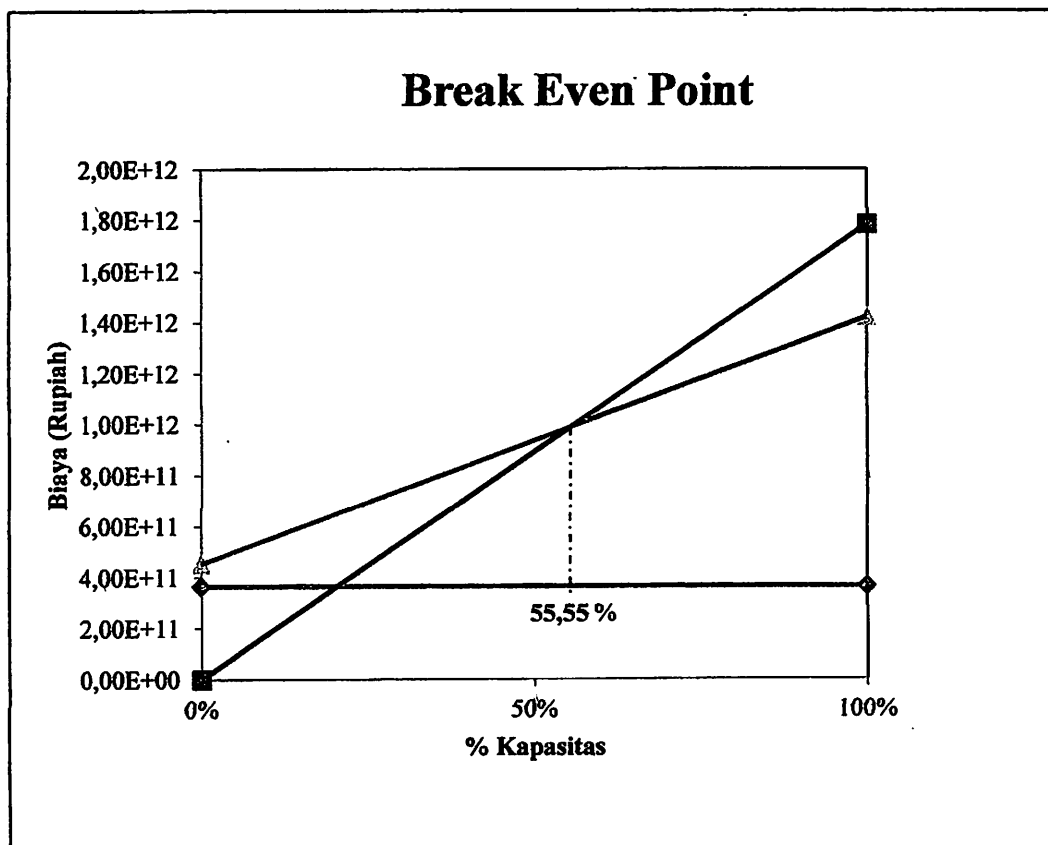
i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial

$$\begin{aligned}
 IRR &= 13\% + \frac{1.906.141.379.303,6}{1.906.141.379.303,6 - 1.540.822.750.407,3} \\
 &\quad \times 17,0\% - 13\% \\
 &= 33,87\%
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 33,87% per tahun

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (13%), maka Pabrik Metanol layak didiri

Kapasitas	0%	100%
FC (biaya produksi tetap)	Rp 364.970.776.082	Rp 364.970.776.082
SVC (semi variable cost)	Rp 88.817.613.721	Rp 296.058.712.403
VC (variable cost)	Rp -	Rp 758.679.645.367
S (harga penjualan)	Rp -	Rp 1.782.881.100.000
TPC	Rp 453.788.389.803	Rp 1.419.709.133.852



Grafik 11.1. Grafik Break Even Point

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik Metanol ini diharapkan akan mencapai hasil produksi yang sesuai dengan yang diharapkan, sehingga dari hasil produksi tersebut akan dapat memenuhi konsumsi dalam negeri dan diharapkan dapat menembus pasaran dunia sehingga dapat menambah devisa negara dari nilai eksportnya.

