

**PRA RANCANGAN PABRIK METHANOL DARI BATUBARA
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Rizka Nugraheni

NIM : 18521079

Nama : Amany Romantika Roazi

NIM : 18521098

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

YOGYAKARTA

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI BATUBARA DENGAN
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Rizka Nugraheni Nama : Amany Romantika Roazi
NIM : 18521079 NIM : 18521098

Yogyakarta, 20 September 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Rizka Nugraheni



Amany Romantika Roazi

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI BATUBARA DENGAN
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Rizka Nugraheni Nama : Amany Romantika Roazi

NIM : 18521079 NIM : 18521098

Yogyakarta, 20 September 2022

Pembimbing I,



Farham H. M. Saleh, Dr., Ir., MSIE

Pembimbing II,



Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK METHANOL DARI BATUBARA
PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Rizka Nugraheni

Nama : Amany Romantika Roazi

NIM : 18521079

NIM : 18521098

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 18 Oktober 2022

Tim Penguji



Ketua Penguji

Farham H.M Saleh, Dr.,Ir.,MSIE

Penguji I



Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.

Penguji II



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri



Iffa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Batubara dengan Kapasitas 300.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

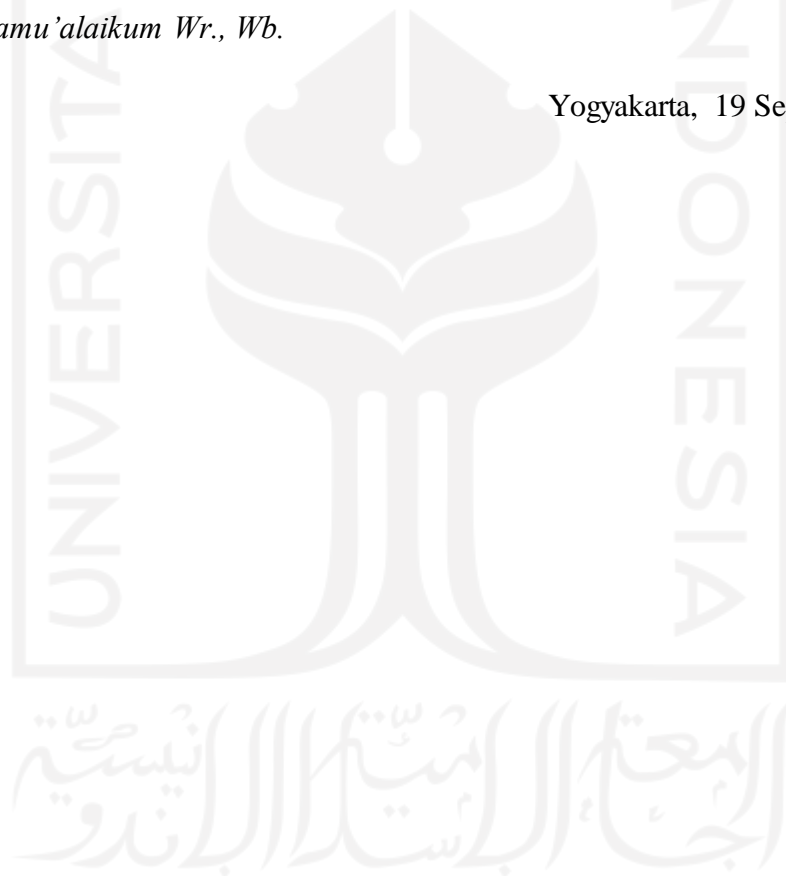
1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
2. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Farham H.M. Saleh, Dr., Ir., MSIE selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan banyak pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

6. Teman – teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 19 September 2022



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Terimakasih kepada kedua orang tua saya, Bapak Aris Nugroho dan Ibu Eko Nurhantanti serta adik saya Nabilla Arizka Putri yang selalu memberikan doa tiada henti, semangat, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih banyak telah berjuang dan berkorban banyak hal untuk saya hingga saya bisa mencapai tahap ini dengan penuh kasih sayang.

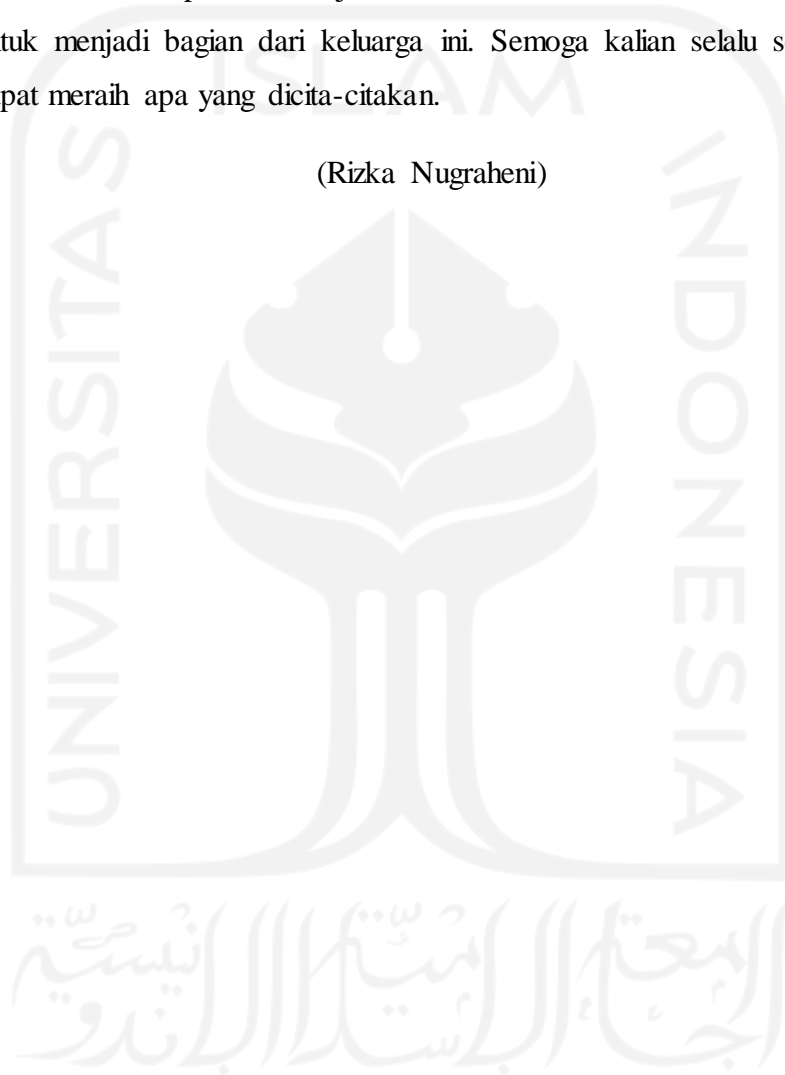
Terima kasih kepada Bapak Farham H.M. Saleh, Dr., Ir., MSIE. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik. Terima kasih partner saya Amany Romantika Roazi sebagai partner perancangan pabrik saya ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan di waktu dan tempat yang terbaik.

Terimakasih kepada rekan satu bimbingan kami Geral dan Fajar. Terimakasih juga kepada teman-teman saya Winda Vionia Seviana sahabat dan teman terdekat saya dari masa SMA sampai saat ini. Terima kasih selalu support saya dalam segala hal dan mendengarkan keluh kesah saya serta menemani saya dimanapun saya berada. Sobat Picnic (Japira, Tita, Addin, Kila, Silvi) teman dekat saya dari semester awal kuliah sampai saat ini. Terima kasih sudah menjadi teman

yang saling support dan selalu satu frekuensi. Semoga kita semua menjadi manusia kuat dan mendapatkan ilmu yang bermanfaat serta sukses untuk kedepannya, Aamiin.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian selalu sehat, bahagia, serta dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Rizka Nugraheni)



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Terimakasih kepada Bapak Imtiaz dan Ibu Rohayati serta kakak-kakak saya dan adik saya yang telah memberikan doa, semangat, motivasi dan dukungan yang tiada hentinya, serta kasih sayang yang tak terhingga. Terima kasih telah berjuang dan berkorban begitu banyaknya. Lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terimakasih saya ke ibu dan bapak.

Terima kasih kepada Bapak Farham H.M. Saleh, Dr., Ir., MSIE. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng. Selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik. Terima kasih partner saya Rizka Nugraheni sebagai partner masa perkuliahan sampai tahap pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini sudah banyak bersabar dan terus berjuang dalam masa perkuliahan, kerja praktek, penelitian serta penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas ilmu, waktu, semangat, kerja keras dan juga dukungannya selama ini. Terima kasih telah berjuang sama-sama, Ris!

Sahabat-sahabatku dan juga teman-teman seperjuangan (Syifa, Dina, Fanny) dan tidak lupa untuk member Picnic (Tita, Kila, Japira, Addin, dan Silvi), terima kasih telah memberikan perhatian, dukungan, dan semangat untuk menjalanin perkuliahan ini. Terima kasih sudah menjadi teman yang satu frekuensi dan saling jaga satu sama lain. Semoga kita tetap berteman baik sampai kapanpun.

Jery Litmanen, terima kasih sudah memberikan banyak dukungan, motivasi dan juga perhatian yang tiada hentinya.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, Terima kasih sudah menemani saya berjuang dan berbagi ilmu. Semoga kalian sehat selalu, bahagia selalu dan cita-cita kalian tercapai. Aamiin

(Amany Romantika Roazi)



DAFTAR ISI

| | |
|---|-------|
| LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN | i |
| LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING | ii |
| LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI | iii |
| KATA PENGANTAR..... | iv |
| LEMBAR PERSEMBAHAN | vi |
| LEMBAR PERSEMBAHAN | viii |
| ABSTRAK | xviii |
| ABSTRACT..... | xix |
| BAB I | 1 |
| PENDAHULUAN | 1 |
| I.1. Latar Belakang..... | 1 |
| 1.1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik | 1 |
| 1.1.2. Tujuan..... | 2 |
| I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik | 3 |
| I.3. Bahan Baku | 7 |
| I.4. Tinjauan Pustaka | 8 |
| 1.4.1. Macam-macam Proses Produksi Metanol | 8 |
| 1.4.2. Batubara | 12 |
| 1.4.3. Kondisi Operasi..... | 13 |
| 1.4.4. Spesifikasi Produk..... | 14 |
| 1.4.5. Spesifikasi Bahan Baku..... | 15 |
| BAB II..... | 26 |
| PERANCANGAN PRODUK | 26 |
| 2.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk | 26 |
| 2.2. Pengendalian Kualitas | 29 |
| 2.3. Pengendalian Kuantitas | 31 |
| BAB III..... | 32 |
| PERANCANGAN PROSES | 32 |
| 3.1. Uraian Proses | 32 |

| | | |
|--------------------|---|----|
| 3.1.1. | Persiapan Bahan Baku dan Gasifikasi..... | 32 |
| 3.1.2. | Tahap Proses Sintesa Metanol..... | 32 |
| 3.1.3. | Tahap Pemurnian..... | 33 |
| 3.2. | Spesifikasi Alat Proses | 34 |
| 3.2.1. | Tangki Penyimpanan Produk | 34 |
| 3.2.2. | <i>Silo</i> | 34 |
| 3.2.3. | <i>Crusher</i> | 35 |
| 3.2.4. | <i>Vibrating Screen</i> | 35 |
| 3.2.5. | <i>Bucket Elevator</i> | 36 |
| 3.2.6. | <i>Fluidized Bed Reactor</i> dan <i>Fixed Bed Multitube</i> | 36 |
| 3.2.7. | <i>Desulfurizer</i> | 37 |
| 3.2.8. | <i>Cyclone</i> | 37 |
| 3.2.9. | Heat Exchanger | 38 |
| 3.2.10. | <i>Screener</i> | 39 |
| 3.2.11. | <i>Condensor</i> dan <i>Reboiler</i> | 39 |
| 3.2.12. | Menara Distilasi | 41 |
| 3.2.13. | <i>Separator</i> dan <i>Accumulator</i> | 42 |
| 3.2.14. | <i>Expansion Valve</i> | 42 |
| 3.2.15. | Kompresor | 43 |
| 3.2.16. | <i>Belt Conveyor</i> | 43 |
| 3.2.17. | Pompa | 44 |
| 3.3. | Perencanaan Produksi..... | 44 |
| 3.3.1. | Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses | 44 |
| BAB IV | | 46 |
| PERANCANGAN PABRIK | | 46 |
| 4.1. | Lokasi Pabrik | 46 |
| 4.1.1. | Ketersediaan Bahan Baku | 46 |
| 4.1.2. | Sarana Transportasi..... | 47 |
| 4.1.3. | Pasar Produk..... | 48 |
| 4.1.4. | Utilitas | 48 |
| 4.1.5. | Tenaga Kerja | 49 |
| 4.1.6. | Pengolahan Limbah..... | 49 |

| | | |
|---------|--|----|
| 4.2. | Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>) | 49 |
| 4.3. | Tata Letak Mesin atau Alat (<i>Machines</i>) | 55 |
| 4.4. | Tata Letak Alat Proses | 57 |
| 4.5. | Alir Proses dan Material | 60 |
| 4.5.1. | Neraca Massa | 60 |
| 4.5.2. | Neraca Panas | 63 |
| 4.6. | Pelayanan Teknik (Utilitas) | 70 |
| 4.6.1. | Unit Penyediaan dan Pengolahan Air | 70 |
| | Tabel 4.20 Kebutuhan Air Pendingin | 74 |
| | Tabel 4.21 Kebutuhan Air Steam | 75 |
| 4.6.2. | Unit Penyediaan <i>Steam</i> | 75 |
| 4.6.3. | Unit Penyediaan Listrik | 76 |
| | Tabel 4.22 Kebutuhan Listrik Alat Proses | 76 |
| | Tabel 4.23 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas | 77 |
| 4.6.4. | Unit Penyediaan Udara | 78 |
| 4.6.5. | Unit Pengolahan Limbah | 78 |
| 4.7. | Spesifikasi Alat-alat Utilitas | 79 |
| 4.7.1. | Saringan / <i>screening</i> (FU-01) | 79 |
| 4.7.2. | Bak Pengendapan Awal (BU-01) / Sedimentasi | 79 |
| 4.7.3. | Bak Floktuator / Bak Penggumpal (BU-02) | 79 |
| 4.7.4. | Tangki Larutan Alum (TU-01) | 80 |
| 4.7.5. | Bak Pengendap I (BU-03) | 80 |
| 4.7.6. | Bak Pengendap II (BU-04) | 80 |
| 4.7.7. | <i>Sand Filter</i> (SF-01) | 81 |
| 4.7.8. | Bak Penampungan Sementara (BU-05) | 81 |
| 4.7.9. | Tangki Klorinasi (TU-02) | 81 |
| 4.7.10. | Tangki Kaporit (TU-03) | 82 |
| 4.7.11. | Tangki Air Bersih (TU-04) | 82 |
| 4.7.12. | Tangki <i>Service Water</i> (TU-05) | 82 |
| 4.7.13. | Bak Air Pendingin (BU-06) | 83 |
| 4.7.14. | <i>Cooling Tower</i> (CT-01) | 83 |
| 4.7.15. | <i>Blower Cooling Tower</i> (BL-01) | 83 |

| | | |
|----------------------|----------------------------------|-----|
| 4.7.16. | <i>Mixed Bed</i> (MB-01) | 84 |
| 4.7.17. | Tangki NaCl (TU-06)..... | 84 |
| 4.7.18. | Tangki NaOH (TU-07)..... | 84 |
| 4.7.19. | Tangki Demin (TU-08) | 85 |
| 4.7.20. | <i>Daerator</i> (DE-01)..... | 85 |
| 4.7.21. | Tangki N_2H_4 (TU-10)..... | 85 |
| 4.7.22. | <i>Boiler</i> (BO-01) | 86 |
| 4.8. | Organisasi Perusahaan | 86 |
| 4.8.1. | Bentuk Perusahaan | 86 |
| 4.8.2. | Struktur Organisasi..... | 88 |
| 4.8.3. | Tugas dan Wewenang | 92 |
| 4.9. | Evaluasi Ekonomi..... | 100 |
| 4.9.1. | Penafsiran Harga Peralatan | 101 |
| 4.9.2. | Dasar Perhitungan | 103 |
| 4.9.3. | Perhitungan Biaya | 103 |
| 4.9.4. | Analisa Kelayakan..... | 105 |
| 4.9.5. | Hasil Perhitungan | 108 |
| 4.9.6. | Analisa Keuntungan | 113 |
| 4.9.7. | Hasil Kelayakan Ekonomi..... | 113 |
| BAB V | | 115 |
| PENUTUP | | 115 |
| 5.1. | Kesimpulan..... | 115 |
| 5.2. | Saran | 116 |
| DAFTAR PUSTAKA | | 117 |
| LAMPIRAN A | | 120 |
| LAMPIRAN B | | 163 |
| LAMPIRAN C | | 166 |

DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 1.4 Perbandingan antara reaktor <i>fixed bed</i> , <i>fluidized bed</i> , dan <i>entrained bed</i> | 11 |
| Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk..... | 27 |
| Tabel 3.2.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk | 34 |
| Tabel 3.2.2 Spesifikasi <i>Silo</i> | 34 |
| Tabel 3.2.3 Spesifikasi <i>Crusher</i> | 35 |
| Tabel 3.2.5 Tabel Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> | 36 |
| Tabel 3.2.6 Spesifikasi <i>Fluidized Bed Reactor</i> dan <i>Fixed Bed Multitube</i> | 36 |
| Tabel 3.2.7 Spesifikasi <i>Desulfurizer</i> | 37 |
| Tabel 3.2.8 Spesifikasi <i>Cyclone</i> | 37 |
| Tabel 3.2.9 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> | 38 |
| Tabel 3.2.10 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> | 39 |
| Tabel 3.2.11 Spesifikasi <i>Condensor</i> dan <i>Reboiler</i> | 39 |
| Tabel 3.2.12 Spesifikasi Menara Distilasi | 41 |
| Tabel 3.2.13 Spesifikasi <i>Separator</i> dan <i>Accumulator</i> | 42 |
| Tabel 3.2.14 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> | 42 |
| Tabel 3.2.15 Spesifikasi Kompresor | 43 |
| Tabel 3.2.16 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> | 43 |
| Tabel 3.2.17 Spesifikasi Pompa | 44 |
| Tabel 4.1 Lokasi Perincian Luas Tanah dan Bngunan Pabrik | 52 |
| Tabel 4.2 Neraca Massa <i>Air Separation Unit</i> | 60 |
| Tabel 4.3 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Reactor</i> | 60 |
| Tabel 4.4 Neraca Massa <i>Desulfurizer</i> | 61 |
| Tabel 4.5 Neraca Massa <i>Condenser Partial-01</i> | 61 |

| | |
|---|-----|
| Tabel 4.6 Neraca Massa <i>Fixed Bed Reactor</i> | 62 |
| Tabel 4.7 Neraca Massa <i>Condenser Prartial-02</i> | 62 |
| Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Distilasi..... | 63 |
| Tabel 4.9 Neraca Panas <i>Fluidized Bed Reactor</i> | 63 |
| Tabel 4.10 Neraca Panas <i>Cooler-01</i> | 63 |
| Tabel 4.11 Neraca Panas <i>Desulfurizer</i> | 64 |
| Tabel 4.12 Neraca Panas <i>Condenser Partial-01</i> | 64 |
| Tabel 4.13 Neraca Panas <i>Heat Exchanger-01</i> | 64 |
| Tabel 4.14 Neraca Panas <i>Fixed Bed Multitube</i> | 65 |
| Tabel 4.15 Neraca Panas <i>Condenser Partial-02</i> | 65 |
| Tabel 4.16 Neraca Panas <i>Expansion Valve-01</i> | 66 |
| Tabel 4.17 Neraca Panas <i>Heat Exchanger-02</i> | 66 |
| Tabel 4.18 Neraca Panas Menara Distilasi | 66 |
| Tabel 4.19 Neraca Panas <i>Cooler-02</i> | 66 |
| Tabel 4.24 Jadwal Kerja..... | 95 |
| Tabel 4.25 Gaji Karyawan | 96 |
| Tabel 4.26 Harga Indeks Tahun Perancangan | 102 |
| Tabel 4.27 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> | 109 |
| Tabel 4.28 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> | 109 |
| Tabel 4.29 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> | 109 |
| Tabel 4.30 <i>Working Capital Investment (WCI)</i> | 110 |
| Tabel 4.31 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> | 110 |
| Tabel 4.32 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> | 110 |
| Tabel 4.33 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> | 111 |
| Tabel 4.34 <i>Total Manufacturing Cost</i> | 111 |

| | |
|---|-----|
| Tabel 4.35 <i>General Expenses</i> | 111 |
| Tabel 4.36 <i>Total Production Cost</i> | 111 |
| Tabel 4.37 <i>Fixed Cost (Fa)</i> | 112 |
| Tabel 4.38 <i>Regulated Cost (Ra)</i> | 112 |
| Tabel 4.39 <i>Variable Cost (Va)</i> | 112 |



DAFTAR GAMBAR

| | |
|---|-----|
| Gambar 1.1 Data Pertumbuhan Ekspor Metanol di Indonesia | 5 |
| Gambar 1.2 Data Pertumbuhan Impor Metanol di Indonesia | 5 |
| Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik dengan Lokasi Bahan Baku Batubara | 47 |
| Gambar 4.2 Lokasi Penjualan Metanol..... | 48 |
| Gambar 4.3 Layout Pabrik Metanol..... | 54 |
| Gambar 4.3. Layout Pabrik Metanol Skala 1:1000..... | 54 |
| Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses Skala 1:200 | 59 |
| Gambar 4.5 Diagram Alir Kualitatif..... | 68 |
| Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif..... | 69 |
| Gambar 4.7 Skema Unit Pengolahan Air..... | 86 |
| Gambar 4.8 Struktur Organisasi | 91 |
| Gambar 4.9 Grafik Indeks Harga dan Tahun..... | 102 |
| Gambar 4.10 Grafik BEP | 114 |

ABSTRAK

Metanol yang sering dikenal sebagai metil alkohol adalah senyawa kimia dengan rumus kimia CH_3OH . Pada “keadaan atmosfer” metanol merupakan cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, beracun jika terminum, serta dapat menimbulkan kebutaan dengan bau yang khas. Metanol digunakan sebagai *refrigerant*, anti beku, pelarut, bahan bakar, dan bahan baku industri MTBE (*Metil tert-butyl eter*), asam asetat, *formaldehid*. Perancangan Pabrik Metanol Kapasitas 300.000 ton/tahun dengan bahan baku batubara 244.738,437 ton/tahun, CaO (Katalis) sebanyak 2.995,988 ton/tahun, dan CuO-ZnO- Al_2O_3 (Katalis) sebanyak 4.708,44 ton/tahun. Pabrik direncanakan akan dibangun di Bontang, Kalimantan Timur pada tahun 2026. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Proses produksi dilakukan dengan metode gasifikasi dengan menggunakan reaktor *Fluidized Bed* pada suhu 850 °C dan pada tekanan 3 atm, Desulfurisasi dengan katalis CaO pada suhu 500 °C dan tekanan 3 atm, dan yang terakhir adalah pembentukan metanol menggunakan katalis CuO-ZnO- Al_2O_3 yang dilakukan menggunakan reaktor *Fixed Bed Multitube* yang beroperasi pada suhu 200 °C dan pada tekanan 3 atm. Unit pendukung proses pabrik meliputi unit kebutuhan air, *steam*, udara tekan, tenaga listrik dan bahan bakar. Kebutuhan utilitas meliputi air (air sungai) sebanyak 239.654,3783 kg/jam dan listrik sebesar 244,9157 kW. Pabrik juga didukung laboratorium yang mengontrol mutu bahan baku dan produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Selain itu terdapat unit pengolahan limbah yang menangani limbah baik padat, cair, maupun gas yang dihasilkan dari proses produksi. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi line and staff. Jumlah kebutuhan tenaga kerja sebanyak 200 orang. Hasil analisis ekonomi diperoleh, ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar 45,04 % dan 35,13 %, POT sebelum dan sesudah pajak selama 1,8 tahun dan 2,2 tahun, BEP 48,51 % dan SDP 33,65 %. Dari parameter kelayakan di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik metanol ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : *Batubara, Gasifikasi, Metanol*

ABSTRACT

Methanol, often known as methyl alcohol, is a chemical compound with the chemical formula CH_3OH . In "atmospheric conditions" methanol is a light, volatile, colorless, flammable, toxic liquid if ingested, and can cause blindness with a characteristic odor. Methanol is used as refrigerant, antifreeze, solvent, fuel, and industrial raw material for MTBE (Methyl tert-butyl ether), acetic acid, formaldehyde. Methanol Plant Design Capacity of 300,000 tons/year with raw materials of coal 244,738,437 tons/year, CaO (catalyst) of 2,995,988 tons/year, and CuO-ZnO- Al_2O_3 (catalyst) of 4,708.44 tons/year. The factory is planned to be built in Bontang, East Kalimantan in 2026. The factory operates for 330 days in 1 year. The production process is carried out by the gasification method using a Fluidized Bed at a temperature of 850 °C and at a pressure of 3 atm, desulfurization with a CaO catalyst at a temperature of 500 °C and a pressure of 3 atm, and the last is the formation of methanol using a CuO-ZnO- Al_2O_3 catalyst carried out using a Fixed Bed Multitube which operates at a temperature of 200 °C and at a pressure of 3 atm. Supporting units for the factory process include units of water, steam, compressed air, electric power and fuel requirements. Utility needs include water (river water) of 239,654,3783 kg/hour and electricity of 244.9157 kW. The factory is also supported by a laboratory that controls the quality of raw materials and products according to the expected specifications. In addition, there is a waste treatment unit that handles solid, liquid, and gaseous waste generated from the production process. The form of the company is a Limited Liability Company (PT) with a line and staff organizational structure. The number of workforce needs is 200 people. The results of the economic analysis were obtained, ROI before and after tax of 45.04% and 35.13%, POT before and after tax for 1.8 years and 2.2 years, BEP 48.51% and SDP 33.65%. From the above feasibility parameters, it can be concluded that this methanol plant is feasible to establish.

Keywords : *Coal, Gasification, Methanol*

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

1.1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi disertai dengan kemajuan sektor industri telah menuntut semua negara kearah industrialisasi. Indonesia sebagai negara berkembang banyak melakukan pembangunan di segala bidang. Sampai saat ini pembangunan sektor industri mengalami peningkatan, salah satunya adalah pembangunan sektor industri kimia. Namun pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia tidak sebanding dengan penyediaan bahan baku yang dibutuhkan. Metanol adalah salah satunya, Metanol atau yang biasa disebut metil alkohol adalah suatu senyawa yang memiliki sifat fisis tidak berwarna, beracun dan memiliki bau yang khas.

Indonesia sampai saat ini masih mengimpor metanol dari negara lain. Seperti yang dilansir dalam laman CNBC Indonesia, metanol merupakan senyawa *intermediate* dan memiliki rumus CH_3OH yang menjadi bahan baku berbagai industri antara lain; industri asam asetat, *formaldehid*, *metil tertier butil eter* (MTBE), polivinil, poliester, karet, resin, sintesis, farmasi, *dimetil eter* (DME), dan lain sebagainya. (CNBCIndonesia, 2019)

Pada umumnya metanol dapat diproduksi dari berbagai macam bahan baku. Bahan baku yang paling umum digunakan untuk pembuatan metanol adalah gas alam, tetapi selain gas alam terdapat minyak bumi dan kayu yang juga dapat menghasilkan metanol. Seiring berkembangnya teknologi saat ini metanol juga dapat dihasilkan dari batubara dengan menggunakan metode gasifikasi. Gasifikasi sendiri adalah suatu proses konversi bahan bakar padat menjadi gas yang mampu membakar (CO , CH_4 , dan H_2) melalui proses pembakaran dengan suplai udaraterbatas (20%-40% udara stoikiometri) (Guswendar, 2012). Mengingat keberadaan minyak bumi dan gas alam yang semakin menipis, batu bara dapat menjadi alternatif untuk bahan baku pembuatan metanol.

Keberadaan batubara di Indonesia sangat amat melimpah khususnya di daerah Sumatera dan Kalimantan, sesuai dengan data Kementerian ESDM tahun 2019 produksi batubara dalam negeri yaitu mencapai 610 juta ton. Namun, produksi batubara dengan skala besar ini dapat menyebabkan harga komoditas jatuh dan dapat merugikan negara. Melonjaknya nilai produksi batubara saat ini belum diimbangi dengan pemanfaatan yang maksimal sehingga dapat diprediksikan produksi batubara akan terus meningkat. (ESDM, 2019)

Sampai saat ini pemanfaatan batubara di Indonesia hanya digunakan untuk sumber energi pembakaran saja. Mengingat batubara yang diproduksi oleh Indonesia adalah kualitas rendah dan cenderung memiliki harga yang tidak terlalu tinggi yaitu sekitar US\$ 319,22 per ton dari data bulan September tahun 2022.

Di masa sekarang metanol dapat dibuat secara sintetis dari karbondioksida (batubara) dan hidrogen dengan cara gasifikasi, hal ini dapat menjadi salah satu solusi untuk memaksimalkan pemanfaatan batubara dan industri metanol akan mempunyai prospek yang bagus di masa depan. Selain itu dengan berdirinya pabrik metanol yang baru di Indonesia diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri

1.1.2. Tujuan

Prarancangan Pabrik Metanol dari Batubara bertujuan untuk :

1. Memenuhi kebutuhan Metanol Negara Indonesia.
2. Mengurangi impor Metanol yang dilakukan oleh Negara Indonesia
3. Meningkatkan pendapatan Negara Indonesia pada sektor industri Kimia.
4. Memacu pertumbuhan industri – industri baru yang menggunakan batubara (*low rank*) sebagai bahan baku suatu proses.
5. Mendapatkan keuntungan dari pabrik yang didirikan.
6. Menciptakan lapangan pekerjaan baru dan ikut serta berupaya dalam mengurangi angka pengangguran di Negara Indonesia.

I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Untuk menentukan kapasitas pabrik dapat ditinjau dari data-data seperti data ekspor-impor, produksi, kebutuhan dalam negeri, ketersediaan bahan baku di Indonesia dan juga kapasitas pabrik yang sudah ada di seluruh dunia. Adapun negara-negara yang memproduksi metanol diantaranya US, Canada, New Zealand, Brazil, Qatar, Azerbaijan, Russia, India, dan China. Sedangkan untuk produksi metanol di dalam negeri terdapat di PT Kaltim Metanol Industri.

Tabel 1.1 Produksi Metanol di Dunia

| Pabrik | Lokasi | Kapasitas (ton/tahun) |
|--------------------------|-----------------|------------------------------|
| Methanex | Alberta, Canada | 500,000 |
| OCI | Texas, US | 800,000 |
| Methanex | New Zealand | 650,000 |
| China | China | 5,060,000 |
| LyondellBasell | Texas, US | 780,000 |
| GPC Quimica | Brazil | 50,000 |
| Azmeco | Azerbaijan | 560,000 |
| India | GSFC | 165,000 |
| China | China | 6,180,000 |
| Methanex | US | 1,000,000 |
| QAFAC | Qatar | 80,000 |
| China | China | 12,800,000 |
| Celanese | US | 1,300,000 |
| China | China | 15,500,000 |
| Celanese/Mitsui | Texas, US | 1,300,000 |
| Methanex #1 | Louisiana, US | 1,000,000 |
| Methanex #2 | Louisiana, US | 1,000,000 |
| Lake Charles | US | 1,280,000 |
| South Louisiana Methanol | US | 1,860,000 |
| JSC Ammoniy | Russia | 230,000 |
| Assam PC | India | 165,000 |
| China | China | 11,700,000 |
| Petrobas | Brazil | 721,000 |
| ZAO Ural Methanol Group | Russia | 600,000 |

Sumber : (www.icis.com & www.aogr.com)

Tabel 1.2 Produksi Metanol di Indonesia

| Pabrik | Kapasitas (ton/tahun) |
|----------------------------|------------------------------|
| PT Kaltim Metanol Industri | 660.000 |

Sumber : (www.kemenperin.go.id)

Berdasarkan data yang dikeluarkan oleh Badan Pusat Statistik, jumlah rata-rata ekspor methanol dari tahun 2016 sampai 2021 menunjukkan angka di 284.402,1862 Ton/Tahun. Sedangkan untuk rata-rata impor 680.165,157 Ton/Tahun. Dari data BPS (*Badan Pusat Statistik*) ini menunjukkan bahwa indonesia sangat membutuhkan peningkatan pasokan metanol untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri serta untuk mengurangi jumlah impor metanol tiap tahunnya. Data ekspor dan impor metanol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1.3 Data Kapasitas Ekspor dan Impor Metanol di Indonesia

| Tahun | Ekspor (Ton/Tahun) | Impor (Ton/Tahun) |
|--------------|---------------------------|--------------------------|
| 2016 | 384.933,65 | 436.987,82 |
| 2017 | 335.007,86 | 350.026,05 |
| 2018 | 307.366,26 | 699.945,89 |
| 2019 | 292.694,34 | 773.651,43 |
| 2020 | 246.269,453 | 840.408,303 |
| 2021 | 140.141,553 | 979.974,157 |

(Badan Pusat Statistik, 2022)

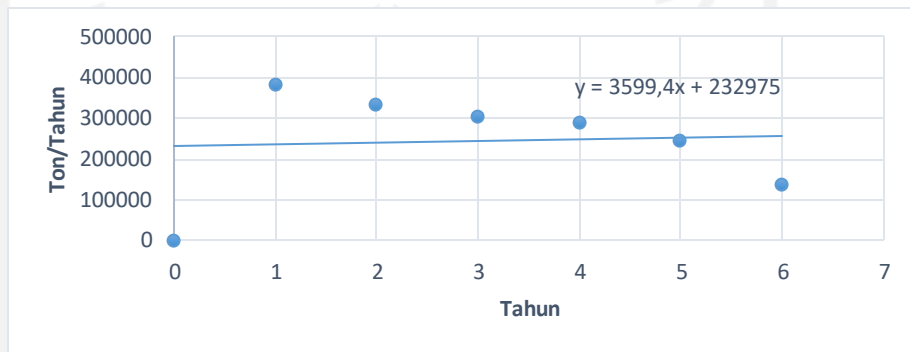
Tabel 1.4 Data Konsumsi Metanol di Indonesia

| Tahun | Konsumsi (Ton/Tahun) |
|--------------|-----------------------------|
| 2012 | 373.124 |
| 2013 | 404.637 |
| 2014 | 703.210 |
| 2015 | 346.530 |
| 2016 | 602.054 |
| 2017 | 565.018 |
| 2018 | 1.052.580 |