Kesimpulan dari hasil analisa Pra Rencana Pabrik Metanol ini dapat diambil dengan memperhatikan beberapa aspek sebagai berikut :

12.1. Aspek Teknis

Bila ditinjau dari segi teknis, proses pembuatan Metanol dengan proses gasifikasi batubara dapat menghasilkan kadar produk dan kemurnian yang tinggi dan impuritis yang rendah.

12.2. Aspek Sosial

Pendirian Pabrik Metanol ini dinilai sangat menguntungkan, karena :

- Dapat menciptakan lapangan kerja
- Meningkatkan pendapatan per kapita daerah sekitar lokasi pabrik
- Meningkatkan devisa negara

12.3. Segi Lokasi Pabrik

Ditinjau dari tempat dimana pabrik Metanol ini akan dibangun sangatlah strategis, karena :

- Dekat dengan bahan baku
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Persediaan air memadai
- Cukup tersedia tenaga kerja
- Tersedianya sarana transportasi yang memadai, baik untuk pengangkutan bahan baku maupun produk
- Persediaan listrik dan bahan bakar yang memadai

12.4. Segi Pemasaran

Metanol umumnya, digunakan sebagai bahan baku untuk berbagai macam produk petrokimia, sintesis kimia (formaldehid, asam asetat, metil amina) dan bahan bakar mesin bakar internal pada kendaraan bermotor yang sudah dikenal sejak sekitar tahun 1960-an. Sekarang metanol akan mulai diterapkan sebagai bahan bakar kendaraan *fuel cell*.

12.5. Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak tidaknya suatu pabrik untuk didirikan, baik untuk rencana jangka pendek maupun rencana jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Metanol dengan kapasitas 217.700 ton/tahun, maka didapatkan data-data sebagai berikut :

- Pay Out Time (POT) = 2,14 tahun
- Return of Invesment (ROI) sebelum pajak = 52,59 %
- Return of Invesment (ROI) setelah pajak = 36,82 %
- Break Event Point (BEP) = 55,55 %
- Internal Rate of Return (IRR) = 33,87 %

Dari data-data diatas, dengan jalan membandingkan dengan bunga bank saat ini untuk kredit usaha sebesar 13% per tahun, maka Pabrik Metanol layak untuk didirikan.

12.4. Segi Pemasaran

Metanol umumnya digunakan sebagai bahan baku untuk berbagai macam produk petrokimia, sintesis kimia (formaldehid, asam asetat, metilamina) dan bahan bakar mesin bakar internal pada kendaraan bermotor yang sudah dikenal sejak sekitar tahun 1960-an. Sekarang metanol akan mulai diterapkan sebagai bahan bakar kendaraan pribadi.

12.5. Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak tidaknya suatu pabrik untuk didirikan, baik untuk rencana jangka pendek maupun rencana jangka panjang. Selain dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pta Rencana Pabrik Metanol dengan kapasitas 217.700 ton/tahun, maka dibawah ini data-data sebagai berikut :

- Pay Out Time (POT) = 2,14 tahun
- Return of Investment (ROI) sebelum pajak = 22,39 %
- Return of Investment (ROI) setelah pajak = 20,82 %
- Break Even Point (BEP) = 22,22 %
- Internal Rate of Return (IRR) = 22,87 %