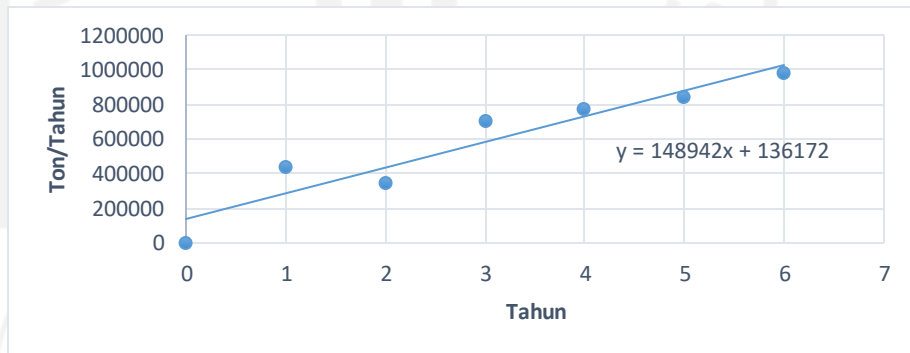
| | |
|------|-----------|
| 2019 | 1.139.502 |
| 2020 | 1.200.000 |

(Kementerian Perindustrian, 2020)

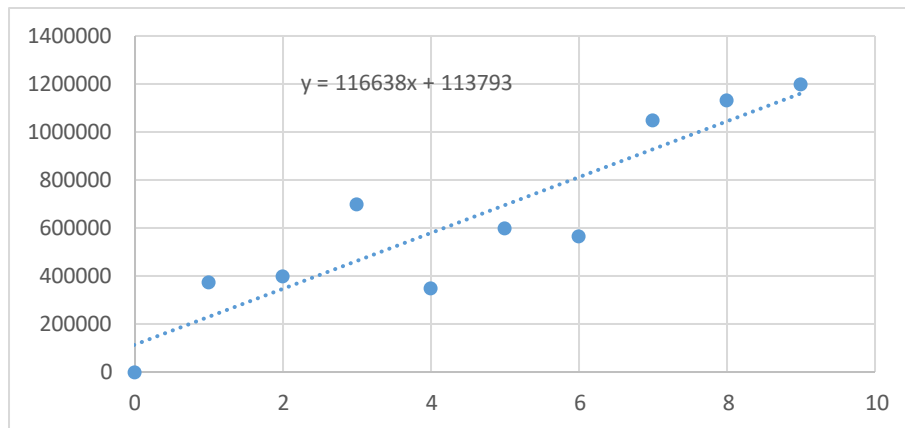
Proses produksi metanol direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2027. Untuk mengetahui perkiraan kebutuhan metanol pada tahun 2027 dilakukan dengan menggunakan metode regresi linear. Grafik hasil regresi data ekspor di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1 dan grafik hasil regresi data impor di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1.1 Data Pertumbuhan Ekspor Metanol di Indonesia



Gambar 1.2 Data Pertumbuhan Impor Metanol di Indonesia



Gambar 1.3 Data Pertumbuhan Konsumsi Metanol di Indonesia

Dari grafik tersebut dapat diperoleh hubungan antara tahun dan jumlah ton/tahun metanol di Indonesia yang dapat dinyatakan dalam persamaan regresi sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 y &= 3599,4x + 232.975 \\
 &= 3599,4 (12) + 232.975 \\
 &= 276.167,8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 y &= 148.942x + 136.172 \\
 &= 148.942 (12) + 136.172 \\
 &= 1.923.476
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 y &= 116.638x + 113.793 \\
 &= 116.638 (16) + 113.793 \\
 &= 1.980.001
 \end{aligned}$$

Hasil regresi linier data impor menunjukkan bahwa tahun 2027 Indonesia kemungkinan akan mengimpor metanol sebanyak 1.923.476 ton. Maka peluang yang diambil sebagai berikut :

$$\text{Supply} = (\text{Impor} + \text{Produksi dalam Negeri})$$

$$= (1.923.476 + 660.000)$$

$$= 2.583.476 \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Demand} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi dalam Negeri})$$

$$= (276.167,8 + 1.980.001)$$

$$= 2.256.169 \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Demand} - \text{Supply})$$

$$= (2.256.169 - 2.583.476)$$

$$= -327.307$$

Dari hasil persamaan dan perhitungan diatas, didapatkan bahwa peluang adalah minus. Maka sebagai dasar untuk menentukan kapasitas pabrik pada tahun 2027 kita menggunakan data kapasitas impor tahun terakhir, hal ini dikarenakan kebutuhan impor yang terus bertambah setiap tahunnya. Dengan adanya impor yang setiap tahun terus meningkat, maka memungkinkan para investor akan banyak yang ingin menanam saham atau berinvestasi di industri metanol ini.

Berdasarkan hasil pertimbangan-pertimbangan terhadap penentuan kapasitas pabrik metanol yang akan didirikan pada tahun 2027, maka ditetapkan kapasitas pabrik metanol sebesar 300.000 ton/tahun yaitu kita ambil dari 30% impor tahun terakhir. Kami mempertimbangkan bahwa impor merupakan devisa negara, semakin banyak impor semakin banyak pula devisa negara yang dikeluarkan. Maka dari itu kami melakukan pengurangan pengeluaran devisa negara dengan cara meminimalisir impor industri metanol.

I.3. Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk produksi metanol adalah batubara sub-bituminus (*Low rank*), katalis kalsium oksida (CaO), dan katalis alumina (CuO-ZnO-Al₂O₃). Kebutuhan bahan baku tersebut dapat diperoleh dari produsen-produsen dalam negeri dan luar negeri. Indonesia merupakan negara penghasil barang tambang terbesar di dunia, salah satunya yaitu batubara. Beberapa daerah

penghasil batubara terbesar di Indonesia, yaitu Sumatra Selatan (22.240,40 juta ton), Kalimantan Timur (19.567,79 juta ton), Kalimantan Selatan (8.674,56 juta ton), dan Riau (2.057,22 juta ton). (Wison, 2011)

I.4. Tinjauan Pustaka

Senyawa methanol adalah suatu cairan yang memiliki sifat fisis tidak berwarna, mudah menguap atau volatil, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas pada keadaan atmosfer. Senyawa kimia yang satu ini memiliki nama lain metil alkohol, wood alcohol, atau spiritus. Rumus kimia dari methanol adalah CH_3OH yang merupakan senyawa alkohol dengan satu gugus hidrogen.

Methanol merupakan bahan kimia dasar yang banyak digunakan dalam berbagai industri sebagai senyawa *intermediate* yang menjadi bahan baku berbagai industri antara lain : industri asam asetat, formaldehida, metil tertier butil eter (MTBE), polivinil, poliester, karet, resin sintetis, farmasi, Dimetil Eter (DME), dan lain sebagainya. Untuk Indonesia sendiri, 80% pembeli metanol adalah industri formaldehida yang menghasilkan *adhesives* untuk *plywood* dan industri *wood processing* lainnya. (*Indonesian Commercial Newsletter*, 2010)

Methanol juga diproyeksikan sebagai bahan bakar alternatif masa depan karena memiliki bilangan oktan yang tinggi dengan pembakaran yang lebih sempurna sehingga gas karbon monoksida sebagai hasil samping reaksi utama yang dihasilkan semakin sedikit. Selain dapat digunakan sebagai bahan bakar langsung, 2 metanol dapat dikonversikan menjadi etilen atau propilen pada proses *Methyl-to-Olefins* (MTO) yang dapat menghasilkan *hydrocarbon fuels*. (Nonam Park et al., 2014)

1.4.1. Macam-macam Proses Produksi Metanol

a. Proses Pembuatan Methanol dengan Penyulingan Kayu

Pada tahun 1830 sampai abad pertengahan yaitu 1920, metode yang digunakan dalam pembuatan methanol adalah menggunakan penyulingan kayu (*wood distillation*), dimana proses ini menggunakan panas untuk memproduksi arang dan metanol dari kayu, setelah kayu dipanaskan, perlahan kayu tersebut

terbakar dan melepaskan gas metanol. Gas tersebut lalu dikondensasikan untuk didapatkan metanol cair. Tahun 1923, pembuatan metanol mencapai 30.000 ton/tahun, dengan menngunkan lebih dari 6 ton kayu sebagai bahan baku. Hal tersebut membuat dampak pada gangguan ekosistem di hutan dengan banyaknya penebangan kayu. (Mc Ketta, 1983).

b. Oksidasi Hidrokarbon

Proses ini menggunakan senyawa hidrokarbon sebagai bahan baku utama. Dalam proses oksidasi parsial hidrokarbon, didapatkan produk yang mengandung gas parafin adalah methanol, formaldehyde, aseton, asetaldehid, aldehid, keton, alkohol tingkat tinggi. Proses ini berjalan pada tekanan 20,27 – 30,4 bar dengan suhu 800°C, dengan menggunakan katalis nikel, paladium, tembaga, dan oksidasi dari logam - logam tersebut. Kekurangan dari proses ini adalah menggunakan bahan hidrokarbon yang dapat memacu munculnya gas rumah kaca. (Mc Ketta, 1983).

c. Proses Pembuatan Methanol dari Gasifikasi Batubara

Pembuatan methanol biasa menggunakan gas sintesis. Melalui gasifikasi, gas sintesis dapat dihasilkan dari berbagai bahan baku seperti batubara, limbah biomassa, limbah perkotaan dan berbagai bahan baku yang lain. Dalam produksi methanol dengan dilakukan dalam dua langkah. Langkah pertama adalah untuk mengkonversi bahan baku menjadi gas sintesis yang terdiri dari CO , CO_2 , H_2O , dan H_2 . Hal ini biasanya dicapai oleh katalitik reforming gas umpan dan uap. Langkah kedua adalah sintesis katalitik methanol dari gas sintesis. Keuntungan dari proses ini adalah bahan baku mudah didapatkan, pemanfaatan batubara sehingga diharapkan menjadi industri ramah lingkungan.

Dari proses - proses pembuatan methanol yang ada, maka proses pembuatan methanol dari gasifikasi batu bara dipilih sebagai proses pembuatan methanol dalam pendirian pabrik ini dengan alasan ketersediaan bahan baku batu bara mencukupi proses untuk jangka waktu yang panjang.

Dalam kasus ini bahan baku yang akan digasifikasikan adalah batubara, gasifikasi batubara pada dasarnya merupakan suatu proses perubahan menjadi gas yang lebih mudah terbakar dengan klasifikasi berdasarkan nilai panas (*heating value*) yaitu *low-btu* (180-350 Btu/scf), *medium-btu* (250-500 Btu/scf), *high-btu* (950-1000 Btu/scf). Perubahan batubara menjadi gas yang mudah terbakar terjadi melalui beberapa proses kimia dalam reaktor gasifikasi. Tahap awal setelah batubara mendapat perlakuan awal (ukuran butir diperkecil hingga ukuran butir tertentu), sebagai *feed stock*, mengalami pemanasan sampai temperatur reaksi dan mengalami pirolisa atau pembakaran. (Sukandarrumidi, 2006)

Panas gasifikasi cenderung diklasifikasikan berdasarkan nilai panas, tetapi dapat pula digolongkan berdasarkan atas transportasi dan kondisi sistem reaksi dalam reaktor yaitu : (Sukandarrumidi, 2006)

i. *Fixed Bed*

Pada proses gasifikasi cara ini, gravitasi menguasai sistem partikel-partikelnya tidak dapat bergerak dan membentuk suatu tumpukan atau *solid bed*. Penghembusan gas pereaksi uap dan O_2 dari bawah berlawanan dengan arah suplai partikel batubara ukuran 3-30 mm dengan residence time 1-5 jam.

ii. *Fluidized Bed*

Pada proses gasifikasi ini, kehilangan tekanan (*pressure loss*) sedemikian besar sehingga daya dorong di bagian bawah bed membuat kesetimbangan dengan gaya gravitasi sehingga batubara yang diinjeksikan dari atas dalam bentuk serbuk berukuran antara 0,1-5 mm berada dalam keadaan melayang dan juga berakibat permukaan reaksi menjadi lebih luas sehingga reaksi lebih cepat dengan *residence time* 15-50 detik. Pada reaktor *fluidized bed* gas pereaksi masuk dari bawah.

iii. *Entrained Bed*

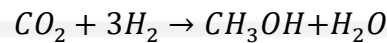
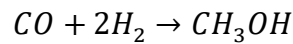
Pada proses gasifikasi cara ini, kecepatan pereaksisedemikian tinggi sehingga membuat partikel-partikel solid batubara terbawa oleh gas

(*transport pneumatic*). Dalam hal ini diperkenalkan istilah *Partikel cloud* (bukan dinamakan *bed* lagi). Untuk partikel batubara disebut dengan *powder coal* dengan ukuran partikel lebih kecil dari 0,5 mm dengan residence time antara 1-5 detik. Pada reaktor ini pemasukan gas pereaksi dan batubara searah dari atas. (Higman, 2008)

Tabel 1.4 Perbandingan antara reaktor *fixed bed*, *fluidized bed*, dan *entrained bed*

| Parameter | <i>Fixed Bed</i> | <i>Fluidized Bed</i> | <i>Entrained Bed</i> |
|-------------------------------------|--------------------------------|---------------------------------------|---|
| Ukuran umpan | < 51 mm | < 6 mm | < 0,15 |
| Toleransi kehalusan partikel | Terbatas | Baik | Sangat Baik |
| Toleransi kekerasan partikel | Sangat Baik | Baik | Buruk |
| Toleransi jenis umpan | Batubara kualitas rendah | Batubara kualitas rendah dan biomassa | Segala jenis batubara tetapi tidak cocok untuk biomassa |
| Kebutuhan oksidan | Rendah | Menengah | Tinggi |
| Kebutuhan kukus | Rendah | Menengah | Tinggi |
| Kondisi operasi | T = 1000 °C P = Atmosferik | T = 800 – 9000 °C P = Atmosferik | T = > 1200 °C P = 4 – 50 atm |
| Temperature gas keluaran | 250 – 300 °C | 500 °C | 760 °C |
| Produksi abu | Kering | Kering | Slagg |
| Kapasitas penggunaan | Kecil | Menengah | Besar |
| Permasalahan | Produksi tar | Konversi karbon | Pendinginan gas produk |
| Output | 600 kg/h | 500 – 700 kg/h | > 2000 kg/h |
| Kelebihan | Yield tinggi | Tekanan rendah dan yield tinggi | Yield tinggi, Konversi karbon tinggi |
| Kelemahan | Temperature dan Tekanan rendah | Temperature tinggi | Tekanan dan Temperature sangat tinggi |

Untuk Reaksi sintesa methanol yang terjadi setelah adanya gasifikasi batubara adalah hidrogenasi karbon dioksida dan karbon monoksida. Reaksi yang terjadi adalah :



1.4.2. Batubara

Berikut macam-macam tipe dan kelas batu bara.

Tabel 1.5 Tipe Batubara

| Tipe | Kelas | Karbon tetap (%) | Kalori (kcal/kg) | Harga (USD/ton) |
|---------------|----------------------|------------------|------------------|-----------------|
| Antrasit | <i>High Rank</i> | 91,8 | 8300 | 130 – 160 |
| Bituminus | <i>Moderate Rank</i> | 82,8 | 7000 – 8000 | 98 – 125 |
| Sub-Bituminus | <i>Low-Rank</i> | 46,6 | 6000 | 78 – 90 |
| Lignit | | 29,3 | 1500 - 4500 | 55 - 78 |

Dari Tabel 1.5 dapat ditelaah bahwa batubara antrasit merupakan batubara dengan kualitas terbaik karena memiliki nilai kalor tertinggi namun harga paling mahal. Sementara batubara sub-bituminus dan lignit merupakan batubara dengan kualitas rendah karena nilai kalori yang kecil dan harganya pun murah.

Ada beberapa sifat batubara yang harus diperhatikan ketika memilih batubara untuk suatu kegiatan produksi, diantaranya adalah sebagai berikut :

a. Kadar Sulfur

Kadar sulfur adalah salah satu elemen pembakaran dalam batubara dan menghasilkan energi, hasil pembakaran utamanya sulfur dioksida (SO_2), adalah bahan polutan utama bagi atmosfer.

b. Karakteristik Pembakaran

Batubara haruslah yang bersifat dapat terbakar bebas, bila batubara akan dibakar pada tempat yang stasioner dengan pergerakan kecil.

c. Daya Tahan Terhadap Cuaca

Daya tahan terhadap cuaca dari suatu batubara adalah suatu ukuran tentang kemampuan batubara tetap berada dalam keadaan terbuka unsur-unsur lingkungan tanpa mengalami pecah-pecah yang berlebihan. Semua pembangkit besar yang menggunakan bahan bakar batubara, biasanya menyimpan cadangan batubara dalam tumpukan besar di dekat pusat pembangkit tersebut.

d. Temperature Pelunakan Abu

Temperatur pelunakan abu adalah suatu pertimbangan penting pula dalam pemilihan batubara untuk suatu sistem pembangkit tertentu. Temperatur pelunakan abu adalah temperatur dimana abu menjadi sangat plastis, beberapa derajat di bawah titik lebur abu.

e. Kemampuan Untuk Digerinda

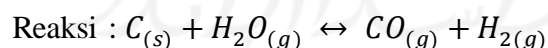
Sifat penting lainnya yang harus diperhatikan ketika memilih batubara untuk suatu pusat pembangkit ialah indeks dapat digerindanya. Hal ini khususnya berlaku untuk sistem-sistem tenaga yang menggunakan serbuk batubara dimana batubara digerinda menjadi serbuk tepung yang sangat halus.

f. Kandungan Energi Batubara

Kadar energi atau nilai pembakaran batubara adalah sifat yang sangat penting. Nilai pembakaran menunjukkan jumlah energi kimia yang terdapat dalam suatu massa bahan bakar.

1.4.3. Kondisi Operasi

1. Pembentukan *Syngas*

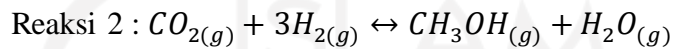
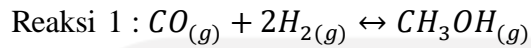


- Temperatur : 650 °C
- Tekanan : 3 atm
- Fase : Padat - Gas
- Sifat Reaksi : Endotermis
- Reaktor : *Fluidized Bed Reactor*

- Kondisi Reaksi : non isothermal, non adiabatik

(Saeidi, 2008)

2. Pembentukan Metanol



- Temperatur : 200°C
- Tekanan : 3 atm
- Fase : gas
- Katalis : CuO-ZnO- Al_2O_3
- Sifat Reaksi : eksotermis
- Reaktor : *Fixed Bed Multitube*
- Kondisi Reaksi : non isothermal, non adiabatik
- Konversi CO : 96,3%
- Konversi CO_2 : 28,6%

(Mc. Ketta, 1983)

1.4.4. Spesifikasi Produk

Metanol (CH_3OH) (Mc. Ketta, 1988) :

- Sifat Fisika :
 - Fase : Cairan jernih pada suhu kamar
 - Berat Molekul : 32 kg/kmol
 - Titik didih (1,01 bar) : 65 °C
 - Titik lebur (1,01 bar) : -97 °C
 - Viskositas : 0,5945 cp
 - Densitas (25 °C) : 0,786 kg/m^3
 - Tekanan kritis : 80,96 bar
 - Temperature kritis : 239,43 °C

• Sifat Kimia :

- Tidak memiliki sifat adisi yang kuat.
- Klor dan brom dapat mensubstitusi atom H dari metanol.
- Sulfonasi dengan asam sulfat berasap membentuk metanol sulfonat
- Bereaksi dengan Na membentuk gas H_2 dan garam Na metanolat.
- Termasuk golongan senyawa kimia beracun.
- Oksidasi dengan oksidator kuat ($KMnO_4$ dalam asam) menghasilkan asam formiat dan dapat teroksidasi lebih lanjut membentuk CO_2 dan H_2O .
- Merupakan pelarut yang baik untuk senyawa organik.

1.4.5. Spesifikasi Bahan Baku

a. Batubara

| | |
|----------------------|---|
| Jenis Batubara | : Sub-Bituminus |
| Daerah | : Kalimantan Selatan, Sulawesi Selatan, dll |
| Karbon Fixed (C) | : 32,95 % |
| Volatile Matter (VM) | : 26,40 % |
| Ash | : 24,20 % |
| Kalori | : 4.348 kkal/kg |
| Komponen | : |
| C | : 78,5 % |
| H_2 | : 5,5 % |
| N_2 | : 1,6 % |
| S | : 0,7 % |
| O_2 | : 8 % |
| Ash | : 5,7 % |

b. Air

| | |
|---------------|-----------------|
| Rumus Molekul | : H_2O |
| Berat Molekul | : 18,02 kg/kmol |
| Titik Didih | : 100 °C |

Densitas : 0,99747 kg/m³
 Kapasitas Panas : 4178,43 kJ/kg.K
 Konduktivitas Panas : 6,04026 x 10⁻³ kW/m.K

(Othmer, 1981)

c. Oksigen

Rumus Molekul : O₂
 Berat Molekul : 31,9988 kg/kmol
 Titik Didih : -183,6 °C
 Temperatur Kritis : -188,6 °C
 Konduktivitas Panas : 0,026 W/m, °C

(Perry, 2017)

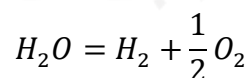
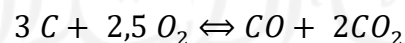
Pemilihan Metode yang akan digunakan, dari ketiga jenis metode gasifikasi batubara, dipilih gasifikasi batubara dengan menggunakan reaktor *Fluidized Bed* karena pada reaktor jenis ini dapat mengubah fasa dari padat menjadi gas dan jika dibandingkan dengan kedua jenis reaktor lainnya, reaktor jenis *Fluidized bed* ini memiliki tekanan yang lebih rendah dan memiliki harga yang lebih terjangkau.

I.5. Tinjauan Termodinamika dan Tinjauan Kinetika

1.5.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat dan arah reaksi yaitu *ekotermis / endotermis* dan *reversibel / irreversibel*. Berikut adalah data reaksi utama pembuatan metanol :

1. Gasifikasi



Harga dari ΔH°_f dan ΔG°_f masing – masing komponen pada suhu 298K dapat dilihat pada tabel berikut ini :

| KOMPONEN | $\Delta H^\circ_f (298)$ (kJ/mol) | $\Delta G^\circ_f (298)$ (Kj/mol) |
|----------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| | | |

| | | |
|------------------|----------|----------|
| CO | -110,525 | -137,168 |
| H ₂ O | -241,83 | -228,59 |
| CO ₂ | -393,509 | -394,359 |
| H ₂ | 0 | 0 |
| C | 0 | 0 |
| O ₂ | 0 | 0 |

Maka,

Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_{R(298)} &= \Sigma \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Sigma \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
 &= (\Delta H^{\circ}_{fCO} + \Delta H^{\circ}_{fCO_2}) - (\Delta H^{\circ}_{fC} + \Delta H^{\circ}_{fO_2}) \\
 &= ((-110,525) + (2 \times (-393,509))) - ((3 \times 0) + (2,5 \times 0)) \\
 &= - 897,543 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Karena harga $\Delta H^{\circ}_{R(298)}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

$$\begin{aligned}
 \Delta G^{\circ}_{R(298)} &= \Sigma \Delta G^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Sigma \Delta G^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
 &= \Delta G^{\circ}_{fCO} + \Delta G^{\circ}_{fCO_2}) - (\Delta G^{\circ}_{fC} + \Delta G^{\circ}_{fO_2}) \\
 &= ((-137,168) + (2 \times (-394,359))) - ((3 \times 0) + (2,5 \times 0)) \\
 &= - 925,886 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Dari Van Ness (1997)

$$\begin{aligned}
 \ln K_{298} &= \left[\frac{-\Delta G^{\circ}_f}{TR} \right] \dots (3.13) \\
 &= \frac{-(-925,886)}{298 \text{ K} \times 8,314} \frac{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \\
 &= 37,75
 \end{aligned}$$

$$K = e^{37,75}$$

$$= 2,481 \cdot 10^{16}$$

Dari Van Ness (1997), persamaan (15.17)

$$\ln \frac{K}{K_{298}} = \frac{-\Delta H^{\circ r}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \dots (3.14)$$

Pada suhu 650 °C (923,15 K) besarnya konstanta keseimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \ln \frac{K}{K_{298}} &= \frac{-\Delta H^{\circ r}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \\ \ln \frac{K}{2,481 \times 10^{16}} &= \frac{-(-897,543) \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{8,314 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \times \left(\frac{1}{923,15} - \frac{1}{298} \right) \text{K} \\ \ln \frac{K}{2,481 \times 10^{16}} &= -0,2661 \\ \frac{K}{2,481 \times 10^{16}} &= e^{-0,2661} \\ \frac{K}{2,481 \times 10^{16}} &= 0,7663 \\ K &= 1,9012 \times 10^{16} \end{aligned}$$

Karena harga $\Delta G^{\circ f}$ pada reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan dan Harga konstanta keseimbangan $1,9012 \times 10^{16}$, maka reaksi berlangsung searah ke kanan (*irreversible*).

Reaksi 2

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_{R(298)} &= \Sigma \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Sigma \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\ &= \Delta H^{\circ}_{f\text{H}_2\text{O}} - (\Delta H^{\circ}_{f\text{H}_2} + \Delta H^{\circ}_{f\text{O}_2}) \\ &= -241,83 - (0 + 0) \\ &= -241,83 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena harga $\Delta H^{\circ}_{R(298)}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

$$\Delta G^{\circ}_{R(298)} = \Sigma \Delta G^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Sigma \Delta G^{\circ}_{f(\text{reaktan})}$$

$$\begin{aligned}
&= \Delta G^{\circ}_{fCO} + \Delta G^{\circ}_{fCO_2} - (\Delta G^{\circ}_{fC} + \Delta G^{\circ}_{fO_2}) \\
&= -228,59 - (0 + 0) \\
&= -228,59 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Dari Van Ness (1997)

$$\begin{aligned}
\ln K_{298} &= \left[\frac{-\Delta G^{\circ}_f}{TR} \right] \dots (3.13) \\
&= \frac{-(-228,59)}{298 \text{ K} \times 8,314} \frac{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \\
&= 92,26 \\
K &= e^{92,26} \\
&= 1,1695 \cdot 10^{40}
\end{aligned}$$

Dari Van Ness (1997)

$$\ln \frac{K}{K_{298}} = \frac{-\Delta H^{\circ}_r}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

Pada suhu 650 °C (1123,15 K) besarnya konstanta keseimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln \frac{K}{K_{298}} = \frac{-\Delta H^{\circ}_r}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,1695 \times 10^{40}} = \frac{-(-241,83)}{8,314} \frac{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \times \left(\frac{1}{923,15} - \frac{1}{298} \right) K$$

$$\ln \frac{K}{1,1695 \times 10^{40}} = -0,0717$$

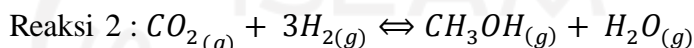
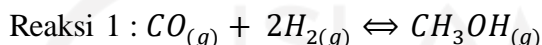
$$\frac{K}{1,1695 \times 10^{40}} = e^{-0,0717}$$

$$\frac{K}{1,1695 \times 10^{40}} = 0,930$$

$$K = 1,0886 \cdot 10^{40}$$

Karena harga ΔG°_f pada reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan dan Harga konstanta keseimbangan $1,0886 \cdot 10^{40}$ maka reaksi berlangsung searah ke kanan (*irreversible*).

2. Sintesis Metanol



Harga dari ΔH°_f dan ΔG°_f masing – masing komponen pada suhu 298K dapat dilihat pada tabel berikut ini :

| KOMPONEN | $\Delta H^\circ_f (298)$ (kJ/mol) | $\Delta G^\circ_f (298)$ (Kj/mol) |
|----------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| CO | -110,525 | -137,168 |
| H_2O | -241,83 | -228,59 |
| CO_2 | -393,509 | -394,359 |
| H_2 | 0 | 0 |
| CH_3OH | -201,17 | -162,5 |

(Yaws, 1999)

Maka,

Reaksi 1

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{R(298)} &= \Sigma \Delta H^\circ_f(\text{produk}) - \Sigma \Delta H^\circ_f(\text{reaktan}) \\ &= (\Delta H^\circ_{fCH_3OH}) - (\Delta H^\circ_{fCO} + 2 \cdot \Delta H^\circ_{fH_2}) \\ &= ((-201,17) - (-110,525 - 2 \cdot 0)) \text{ kJ/mol} \\ &= -90,475 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena harga $\Delta H^\circ_{R(298)}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{R(298)} &= \Sigma \Delta G^\circ_f(\text{produk}) - \Sigma \Delta G^\circ_f(\text{reaktan}) \\ &= (\Delta G^\circ_{fCH_3OH}) - (\Delta G^\circ_{fCO} + 2 \cdot \Delta G^\circ_{fH_2}) \\ &= ((-162,5) - (-137,168 - 2 \cdot 0)) \text{ kJ/mol} \\ &= -25,332 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari Van Ness (1997)

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= \left[\frac{-\Delta G^{\circ}_f}{TR} \right] \dots (3.13) \\ &= \frac{-(-25,332)}{298 \text{ K} \times 8,314} \frac{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \\ &= 10,224 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K &= e^{10,224} \\ &= 27.556,673 \end{aligned}$$

Dari Van Ness (1997)

$$\ln \frac{K}{K_{298}} = \frac{-\Delta H^{\circ}_r}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

Pada suhu 200 °C (473,15 K) besarnya konstanta keseimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \ln \frac{K}{K_{298}} &= \frac{-\Delta H^{\circ}_r}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \\ \ln \frac{K}{27.556,673} &= \frac{-(-90,475)}{8,314} \frac{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \times \left(\frac{1}{473,15} - \frac{1}{298} \right) \text{K} \\ \ln \frac{K}{27.556,673} &= -0,01352 \\ \frac{K}{27.556,673} &= e^{-0,01352} \\ \frac{K}{27.556,673} &= 0,9866 \\ K &= 27.186,6674 \end{aligned}$$

Karena harga ΔG°_f pada reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan dan Harga konstanta keseimbangan 27.186,6674 maka reaksi berlangsung searah ke kanan (*irreversible*).

Reaksi 2

$$\Delta H_{R(298)} = \Sigma \Delta H^{\circ}_f(\text{produk}) - \Sigma \Delta H^{\circ}_f(\text{reaktan})$$

$$\begin{aligned}
&= (\Delta H^\circ_{fCH_3OH} + \Delta H^\circ_{fH_2O}) - (\Delta H^\circ_{fCO_2} + 3 \cdot \Delta H^\circ_{fH_2}) \\
&= ((-201 + (-241,83)) - (-393,509 - 3 \cdot 0)) \text{ kJ/mol} \\
&= -49.460 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Karena harga $\Delta H_{R(298)}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

Maka,

$$\begin{aligned}
\Delta G^\circ_{f(298)} &= \Sigma \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \Sigma \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})} \\
&= (\Delta G^\circ_{fCH_3OH} + \Delta G^\circ_{fH_2O}) - (\Delta G^\circ_{fCO_2} + 2 \cdot \Delta G^\circ_{fH_2}) \\
&= ((-162,5 + (-228,59)) - (-137,168 - 3 \cdot 0)) \text{ kJ/mol} \\
&= -253,922 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Dari Van Ness (1997)

$$\begin{aligned}
\ln K_{298} &= \left[\frac{-\Delta G^\circ_f}{TR} \right] \dots (3.13) \\
&= \frac{-(-253,922)}{298 \text{ K} \times 8,314} \frac{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \\
&= 102,488 \\
K &= e^{102,488} \\
&= 3,235 \times 10^{44}
\end{aligned}$$

Dari Van Ness (1997)

$$\ln \frac{K}{K_{298}} = \frac{-\Delta H^\circ_r}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

Pada suhu 200 °C (473,15 K) besarnya konstanta keseimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\ln \frac{K}{K_{298}} &= \frac{-\Delta H^\circ_r}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \\
\ln \frac{K}{3,235 \times 10^{44}} &= \frac{-(-49460)}{8,314} \frac{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{\left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)} \times \left(\frac{1}{473,15} - \frac{1}{298} \right) K \\
\ln \frac{K}{3,235 \times 10^{44}} &= -7,3899 \\
\frac{K}{3,235 \times 10^{44}} &= e^{-7,3899} \\
\frac{K}{3,235 \times 10^{44}} &= 6,1745 \times 10^{-4} \\
K &= 1,9974 \times 10^{41}
\end{aligned}$$

Karena harga ΔG°_f pada reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan dan Harga konstanta keseimbangan $1,9974 \times 10^{41}$ maka reaksi berlangsung searah ke kanan (*irreversible*).

1.5.2. Tinjauan Kinetika

1. Gasifikasi

Sebelum mengetahui rancangan reaktor, maka memerlukan data kinetika untuk reaksi gasifikasi. Berdasarkan referensi buku Smith, 2010 diketahui nilai A dan konstanta Arrhenius dan Energi Aktivasi untuk mencari konstanta kinetika reaksi digunakan persamaan berikut :

$$k = Ae^{\frac{-E}{R.T}}$$

Keterangan :

k = konstanta laju reaksi (1/s)

A = faktor frekuensi tumbukan (mol/mol.s)

E = energi aktivasi (J/mol)

R = konstanta gas umum (J/mol.K)

T = suhu (K)

Untuk mencari nilai konstanta laju reaksi pada reaksi gasifikasi ditulis sebagai berikut :

$$k = (0,92 \cdot \exp\left(\frac{-454,3}{T}\right))$$

Keterangan :

k = konstanta laju reaksi

T = suhu (K)

Dengan menggunakan persamaan diatas maka untuk gasifikasi pada suhu 850 °C, maka didapatkan :

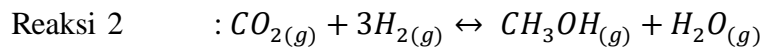
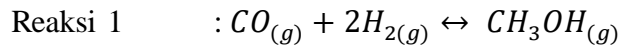
$$k_1 = 0,92 \times \text{Exp}\left(\frac{-454,3}{1123,15 \text{ K}}\right)$$

$$k_1 = 0,613 \text{ l/min}$$

(Smith, 2010)

2. Sintesis Metanol

Sedangkan reaksi untuk reaksi di reaktor sintesis metanol sebagai berikut :



Kinetika reaksi adalah usaha untuk mempercepat terjadinya reaksi. Keadaan optimal tercapai bila harga konstanta reaksi (k) besar. Faktor yang mempengaruhi kecepatan reaksi dengan persamaan Arrhenius :

$$k = Ae^{\frac{-E}{R.T}}$$

k = Konstanta kecepatan reaksi 1/s

A = Faktor frekuensi tumbukan, mol/mol.s

E = Energi aktivasi, J/mol

R = Konstanta gas umum, J/mol.K

T = Suhu, K

Untuk mencari nilai konstanta laju reaksi pada reaksi sintesis metanol dapat dituliskan sebagai berikut :

| $k = A \exp\left(\frac{B}{R.T}\right)$ | A | B |
|--|--------------------|---------|
| k_1 | $4,7 \times 10^5$ | -113000 |
| k_2 | $3,34 \times 10^6$ | -152900 |

$$k_1 = 4,7 \times 10^5 \times \exp\left(\frac{-11300}{8,314 \times 473,15}\right)$$

$$= 1,5729 \times 10^{-7} \text{ l/min}$$

$$k_2 = 3,34 \times 10^6 \times \exp\left(\frac{-152900}{8,314 \times 473,15}\right)$$

$$= 4,3988 \times 10^{-11} \text{ l/min}$$

(F. Rahmani, 2010)



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan pabrik Metanol dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas yang akan ditunjukkan pada Tabel 2.1.