Dari data-data diatas, dengan jalan membandingkan dengan bunga bank saat ini untuk kredit usaha sebesar 12% per tahun, maka Pabrik Metanol layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Anonymous, [http:// www.batan.go.id](http://www.batan.go.id), diakses 16 September 2011.
- [2] Anonymous, <http://www.bps.go.id>, diakses 22 Desember 2011.
- [3] Anonymous <http://www.datacon.co.id/Index2.html>, Indonesian comercil news letter, diakses 06 Agustus 2011.
- [4] Anonymous, <http://www.energyefficiencyasia.org>, diakses 10 Januari 2012.
- [5] Anonymous, <http://www.esdm.go.id>, diakses 16 September 2011.
- [6] Anonymous, [http:// www.matche.com](http://www.matche.com), diakses 23 Desember 2011.
- [7] Anonymous, <http://www.methanex.com>, diakses 06 Agustus 2011.
- [8] Anonymous, <http://www.wikipedia.com>, diakses 06 Agustus 2011.
- [9] Anonymous, <http://www.scribd.com/doc/73188165/17/Alkanolamine>, diakses 7 November 2011.
- [10] Anonymous <http://www.scribd.com/doc/45920835/Bahan-Bakar-Solar-Diesel-Fuel>, diakses 4 Januari 2012.
- [11] Anonymous, <http://www.senyawa.com/2010/04/.html>, diakses 20 November 2011.
- [12] Basu, Prabir. "Combustion and Gasification in Fluidized Beds", Taylor and Francis Group LLC, 2006.
- [13] Bejan, Adrian dkk., "Heat Transfer Handbook", John Wiley & Sons, Inc., New Jersey, 2003.
- [14] Brown, F.C. dkk., "Coal Gasification Routes to Ammoni and Methanol", The Fertiliser Society, London, 1979.
- [15] Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young, "Process Equipment Design", John Wiley & Sons, New York, 1959.
- [16] Coulson, JM, and Richardson, JF, "Chemical Engineering", Volume 6, John Willey and Sons, Inc., 1957.
- [17] D. Larso, Eric and Ren Tingjin. "Synthetic Fuel Production by Indirect Coal Liquefaction", Energy for Sustainable Development, 4 December 2003.
- [18] Geankoplis, Christie J., "Transport Processes and Unit Operations", 3rd edition, Prentice-Hall of India, New Delhi, 1997.
- [19] Higman, C., van der Burgt, M., "Gasification", Gulf Professional Publishing, Oxford, 2003.
- [20] Kern, Donald Q., "Process Heat Transfer", International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1965.

- [21] Kirk Othmer, "Encyclopedia of Chemical Technology", 2nd Edition, volume 3, Interscience Publisher John Wiley and Sons., Inc, New York, 1998.
- [22] Li-Feng Chiu and Meng-Hui Li, "Heat Capacity of Alkanolamine Aqueous Solutions", National Tsing Hua Univ., 1999.
- [23] Ludwig E.E, "Design for Chemical and Petrochemical Plant", Gulf Publishing Company, Houston, 1964.
- [24] Miranti, Ermina, "Prospek Industri Batubara di Indonesia", Analisis Riset Bisnis dan Ekonomi pada Bank BUMN, 2008.
- [25] Neville Holt, "Gasification Process Selection Trade offs and Ironies", Gasification Technologies Conference, Washington, 2004.
- [26] Perry, Robert H. and Don Green, "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 7th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- [27] Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 4th edition, McGraw-Hill Book Company, Boston, 1991.
- [28] Po-Chuang Chen, dkk., "Processes Simulation Study of Coal to Methanol Based on Gasification Technology", World Academy of Science, Engineering and Technology, 2009.
- [29] Savern, H.W. (1964), "Steam, Air and Gas Power", 5th Edition, John Wiley and Sons Inc, New York,
- [30] Ulrich, Gael D., "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley & Sons, Canada, 1984.
- [31] Van Ness, S, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 6th edition, International edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1967.
- [32] Vilbrant, Dryden, "Chemical Engineering Plant Design", 4th edition, McGraw Hill, New York, 1959.
- [33] Zare Aliabad H., Mirzaei, S., "Removal of CO₂ and H₂S using Aqueous Alkanolamine Solutions", World Academy of Science, Engineering and Technology, 2009.