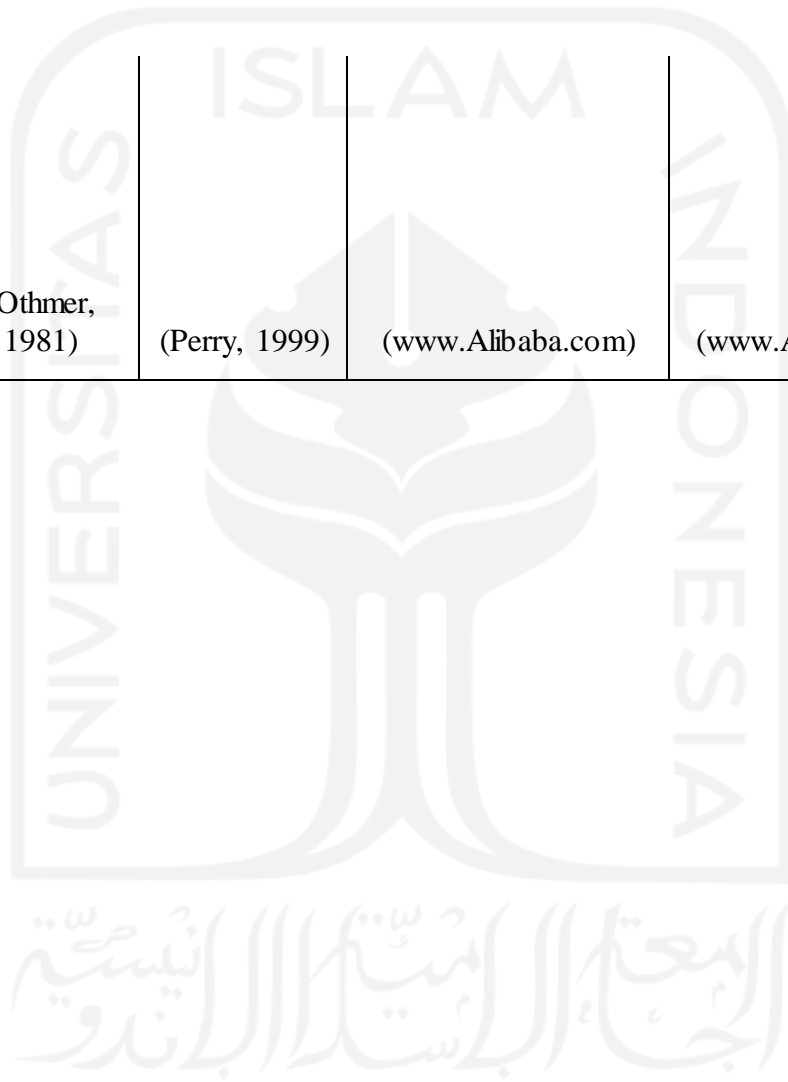
2.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk



Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk

| Parameter | Spesifikasi | | | | | |
|------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|-----------|------------------------|------------------------|-----------------------|
| | Bahan Baku | | | Bahan Pembantu | | Produk |
| Nama Senyawa | Batubara | Air | Oksigen | Kalsium Oksida | Alumina | Metanol |
| Rumus Kimia | $C_{75}OH_5O_{20}$ | H_2O | O_2 | CaO | $CuO-ZnO-Al_2O_3$ | CH_3OH |
| Berat Molekul | 1136,37 gr/mol | 18 gr/mol | 32 gr/mol | 56,077 gr/mol | | 32,04 gr/mol |
| Fase | Padat | Cair | Gas | Padat | Padat | Cair |
| Kemurnian | - | 100% | 95% | - | - | 99,85% |
| Titik Lebur | - | 0% | -218,8°C | - | - | -97°C |
| Titik Didih | - | 100°C | -183°C | - | - | 64,7°C |
| Bulk density/Densitas | 720,83 - 961,11 kg/m ³ | 0,99747 kg/m ³ | 1,429 g/L | 2611 kg/m ³ | 1700 kg/m ³ | 792 kg/m ³ |
| Viskositas | 1,33 cP (20°C) | 0,899 cP pada (25°C) | - | - | - | 0.59 mPa.s at 20°C |
| Heating value | 21,35 - 25,54 MJ/kg | - | - | - | - | - |
| Spesific heat | 1,1 kJ/kg.K | 4178,43 kJ/kg.K | - | - | - | 2,53 kJ/kg.K |

| | | | | | | |
|---------------|---|----------------|---------------|-------------------|-------------------|--|
| Sumber | (Perry, 1999) dan (PT. Bukit Asam (Persero), Tbk) | (Othmer, 1981) | (Perry, 1999) | (www.Alibaba.com) | (www.Alibaba.com) | (Kirk Othmer, 1998), (Perry, 1999) dan (PT.Kaltim Methanol Industri) |
|---------------|---|----------------|---------------|-------------------|-------------------|--|



2.2. Pengendalian Kualitas

Dalam memenuhi kualitas produk yang memenuhi standar maka membutuhkan kualitas yang sudah sesuai dengan standar proses yang telah ditetapkan, pengawasan dan pengendalian terhadap proses melalui sistem kontrol dapat diperoleh produk yang memiliki kualitas sehingga produk tersebut dapat dipasarkan. Dalam melakukan pemeriksaan ini bertujuan untuk menjaga stabilitas kualitas produk dan mengetahui apakah proses berjalan dengan seharusnya atau tidak. Jika terjadi masalah dapat melakukan tindakan pengendalian dengan cepat menghindari masalah yang jauh lebih besar yang dapat mengakibatkan kualitas dari produk mengalami gangguan. Adapun beberapa pengendalian yang dilakukan :

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum melakukan proses produksi, maka harus melakukan analisa atau pengujian terhadap bahan baku yang terdiri dari Batubara. Pengujian ini bertujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan terdiri dari densitas, kelarutan dalam air, titik lebur, dan lain sebagainya.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Untuk proses pembuatan metanol di pabrik ini perlu menganalisa bahan-bahan pembantu seperti katalis kalsium oksida dan katalis alumina dengan tujuan untuk mengetahui sifat fisis apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan atau belum yang bertujuan untuk membantu kelancaran proses tersebut.

c. Pengendalian Kualitas Produksi

Pengawasan dan pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas hasil produk dan dilakukan dari tahap bahan baku menjadi sebuah produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, produk setengah jadi sampai produk memiliki mutu. Pengawasan ini dapat dilakukan dengan menganalisa di laboratorium dan dapat juga dengan menggunakan alat kontrol.

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

i. Alat Sistem Kontrol

Pengawasan dan pengendalian jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendali yang berpusat di control room, dilakukan dengan cara *automatic control* maupun secara manual yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan indikator yang telah ditetapkan tersebut atau di *setting* baik itu *flow rate* bahan baku, produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa: nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Apabila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau setting semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan dengan kondisi tertentu antara lain :

a. *Temperature Control* (TC)

Temperature Control merupakan alat kontrol yang berfungsi untuk mengontrol suhu dalam alat proses, yang apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan akan menimbulkan masalah dan akan ditandai dengan isyarat berupa suara dan nyala lampu.

b. *Flow Control* (FC)

Flow Control merupakan alat yang digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa line atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur output dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa line

c. *Level Control* (LC)

Level Control merupakan alat yang dipakai untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah control *valve*, yaitu dengan mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

ii. Aliran Sistem Kontrol

a. Aliran Pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*. Contohnya : (≠)

b. Aliran Elektrik (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*. Contohnya : (---)

- c. Aliran Mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.
- d. Pengendalian Kualitas Produk
Untuk memperoleh produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara sistem kontrol sehingga produk yang dihasilkan berkualitas dan dapat dipasarkan.
- e. Pengendalian Kualitas Produk Pada Waktu Pemindahan
Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan dari satu tempat ke tempat lain yaitu berupa pengawasan produk terutama methanol pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

2.3. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

a. Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu juga merupakan salah satu bagian yang penting dalam mencapai kualitas produk yang diinginkan. Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

b. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Pada perancangan pabrik metanol dengan metode gasifier penulis harus memilih proses yang tepat agar proses produksi metanol dapat berjalan secara efektif dan efisien, serta dapat menghasilkan kualitas produk yang sudah diinginkan.

3.1. Uraian Proses

3.1.1. Persiapan Bahan Baku dan Gasifikasi

Tahap awal sebelum batubara memasuki reaktor *gasifier* (*Fluidized Bed Reactor*) adalah batubara diperkecil ukurannya terlebih dahulu dengan menggunakan alat *crusher* (CR-01) sampai ukuran 5 mm agar sesuai dengan persyaratan reaktor, setelah itu batubara akan masuk kedalam *vibrating screen* untuk mendapatkan serbuk batubara yang berukuran seragam. Setelah dikeluarkan dari *vibrating screen* serbuk batubara akan diangkat menggunakan *bucket elevator* menuju reaktor *fluidized bed* (R-01). Untuk mencegah terjadinya *backflow* pada padatan maka pada proses ini dilakukan secara *batch*.

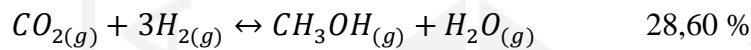
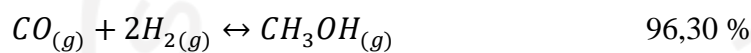
Batu bara diumpukan masuk ke dalam *gasifier*. *Gasifier* (R-01) yang dipakai adalah jenis *Fluidized bed* reaktor. *Gasifier* (R-01) ini bekerja pada kondisi operasi 650 °C dengan tekanan 3 atm. Media gasifikasi yang dipakai adalah oksigen dengan kemurnian 100% (v/v) dan juga *Steam*. Dalam *gasifier* terjadi pembentukan *syngas* (H_2 , CO , CO_2 , dan H_2O).

Proses penghilangan sulfur dilakukan pada *Desulfurizer* (D-01) yang dibantu dengan menggunakan katalis CaO. Kondisi operasi di dalam desulfurator ini berkisar 3 atm dan bersuhu 500 °C. Gas yang dihasilkan dari proses ini diharapkan sudah tidak mengandung sulfur lagi sehingga dapat mempermudah produksi metanol selanjutnya.

3.1.2. Tahap Proses Sintesa Metanol

Syngas yang dihasilkan kemudian dialirkan ke Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-02). Reaksi pembentukan metanol berlangsung pada suhu 200 °C dan

memiliki tekanan 3 atm, pada reaktor ini digunakan katalis $\text{CuO-ZnO-Al}_2\text{O}_3$ untuk mempercepat reaksi, reaktor ini bersifat eksotermis sehingga panas reaksi harus segera dipindahkan untuk tercegah dari terjadinya reaksi samping. Penghilangan panas tersebut dilakukan dengan mengalirkan Dowtherm A pada bagian shell reaktor dan semua tube katalis terendam dalam Dowtherm A sehingga temperatur reaktor dapat terkendali. Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam reaktor beserta konversinya.



Produk keluaran dari reaktor didinginkan dalam condenser (CD-02) kemudian dipisahkan antara gas dan cairan di dalam separator (S-02). Fraksi gas yang keluar dari separator (S-02) di buang Unit Pengolahan Limbah. Fasa cairan yang keluar dari separator (H-321) akan diproses sebagai crude metanol di unit distilasi agar menghasilkan metanol murni.

3.1.3. Tahap Pemurnian

Crude metanol kemudian dialirkan ke menara distilasi (MD-01) agar menjadi metanol grade AA 99,85% berat. Proses pemisahan campuran metanol dan air (*crude metanol*) menjadi metanol yang memiliki konsentrasi 99,85% ini bergantung pada *relative volatility* dari komponen umpan. Komponen yang lebih *volatil (low boilers)* cenderung membentuk fase uap sedangkan komponen yang kurang *volatile (high boilers)* akan cenderung membentuk *fase liquid*. Dalam kasus ini komponen yang lebih volatil dan membentuk fase uap adalah metanol, dan yang kurang volatil dan membentuk fase liquid adalah air.

Hasilnya uap akan naik ke atas saling berkontak dengan liquid di setiap *tray* sehingga uap akan lebih kaya pekat dengan metanol (*low boiler*) dan *liquid* akan lebih kaya dengan air (*high boiler*). Liquid yang mencapai dasar kolom akan diuapkan dengan sebagian di reboiler (RB-01) untuk penyediaan uap yang akan kembali naik ke puncak kolom. Sedangkan sebagian lainnya akan diambil sebagai produk. Uap yang mencapai puncak kolom akan dikondensasi total dan

didinginkan menjadi liquid oleh condenser (CD-03). Sebagian liquid ini akan dikembalikan ke kolom sebagai *reflux* dan sebagian lagi dialirkan ke *storage tank* (T-01) sebagai produk yang siap dipasarkan.

3.2. Spesifikasi Alat Proses

3.2.1. Tangki Penyimpanan Produk

Tabel 3.2.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

| | |
|------------------------|---|
| Nama | Tangki Produk |
| Kode | TP-01 |
| Fungsi | Menyimpan produk metanol |
| Tipe | Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> |
| Jumlah | 1 |
| Kapasitas, m^3 | 1.171.465,7 |
| Tekanan, atm | 1 |
| Suhu, °C | 30 |
| Material Konstruksi | <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i> |
| Dimeter, m | 18,288 |
| Tinggi tangki, m | 7,3152 |
| Tebal tangki, m | |
| a. Course 1 | ¼ in = 0,012 |
| b. Course 2 | 3/16 in = 0,009 |
| c. Course 3 | 5/16 in = 0,007 |
| d. Course 4 | ¼ in = 0,006 |
| Tipe | <i>Torispherical</i> |
| Tebal <i>head</i> , m | 0,019 |
| Tinggi <i>head</i> , m | 3,189 |
| Harga | \$ 2.237.100 |

3.2.2. Silo

Tabel 3.2.2 Spesifikasi Silo

| Nama Alat | Silo-01 | Silo-02 |
|-----------|--|---|
| Kode | SL-01 | SL-02 |
| Fungsi | Menyimpan bahan baku batubara untuk kebutuhan selama 7 hari. | Menyimpan katalis CaO sebelum masuk ke Desulfurizer unit pengantongan selama 7 hari |

| | | |
|-------------------------|---|---|
| Jenis | Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut. | Silinder tegak dengan conical bottom dan flat head. |
| Material Kontruksi | <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i> | <i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i> |
| Tekanan, atm | 1 | 1 |
| Suhu, °C | 30 | 30 |
| Diameter, m | 1,673 | 2,4583 |
| Tebal Silo, m | 1,625 | 0,1875 |
| Tebal <i>head</i> , m | 0,250 | 0,2500 |
| Tinggi Silo, m | 4,169 | 6,1047 |
| Waktu Penyimpanan, hari | 7 | 7 |
| Jumlah | 1 | 1 |
| Harga | \$ 7.700 | \$ 16.400 |

3.2.3. *Crusher*

Tabel 3.2.3 Spesifikasi *Crusher*

| | |
|-----------------------------|--------------------------------------|
| Nama Alat | <i>Crusher</i> |
| Kode | CR-01 |
| Jenis | <i>Roller crusher</i> |
| Fungsi | Mengecilkan ukuran batubara |
| Bahan | <i>Carbon steel, SA-283, Grade C</i> |
| Kapasitas, ton/jam | 52,7583 |
| Diameter produk, mm | 15,20 |
| Diameter <i>roller</i> , cm | 45,72 |
| Lebar <i>crusher</i> , mm | 609,6 |
| Tanaga, Hp | 10 |
| Jumlah | 1 |
| Harga | \$ 59.600 |

3.2.4. *Vibrating Screen*

Tabel 3.2.4 Spesifikasi *Vibrating Screen*

| | |
|---------------|---|
| Nama dan Kode | Vibrating Screen / VS-01 |
| Fungsi | Mendapatkan ukuran seragam (0,5 mm) serbuk batubara |
| Tipe | <i>High Speed Vibrating Screen</i> |
| Ukuran, mesh | 200 |

| | |
|--------------------|-------------|
| Lebar ayakan, m | 1,805220322 |
| Luas, m^2 | 0,605508646 |
| Panjang ayakan, ft | 3,610440643 |
| Luas area, ft^2 | 359,97696 |
| Harga | \$ 53200 |

3.2.5. Bucket Elevator

Tabel 3.2.5 Tabel Spesifikasi *Bucket Elevator*

| | |
|----------------------------|--|
| Nama dan Kode | Bucket Elevator / BE-01 |
| Fungsi | Mengangkut batubara menuju Crusher |
| Jenis | <i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i> |
| Bahan | <i>Marbel iron</i> |
| Kapasitas, ton/jam | 37,0816 |
| Tinggi elevator, m | 7,62 |
| Kecepatan bucket, ft/menit | 309,0132 |
| Kecepatan putaran, rpm | 59,0559 |
| Tenaga, Hp | 0,5 |
| Jumlah | 1 |
| Harga | \$ 12.300 |

3.2.6. Fluidized Bed Reactor dan Fixed Bed Multitube

Tabel 3.2.6 Spesifikasi *Fluidized Bed Reactor* dan *Fixed Bed Multitube*

| Nama Alat | Gasifier | Reaktor Metanol |
|----------------------|---|--|
| Kode | R-01 | R-02 |
| Fungsi | Tempat pembentukan <i>syngas</i> dari batubara | Tempat pembentukan crude metanol |
| Tipe/jenis | <i>Fluidized Bed Reactor</i> | <i>Fixed Bed Multitube</i> |
| Jumlah | 1 | 1 |
| Katalis/packing | - | $CuO-ZnO-Al_2O_3$ |
| Kondisi Operasi | | |
| Tekanan, atm | 3 | 3 |
| Suhu, °C | 650 | 200 |
| Bahan Kontruksi | <i>Stainless Steel SA 182 grade F321 type 321</i> | <i>High alloy steel SA 167 grade 3</i> |
| Dimensi <i>shell</i> | | |
| Diameter, m | 0,5341 | 3,1589 |
| Tebal, in | 0,688 | 0,1002 |

| Dimensi head | | |
|-------------------------|--|-------------------------------|
| Tipe/jenis | <i>Torispherical Flanged & Dished Head</i> | <i>Elliptical Dished Head</i> |
| Tinggi, m | 0,204 m (Bawah) 0,243 m (Atas) | 1,2882 |
| Tebal head, m | 0,033 m (Bawah) 0,040 m (Atas) | 0,00635 |
| Jenis Pemanas/Pendingin | Steam | Dowtherm A |
| Harga | \$ 148.300 | \$ 413.200 |

3.2.7. Desulfurizer

Tabel 3.2.7 Spesifikasi Desulfurizer

| | |
|-------------------|--------------------------------|
| Nama Alat | <i>Desulfurizer (Adsorber)</i> |
| Kode | D-01 |
| Fungsi | Tempat menghilangkan H_2S |
| Tipe/jenis | Molecular sieve |
| Jumlah | 1 |
| Katalis/packing | Cao |
| Kondisi Operasi | |
| Tekanan, atm | 1 |
| Suhu, °C | 500 |
| Bahan Kontruksi | <i>Carbon steel</i> |
| Tebal dinding | 0,0046 |
| Tinggi total, m | 5,606 |
| Diameter kolom, m | 2,478 |
| Harga | \$ 288.837 |

3.2.8. Cyclone

Tabel 3.2.8 Spesifikasi Cyclone

| | |
|------------------|--|
| Nama Alat / Kode | <i>Cyclone / CY-01</i> |
| Fungsi | Memisahkan partikel padat yang terbawa oleh gas keluar dari reactor. |
| Jenis Bahan | <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> |
| Jumlah | 1 |
| Tekanan, atm | 3 |
| Suhu, °C | 850 |

| | |
|--------------|---------|
| Diameter, in | 4,281 |
| Tinggi, in | 2,140 |
| Harga | \$ 1800 |

3.2.9. Heat Exchanger

Tabel 3.2.9 Spesifikasi *Heat Exchanger*

| Nama Alat | <i>Cooler-01</i> | <i>Heat Exchanger-01</i> | <i>Heat Exchanger-02</i> | <i>Cooler-02</i> |
|---------------------------------------|---|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| Kode | CL-01 | HE-01 | HE-02 | CL-02 |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Fungsi | Mendinginkan suhu umpan <i>Desulfurizer</i> | Memanaskan Umpan R-02 | Memanaskan Umpan MD-01 | Mendinginkan Produk dari MD-01 |
| Tipe | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> |
| Jumlah <i>Hairpins</i> | 15 | 6 | 2 | 12 |
| Panjang <i>Hairpins, ft</i> | 15 | 15 | 15 | 15 |
| <i>Inner pipe</i> | | | | |
| IPS, in | 3,000 | 3,000 | 3,000 | 3,000 |
| <i>Flow Area, in²</i> | 7,880 | 7,880 | 7,880 | 7,880 |
| OD | 3,500 | 3,500 | 3,500 | 3,500 |
| ID | 3,068 | 3,068 | 3,068 | 3,068 |
| <i>Surface Area ft²/ft</i> | 0,9170 | 0,9170 | 0,9170 | 0,9170 |
| <i>Annulus</i> | | | | |
| IPS, in | 4,000 | 4,000 | 4,000 | 4,000 |
| <i>Flow Area, in²</i> | 3,140 | 3,140 | 3,140 | 3,140 |

| | | | | |
|------------------------|-----------|-----------|----------|-----------|
| OD | 4,500 | 4,500 | 4,500 | 4,500 |
| ID | 4,0260 | 4,0260 | 4,0260 | 4,0260 |
| Surface Area ft^2/ft | 1,1780 | 1,1780 | 1,1780 | 1,1780 |
| Harga | \$ 15.000 | \$ 19.900 | \$ 8.800 | \$ 15.300 |

3.2.10. Screw Conveyor

Tabel 3.2.10 Spesifikasi *Screw Conveyor*

| | |
|--------------------|---|
| Nama dan Kode | Screw Conveyor / SC - 01 |
| Fungsi | Mengangkut katalis CaO padat menuju <i>Desulfurizer</i> |
| Tipe | <i>Horizontal Screw Conveyor</i> |
| Tekanan, atm | 1 |
| Suhu, °C | 30 |
| Diameter screw, in | 9 |
| Diameter Pipa, in | 2,5 |
| Panjang, m | 4,572 |
| Power Motor, Hp | 0,43 |
| Jumlah | 1 |
| Harga | \$ 12.700 |

3.2.11. Condensor dan Reboiler

Tabel 3.2.11 Spesifikasi *Condensor dan Reboiler*

| Nama Alat | <i>Condenser Parsial-01</i> | <i>Condenser Parsial-02</i> | <i>Condenser Total-03</i> |
|----------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| Kode | CD-01 | CD-02 | CD-03 |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 |
| Fungsi | Mengembunkan H_2O | Mengembunkan H_2O, CH_3OH | Mengembunkan hasil atas MD |
| Tipe | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> |
| Heat surface, ft^2 | 261,0863 | 1000,7906 | 202,3129 |

| <i>Tube side</i> | | | |
|--------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| Fluida | <i>Water</i> | <i>Water</i> | <i>Water</i> |
| BWG | 18 | 18 | 16 |
| Panjang, m | 7,3152 | 7,3152 | 5,7912 |
| Jumlah tube | 152 | 358 | 40 |
| Pass | 2 | 2 | 2 |
| Material konstruksi | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> |
| ID, in | 0,6520 | 0,6520 | 0,87 |
| OD, in | 0,75 | 0,75 | 1 |
| <i>Shell side</i> | | | |
| Fluida | <i>Syngas</i> | <i>Crude metanol</i> | <i>Metanol</i> |
| Baffle spacing, m ² | 0,0143 | 0,5639 | 7,5 |
| Pass | 1 | 1 | 1 |
| Material konstruksi | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> |
| ID, in | 37 | 37 | |
| Harga | \$ 33.700 | \$ 69.700 | \$ 35.900 |

| Nama Alat | <i>Reboiler</i> |
|----------------------------|-----------------------------------|
| Kode | RB-01 |
| Jumlah | 1 |
| Fungsi | Menguapkan hasil bawah MD |
| Tipe | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> |
| Jumlah Hairpins | 4 |
| Panjang Hairpins, ft | 4 |
| <i>Inner pipe</i> | |
| IPS, in | 1.25 |
| Flow Area, in ² | 1,50 |
| OD | 1,66 |
| ID | 1,38 |

| | |
|---|-----------|
| <i>Surface Area</i> <i>ft²/ft</i> | 0,435 |
| <i>Annulus</i> | |
| IPS, in | 2 |
| <i>Flow Area, in²</i> | 3,35 |
| OD | 2,38 |
| ID | 2,067 |
| <i>Surface Area</i> <i>ft²/ft</i> | 0,622 |
| Harga | \$ 14.700 |

3.2.12. Menara Distilasi

Tabel 3.2.12 Spesifikasi Menara Distilasi

| | |
|-----------------|--|
| Nama Alat | Menara Distilasi |
| Kode | MD-01 |
| Fungsi | Memisahkan metanol dari crude metanol (campuran metanol dan air) |
| Tipe | Plate column |
| Jumlah | 1 |
| Jenis plate | <i>Sieve tray</i> |
| Kondisi Operasi | |
| Tekanan, atm | 1 |
| Suhu, °C | 68,137 |
| Bahan Kontruksi | <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> |
| Dimensi Kolom | |
| Diameter, m | 0,5121 |
| Tinggi, m | 9,3652 |
| Tebal, m | 0,1369 |
| Dimensi Head | |
| Jenis | <i>Torispherical dished head</i> |
| Tinggi head, m | 5,6475 |
| Tebal head, m | 0,1456 |
| Harga | \$ 502.032 |

3.2.13. Separator dan Accumulator

Tabel 3.2.13 Spesifikasi Separator dan Accumulator

| Nama Alat | Separator-01 | Separator-02 | Accumulator |
|----------------------|--|---|--|
| Kode | SP-01 | SP-01 | ACC-01 |
| Fungsi | Untuk penampungan distilat yang keluar dari CD-01. | Memisahkan Cairan dan gas keluaran dari Kondensor (CD-02) | Sebagai tempat penampungan distilat setelah keluar dari CD-03. |
| Tipe | <i>Vertical Separator</i> | <i>Vertical Separator</i> | <i>Silinder Horizontal</i> |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 |
| Kondisi Operasi | | | |
| Tekanan, atm | 1 | 1 | 1 |
| Suhu, °C | 50 | 50 | 44,56 |
| Material Kontruksi | <i>Stainless Steel SA grade 167 type 11</i> | <i>Stainless Steel SA grade 167 type 11</i> | <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> |
| Dimensi <i>shell</i> | | | |
| Diameter, m | 2,0359 | 1,5571 | 0,266 |
| Tinggi, m | 1,2221 | 3,3940 | 1,600 |
| Tebal, m | 0,0048 | 0,0048 | 0,134 |
| Dimensi <i>head</i> | | | |
| Jenis | <i>Elliptical dishead head</i> | <i>Elliptical dishead head</i> | <i>Elliptical dishead head</i> |
| Tinggi, m | 0,3908 | 0,3203 | 0,098 |
| Tebal, m | 0,0048 | 0,0048 | 0,125 |
| Harga | \$ 46.600 | \$ 46.600 | \$ 47.000 |

3.2.14. Expansion Valve

Tabel 3.2.14 Spesifikasi Expansion Valve

| Nama dan Kode | Expansion Valve / EV-01 | Expansion Valve / EV-02 |
|---------------------|---|--|
| Fungsi | Menurunkan tekanan keluaran Desulfurizer (D-01) sebelum masuk ke Condenser 1 (CD-01). | Menurunkan tekanan keluaran R-02 sebelum masuk ke CD-02. |
| Tipe | <i>Globe Valve</i> | <i>Globe Valve</i> |
| Jumlah | 1 | 1 |
| Material Konstruksi | <i>Commercial Stainless Steel tipe 316</i> | <i>Commercial Stainless Steel tipe 316</i> |

| | | |
|--------------------|------------|------------|
| Laju alir, kg/jam | 85828.0537 | 85712.8409 |
| Temperatur Operasi | | |
| - Masuk, °C | 500 | 200 |
| - Keluar, °C | 499 | 199 |
| Tekanan Operasi | | |
| - Masuk, atm | 3 | 3 |
| - Keluar, atm | 1 | 1 |
| Harga | \$ 13.227 | \$ 14.537 |

3.2.15. Kompresor

Tabel 3.2.15 Spesifikasi Kompresor

| | |
|---------------------|---|
| Nama Alat | Kompresor-01 |
| Kode | K-01 |
| Fungsi | Untuk menaikkan tekanan menuju Fixed Bed Reactor dari 1 atm menjadi 3 atm |
| Tekanan masuk, atm | 1 |
| Tekanan keluar, atm | 3 |
| Suhu masuk, °C | 30 |
| Suhu keluar, °C | 36,89 |
| Power motor, Hp | 11,05 |
| Jumlah | 1 |
| Harga | \$ 55.300 |

3.2.16. Belt Conveyor

Tabel 3.2.16 Spesifikasi Belt Conveyor

| | |
|------------------|--|
| Nama | <i>Belt Conveyor</i> |
| Kode | BC-01 |
| Fungsi | Mengangkut batubara dari <i>Crusher</i> ke <i>Gasifier</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i> |
| Lebar belt, in | 14 |
| Panjang belt, m | 1277,0133 |
| Tenaga, Hp | 20,544 |
| Jumlah | 1 |
| Harga | \$ 84.900 |

3.2.17. Pompa

Tabel 3.2.17 Spesifikasi Pompa

| Nama Alat | Pompa-01 | Pompa-02 | Pompa-03 | Pompa-04 | Pompa-05 |
|----------------------------|-------------------------------------|---|--------------------------------------|---|---------------------------------------|
| Kode | P-01 | P-02 | P-03 | P-04 | P-05 |
| Fungsi | Memompa cairan dari CD-01 ke Sp-01. | Mengalirkan H ₂ O keluaran Condensor Parsial-1 ke UPL. | Mengalirkan Crude methanol ke HE-02. | Menaikkan fluida (refluk) dari ACC-01 ke MD-01 dan ke CL-02 | Menaikkan fluida dari CL-02 ke TP-01. |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> | <i>Centrifugal Pump</i> | <i>Centrifugal Pump</i> | <i>Centrifugal Pump</i> | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Power motor (HP) | 0,6784 | 0,0081 | 1,3315 | 2,3397 | 0,0010 |
| Bahan Kontruksi | <i>Commercial Steel</i> | <i>Commercial Steel</i> | <i>Commercial Steel</i> | <i>Commercial Steel</i> | <i>Commercial Steel</i> |
| Dimensi Pipa | | | | | |
| ID, in | 7,981 | 0,493 | 6,065 | 6,065 | 0,364 |
| OD, in | 8,625 | 0,675 | 6,625 | 6,625 | 0,54 |
| IPS, in | 8 | 0,375 | 6 | 6 | 0,25 |
| Flow area, in ² | 50 | 0,192 | 28,9 | 28,9 | 0,104 |
| Harga | \$ 10.100 | \$24.200 | \$24.200 | \$ 7.800 | \$ 7.800 |

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik itu sendiri.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
 - 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
 - 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (Bahan Baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi sesuai yang diinginkan.

b. Manusia (Tenaga Kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

c. Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Lokasi untuk proses produksi harus ditempatkan pada daerah yang relatif baik bagi kepentingan perusahaan. Terdapat faktor primer dan sekunder untuk pertimbangan pemilihan lokasi pabrik. Faktor utama yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi pabrik adalah mendekati sumber bahan baku, dalam kasus ini bahan baku yang diperlukan adalah batubara jenis lowrank yang mana batubara tersebut banyak terdapat di daerah Sumatera dan Kalimantan.

Faktor selanjutnya yaitu ketersediaan sumber daya alam yang memadai seperti air, lalu lokasi juga perlu akses transportasi yang mendukung. Pembuatan metanol dari batubara dengan metode gasifikasi adalah proses produksi yang menghasilkan limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) yang cukup berbahaya, oleh karena itu dibutuhkan lokasi tanah yang sangat besar karena memungkinkan untuk perluasan lokasi yang digunakan untuk pengolahan limbah atau penambahan unit pabrik, dan akan lebih baik pula jika lokasi pabrik berada cukup jauh dari pemukiman.

Dilihat dari berbagai faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik diatas, maka diputuskan untuk memilih lokasi pabrik Metanol di daerah industri Kalimantan Timur. Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan pendirian pabrik Metanol di Kalimantan Timur adalah sebagai berikut :

4.1.1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variable yang penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik yang ingin didirikan harus pada suatu daerah dimana bahan baku mudah diperoleh dan juga sarana transportasi yang memadai. Pabrik diusahakan berlokasi sedekat mungkin dengan sumber bahan baku, agar menghemat biaya pengangkutan. Bahan baku utama Metanol adalah batubara dan gas hidrogen, dimana batubara dapat diperoleh dari PT. Kaltim Prima Coal,

Kalimantan Timur. Lokasi pabrik Metanol dan sumber bahan baku dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik dengan Lokasi Bahan Baku Batubara

Keterangan :

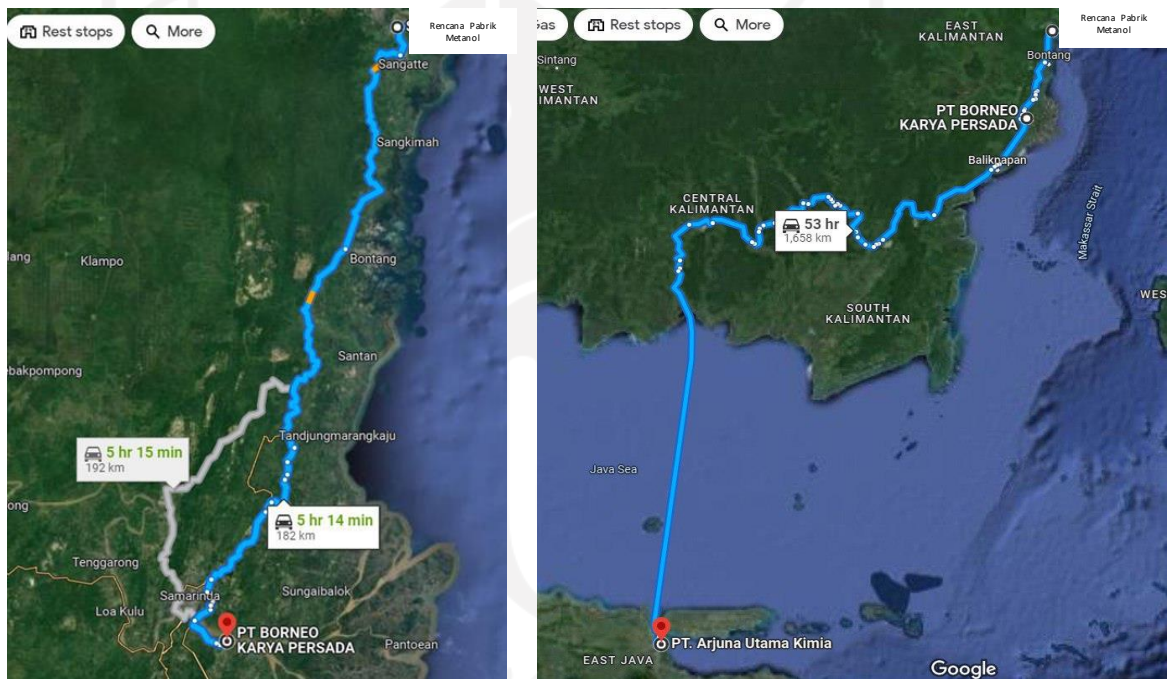
- Gambar 1
 - Pabrik Batubara di PT. Prima Kaltim Prima Coal
 - Pabrik Metanol yang akan dibangun berlokasi di Kawasan Industri, Kalimantan Timur.

4.1.2. Sarana Transportasi

Transportasi juga merupakan salah satu aspek yang sangat diperlukan dalam pengangkutan bahan baku maupun produk. Pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik metanol di Kalimantan karena wilayah tersebut merupakan kawasan industri yang ditetapkan pemerintah dimana tersedia lahan dan infrastruktur yang memadai seperti jalan raya untuk memudahkan transportasi maupun peredaran produk jadi ke tujuan dengan cara jalur darat. Pertimbangan selanjutnya yaitu lokasi berada dekat dengan Pelabuhan yang memudahkan akses pengiriman bahan baku dari luar negeri atau luar kota dan pendistribusian produk untuk ekspor ke luar negeri melalui jalur laut.

4.1.3. Pasar Produk

Mangsa pasar Metanol bisa dikatakan hampir ada diseluruh wilayah, karena Metanol dapat digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi berbagai macam produk seperti memproduksi formaldehid, diprioritaskan pemasaran Metanol dalam negeri, akan berpusat didaerah Kalimantan Timur dan Jawa Timur. Seperti pada gambar 3 dibawah ini. Oleh karena itu, direncanakan pabrik Metanol akan berdiri di kawasan industri Bontang karena akses jalan raya menuju Samarinda tidak sulit dan letak pabrik yang dekat dengan Pelabuhan memudahkan transportasi produk jalur laut lebih mudah.



Gambar 4.2 Lokasi Penjualan Metanol

4.1.4. Utilitas

Utilitas merupakan salah satu aspek penting yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik, maka dari itu lokasi pabrik harus berdekatan dengan sumber air guna memenuhi kebutuhan utilitas pabrik yang akan menghasilkan air bersih, *steam*, *cooling water* dan listrik.

4.1.5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan juga terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Sumber tenaga kerja di Pulau Kalimantan cukup banyak dan memiliki kualitas kerja yang baik dan kompetitif, sehingga kebutuhan akan pekerja maupun buruh pabrik dapat terpenuhi dengan mudah, tetapi bisa juga untuk tenaga kerja meski tidak di daerah setempat dengan adanya pembangunan pabrik baru di daerah tersebut diharapkan menurunkan angka pengangguran.

4.1.6. Pengolahan Limbah

Limbah pabrik tidak akan dibuang langsung ke lingkungan namun harus diolah terlebih dahulu di Unit Pengolahan Limbah (UPL). Untuk limbah cair dilakukan dalam menyesuaikan dengan pH lingkungan sehingga aman saat dibuang ke lingkungan. Sedangkan limbah padat yang berupa slagging akan ditampung di bak sampai suhu lingkungan. Untuk limbah gas yang berasal dari alat Condensor Partial-02 hasil samping berupa purge gas (CO , CO_2 , H_2 , CH_3OH dan N_2). CaS hasil dari desulfurisasi direaksikan dengan air sehingga membentuk $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan H_2S sebagai produk samping. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ kegunaannya bisa sebagai bahan baku pembuatan gypsum, dan H_2S sebagai pelapis anti korosi untuk peralatan pada proses menggunakan garam.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan suatu tata cara dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik guna melancarkan proses produksi. Tata letak pabrik meliputi rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik meliputi kantor, gudang, kamar, dan lain sebagainya serta semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Oleh karena itu tata letak pabrik disusun secara cermat agar tidak terjadi kesulitan di kemudian hari.

Fasilitas pabrik tidak semata-mata hanya mesin-mesin tetapi juga daerah pelayanan termasuk tempat penerimaan, yaitu seperti penerimaan barang, tempat pemeliharaan, gudang dan sebagainya. Disamping itu perlu diperhatikan keamanan

para pekerja sehingga tata letak pabrik tersebut meliputi didalam dan diluar gedung. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

a) Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

b) Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampungan air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri di saat terjadinya keadaan darurat.

c) Luas Area Yang Tersedia

Harga tanah yang menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

d) Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

e) Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses diatur

sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan dalam perawatannya.

f) Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

- Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.
Area ini terdiri dari :
 - Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
 - Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
 - Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula dan masjid.
- Daerah proses dan perluasan.
Merupakan daerah tempat alat-atat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendaliann berlangsungnya proses.
- Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.
- Daerah utilitas dan pemadam kebakaran.
Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.
- Daerah pengolahan limbah.
Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.1 Lokasi Perincian Luas Tanah dan Bngunan Pabrik

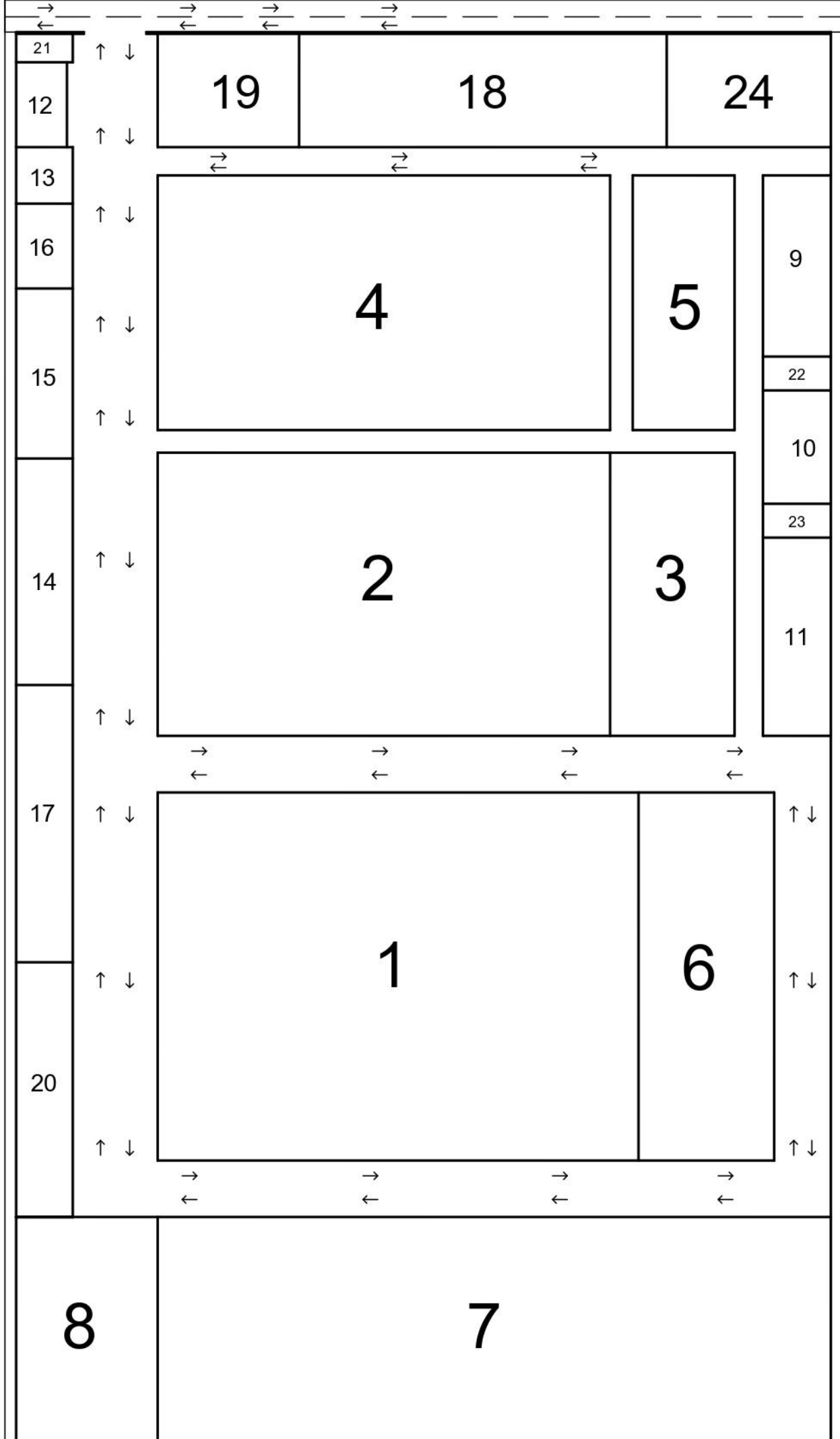
| No. | Lokasi | Luas (m ²) | Panjang (m) | Lebar (m) | Jumlah |
|----------------------|------------------------|------------------------|-------------|-----------|--------------------------------|
| 1 | Ruang Proses | 6851,25 | 94,5 | 72,5 | 1 |
| 2 | Gudang | 4939,5 | 89 | 55,5 | 1 |
| 3 | Utilitas | 1359,75 | 55,5 | 24,5 | 1 |
| 4 | Kantor Pusat | 4450 | 89 | 50 | 1 |
| 5 | Laboratorium | 1000 | 50 | 20 | 1 |
| 6 | Pengolahan Limbah | 1957,5 | 72,5 | 27 | 1 |
| 7 | Rencana Perluasan | 6.897,5 | 155 | 44,5 | 1 |
| 8 | Bengkel | 1246 | 44,5 | 28 | 1 |
| 9 | Masjid/Mushola | 479,25 | 35,5 | 13,5 | 1 |
| 10 | Klinik | 297 | 22 | 13,5 | 1 |
| 11 | Kantin | 526,5 | 39 | 13,5 | 1 |
| 12 | Pos Satpam | 165 | 16,5 | 10 | 1 |
| 13 | Power Station | 121 | 11 | 11 | 1 |
| 14 | Kantor K3 | 489,5 | 44,5 | 11 | 1 |
| 15 | Gudang Safety | 368,5 | 33,5 | 11 | 1 |
| 16 | Parkir Mobil Damkar | 181,5 | 16,5 | 11 | 1 |
| 17 | Ruang Evakuasi/Taman | 599,5 | 54,5 | 11 | 1 |
| 18 | Parkir Karyawan | 1631,25 | 72,5 | 22,5 | 1 |
| 19 | Parkir Tamu | 630 | 28 | 22,5 | 1 |
| 20 | Parkir Truck Kontainer | 550 | 50 | 11 | 1 |
| 21 | Ruang Hijau 1 | 11 | 6 | 66 | 1 |
| 22 | Ruang Hijau 2 | 91,125 | 13,5 | 6,75 | 1 |
| 23 | Ruang Hijau 3 | 91,125 | 13,5 | 6,75 | 1 |
| 24 | Mess Karyawan | 731,25 | 32,5 | 22,5 | 1 |
| Luas Bangunan | | | | | 27.424,75 m² |
| Panjang Tanah | | | | | 277 m |
| Lebar Tanah | | | | | 160,5 m |
| Luas Tanah | | | | | 44.458,5 m² |

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.

- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f) Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.





Gambar 4.3. Layout Pabrik Metanol Skala 1:1000

Keterangan Gambar :

- | | |
|----------------------|----------------------------|
| 1. Ruang Proses | 13. Power Station |
| 2. Gudang | 14. Kantor K3 |
| 3. Utilitas | 15. Gudang Safety |
| 4. Kantor Pusat | 16. Parkir Mobil Damkar |
| 5. Laboratorium | 17. Ruang Evakuasi/Taman |
| 6. Pengolahan Limbah | 18. Parkir Karyawan |
| 7. Rencana Perluasan | 19. Parkir Tamu |
| 8. Bengkel | 20. Parkir Truck Kontainer |
| 9. Masjid/Mushola | 21. Ruang Hijau 1 |
| 10. Klinik | 22. Ruang Hijau 2 |
| 11. Kantin | 23. Ruang Hijau 3 |
| 12. Pos Satpam | 24. Mess Karyawan |

4.3. Tata Letak Mesin atau Alat (*Machines*)

Pemasangan alat-alat proses produksi harus diperhatikan terutama pada aliran bahan baku dan produk, lalu lintas alat berat dan jarak antar alat proses. Tujuannya agar kelancaran produksi, keamanan, dan keselamatan terjaga sehingga dapat menekan biaya produksi dan meningkatkan keuntungan. Dalam perencanaan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

a) Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Penempatan pipa juga perlu diperhatikan, dimana untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

b) Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya. Sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja, sehingga perlu juga diperhatikan hembusan angin

c) *Pencahayaan*

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

d) *Lalu lintas manusia*

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e) *Tata letak alat proses*

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

f) *Jarak antara alat proses*

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengoptimalkan penggunaan luas tanah.
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapat kepuasan kerja.

g) *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

4.4. Tata Letak Alat Proses

Tata letak peralatan proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a) Kelancaran proses produksi lebih terjamin.
- b) Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
- c) Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya/terhindarnya pengeluaran untuk hal-hal yang tidak penting.
- d) Jika tata letak peralatan diatur sesuai dengan urutan-urutan proses maka proses produksi akan lancar, sehingga perusahaan tidak perlu membeli alat angkut tambahan sehingga lebih efisien.
- e) Karyawan mendapatkan kenyamanan dalam bekerja sehingga akan meningkatkan semangat kerja yang menyebabkan meningkatnya produktivitas kerja.

Hal yang harus diperhatikan juga :

- 1) Letak alat dalam ruangan yang cukup sehingga tersedia ruang gerak untuk keperluan perawatan, perbaikan maupun penggantian alat.
- 2) Pengaturan tata letak diusahakan menurut urutan proses.
- 3) Penempatan alat control atau alat bantu pada alat maupun pipa aliran proses dapat terjangkau atau dapat terlihat jelas untuk pengawasan proses.

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses pabrik metanol, yaitu :

1) Pertimbangan Ekonomis

Biaya konstruksi diminimumkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan sistem pemipaan sependek mungkin diantara alat proses, sehingga

akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan, akibatnya akan mengurangi biaya variable.

2) Kemudahan Operasi

Letak tiap alat diusahakan agar dapat memberikan keleluasaan bergerak pada para pekerja dalam melaksanakan aktifitas produksi.

3) Kemudahan Pemeliharaan

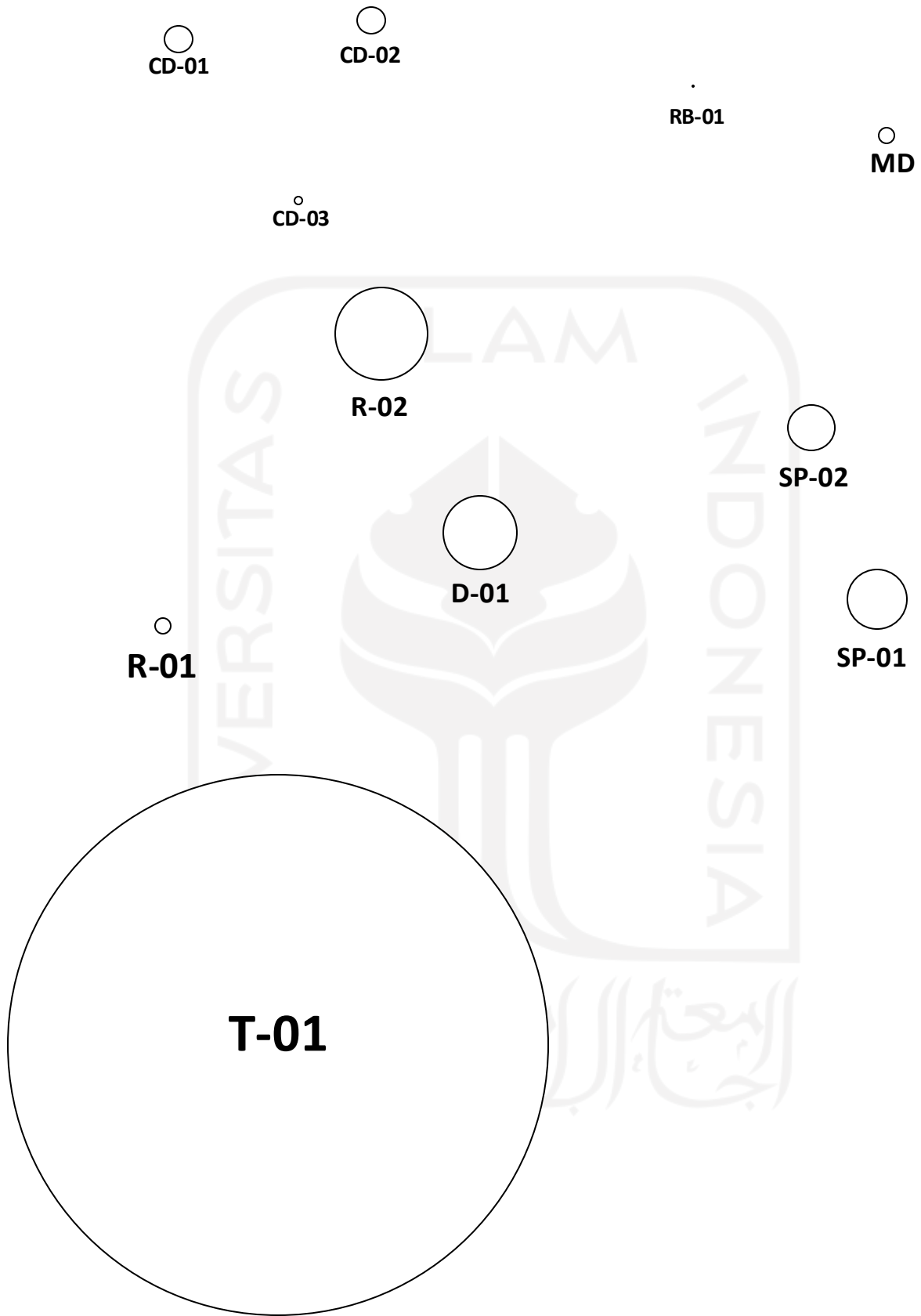
Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

4) Keamanan

Untuk alat-alat yang bersuhu tinggi diisolasi dengan bahan isolator, sehingga tidak membahayakan pekerja. Selain itu perlu disediakan pintu keluar darurat sehingga memudahkan para pekerja untuk menyelamatkan diri jika terjadi sesuatu yang tidak diinginkan.

5) Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.



Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses Skala 1:200

4.5. Alir Proses dan Material

4.5.1. Neraca Massa

Basis Perhitungan Neraca Massa :

Kapasitas Produk : 300.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 Tahun : 330 hari kerja

1 hari Kerja : 24 jam

Basis Perhitungan : 1 jam

$$= \left[300.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 37.878,78788 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

4.5.1.1. Air Separation Unit (ASU)

Tabel 4.2 Neraca Massa Air Separation Unit

| Komponen | Massa Input (kg/jam) | Massa Output (kg/jam) | |
|----------------|-------------------------|--------------------------|-----------|
| | Arus 3 | Arus 4 | Arus 5 |
| Udara | 40.271,156 | 0 | 0 |
| O ₂ | 0 | 0 | 8.456,943 |
| N ₂ | 0 | 31.814,213 | 0 |
| Total | 40.271,156 | 40.271,156 | |

4.5.1.2. Fluidized Bed Reactor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Fluidized Bed Reactor

| Komponen | Massa Input (kg/jam) | | | Massa Output (kg/jam) | |
|-----------------|-------------------------|--------|--------|--------------------------|------------|
| | Arus 1 | Arus 2 | Arus 5 | Arus 7 | Arus 8 |
| C | 24.257,535 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| CO | 0 | 0 | 0 | 0 | 18.856,424 |
| H ₂ | 1.699,572 | 0 | 0 | 0 | 7.095,495 |
| CO ₂ | 0 | 0 | 0 | 0 | 59.255,355 |
| N ₂ | 494,421 | 0 | 0 | 0 | 494,421 |
| S | 216,309 | 0 | 0 | 0 | 0 |

| | | | | | |
|------------------|------------|------------|-----------|------------|---------|
| O ₂ | 2.472,105 | 0 | 8.456,943 | 0 | 0 |
| Abu | 1.761,375 | 0 | 0 | 1.761,375 | 0 |
| H ₂ O | 0 | 48.339,552 | 0 | 0 | 4,834 |
| H ₂ S | 0 | 0 | 0 | 0 | 229,909 |
| Total | 87.697,813 | | | 87.697,813 | |

4.5.1.3. Desulfurizer (D-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa *Desulfurizer*

| Komponen | Massa Input (kg/jam) | | Massa Output (kg/jam) | |
|------------------|-------------------------|---------|--------------------------|------------|
| | Arus 8 | Arus 9 | Arus 10 | Arus 11 |
| CO | 18.856,424 | 0 | 0 | 18.856,424 |
| H ₂ | 7.095,495 | 0 | 0 | 7.095,495 |
| CO ₂ | 59.255,355 | 0 | 0 | 59.255,355 |
| H ₂ O | 4,834 | 0 | 0 | 126,359 |
| N ₂ | 494,421 | 0 | 0 | 494,421 |
| H ₂ S | 229,909 | 0 | 0 | 0 |
| CaO | 0 | 378,281 | 0 | 0 |
| CaS | 0 | 0 | 486,665 | |
| Total | 86.314,719 | | 86.314,719 | |

4.5.1.4. Condenser Partial-01 (CD-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa *Condenser Partial-01*

| Komponen | Massa Input (kg/jam) | Massa Output (kg/jam) | |
|------------------|-------------------------|--------------------------|------------|
| | Arus 11 | Arus 12 | Arus 13 |
| CO | 18.856,424 | 0 | 18.856,424 |
| H ₂ | 7.095,495 | 0 | 7.095,495 |
| CO ₂ | 59.255,355 | 0 | 59.255,355 |
| H ₂ O | 126,359 | 11,146 | 115,213 |

| | | | |
|----------------|------------|------------|---------|
| N ₂ | 494,421 | 0 | 494,421 |
| Total | 85.828,054 | 85.828,054 | |

4.5.1.5. Fixed Bed Reactor (R-02)

Tabel 4.6 Neraca Massa *Fixed Bed Reactor*

| Komponen | Massa Input (kg/jam) | Massa Output (kg/jam) |
|--------------------|-------------------------|--------------------------|
| | Arus 13 | Arus 14 |
| CO | 18.856,424 | 698,073 |
| H ₂ | 7.095,495 | 2.152,063 |
| CO ₂ | 59.255,355 | 42.308,323 |
| H ₂ O | 11,146 | 6.948,224 |
| N ₂ | 494,421 | 494,421 |
| CH ₃ OH | 0 | 33.111,146 |
| Total | 85.712,841 | 85.712,814 |

4.5.1.6. Condenser Partial-02 (CD-02)

Tabel 4.7 Neraca Massa *Condenser Prartial-02*

| Komponen | Massa Input (kg/jam) | Massa Output (kg/jam) | |
|--------------------|-------------------------|--------------------------|------------|
| | Arus 14 | Arus 15 | Arus 16 |
| CO | 698,073 | 698,073 | 0 |
| H ₂ | 2.152,653 | 2.152,653 | 0 |
| CO ₂ | 42.308,323 | 42.308,323 | 0 |
| H ₂ O | 6.948,224 | 1,364 | 6.946,859 |
| N ₂ | 494,421 | 494,421 | 0 |
| CH ₃ OH | 31.111,146 | 6,502 | 33.104,644 |
| Total | 85.712,841 | 85.712,814 | |

4.5.1.7. Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Distilasi

| Komponen | Massa <i>Input</i> | Massa <i>Output</i> | |
|--------------------|--------------------|---------------------|------------|
| | (kg/jam) | (kg/jam) | |
| | Arus 16 | Arus 17 | Arus 18 |
| H ₂ O | 6.946,859 | 6.939,905 | 6.954 |
| CH ₃ OH | 33.104,644 | 33,105 | 33.071,539 |
| Total | 40.051,50 | 40.051,50 | |

4.5.2. Neraca Panas

4.5.2.1. *Fluidized Bed Reactor* (R-01)

Tabel 4.9 Neraca Panas *Fluidized Bed Reactor*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Arus Umpan | 6.991.963,9741 | - |
| Arus Produk | - | 10.116.786,2483 |
| Panas Reaksi | 8.097.641,6213 | - |
| Q Pendingin | - | 4.972.819,3471 |
| Total | 15.089.605,5954 | 15.089.605,5954 |

4.5.2.2. *Cooler*-01 (CL-01)

Tabel 4.10 Neraca Panas *Cooler*-01

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|------------------|----------------------|-----------------------|
| CO | 7.984.983,0136 | 2.341.599,1885 |
| H ₂ | 461.859,0684 | 147.386,3178 |
| CO ₂ | 2.237.363,3812 | 612.730,3049 |
| H ₂ O | 262,4390 | 587,4515 |
| N ₂ | 74.795,6610 | 225.88,0585 |
| H ₂ S | 49.701,8593 | 6.345,5144 |

| | | |
|-----------|-----------------|-----------------|
| Pendingin | - | 7.677.728,5870 |
| Total | 10.808.965,4224 | 10.808.965,4224 |

4.5.2.3. Desulfurizer (D-01)

Tabel 4.11 Neraca Panas *Desulfurizer*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Arus Umpan | 5.460.118,6142 | |
| Arus Produk | | 5.453.206,4877 |
| Panas Hilang | | 6.912,1265 |
| Total | 5.460.118,6142 | 5.460.118,6142 |

4.5.2.4. Condenser Partial-01 (CD-01)

Tabel 4.12 Neraca Panas *Condenser Partial-01*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) | |
|------------------|-------------------------|-----------------------|--------------|
| | Arus | Arus | Arus |
| CO | 2.362.774,471 | 1.093.610,736 | 0 |
| H ₂ | 142.520,9946 | 12.095,47618 | 0 |
| CO ₂ | 612.476,7092 | 27.908,92231 | 0 |
| H ₂ O | 6.742,337201 | 1.414,704032 | 1.414,704032 |
| N ₂ | 22.618,14152 | 1.899,499493 | 0 |
| Q Pendingin | - | 2.008.788,6118 | |
| Total | 3.147.132,6539 | 3.147.132,6539 | |

4.5.2.5. Heat Exchanger-01 (HE-01)

Tabel 4.13 Neraca Panas *Heat Exchanger-01*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|----------------|----------------------|-----------------------|
| CO | 23.957,0046 | 847.048,9351 |
| H ₂ | 1.474,2378 | 52.108,2365 |

| | | |
|------------------|----------------|----------------|
| CO ₂ | 5.536,6628 | 206.540,8554 |
| N ₂ | 57,7886 | 2.034,6640 |
| H ₂ O | 269,1861 | 9.581,9105 |
| Pemanas | 1.086.019,7217 | |
| Total | 1.117.314,6015 | 1.117.314,6015 |

4.5.2.6. *Fixed Bed Multitube (R-02)*

Tabel 4.14 Neraca Panas *Fixed Bed Multitube*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Arus Umpan | 1217182,4484 | |
| Arus Produk | | 1900375,9449 |
| Panas Reaksi | 1.506.331,7369 | |
| Q Pendingin | | 823.138,2404 |
| Total | 2.723.514,1853 | 2.723.514,1853 |

4.5.2.7. *Condenser Partial-02 (CD-02)*

Tabel 4.15 Neraca Panas *Condenser Partial-02*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) | |
|--------------------|-------------------------|-----------------------|-------------|
| | Arus 14 | Arus 15 | Arus 16 |
| CO | 11933,5123 | 15407,1585 | 0,0000 |
| H ₂ | 36405,60374 | 8450,5472 | 0,0000 |
| CO ₂ | 1010170,67 | 136499,7481 | 0,0000 |
| H ₂ O | 138360,0621 | 183,0232 | 50.674,9385 |
| N ₂ | 8414,143405 | 1951,7357 | 0,0000 |
| CH ₃ OH | 977584,2703 | 784,4933 | -42.049,177 |
| Q Pendingin | 0 | 2.010.965,7942 | |
| Total | 2.182.868,2617 | 2.182.868,2617 | |

4.5.2.8. *Expansion Valve (EV-01)*

Tabel 4.16 Neraca Panas *Expansion Valve-01*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|----------|----------------------|-----------------------|
| CH_3OH | 74.154,51373 | 74.154,51373 |
| H_2O | 1.271,529865 | 1,271,529865 |
| Total | 75.426,04 | 75.426,04 |

4.5.2.9. *Heat Exchanger-02 (HE-02)*

Tabel 4.17 Neraca Panas *Heat Exchanger-02*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|----------|----------------------|-----------------------|
| CH_3OH | 223.356,8464 | 388.514,5932 |
| H_2O | 43.507,6631 | 74.743,7822 |
| Pemanas | 588.541,3343 | 0 |
| Total | 463.258,3753 | 463.258,3753 |

4.5.2.10. Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 4.18 Neraca Panas Menara Distilasi

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|-------------|----------------------|-----------------------|
| Q Feed | 464.251 | 0 |
| Q Reboiler | 2.090.390,8642 | 0 |
| Q Distilat | 0 | 130.747,5459 |
| Q Bottom | 0 | 355.940,3889 |
| Q Condensor | 0 | 2.067.953,9159 |
| Total | 2.554.641,8606 | 2.554.641,8606 |

4.5.2.11. *Cooler-02 (CL-02)*

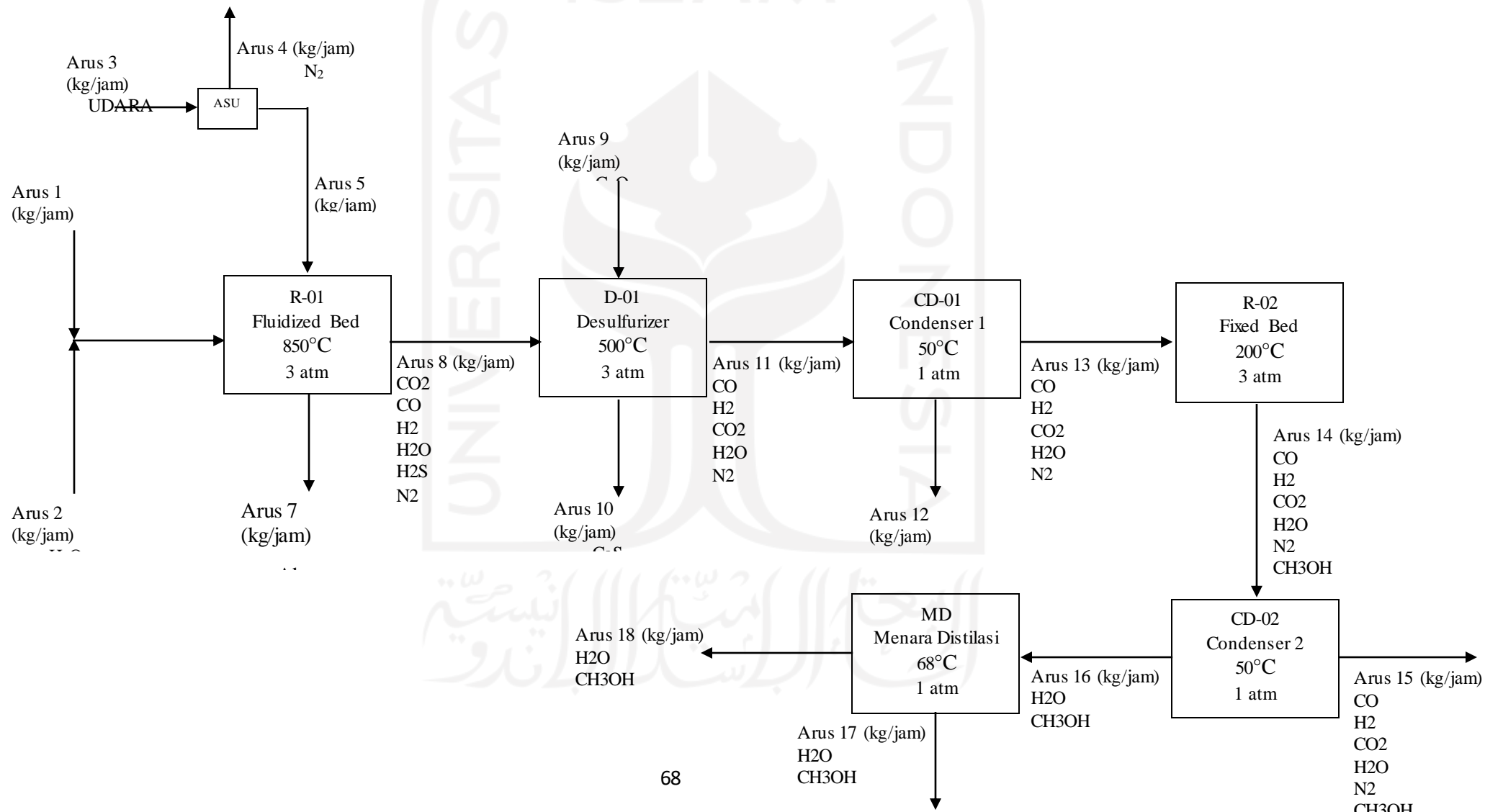
Tabel 4.19 Neraca Panas *Cooler-02*

| Komponen | Q_{masuk} (Kj/jam) | Q_{keluar} (Kj/jam) |
|----------|----------------------|-----------------------|
|----------|----------------------|-----------------------|

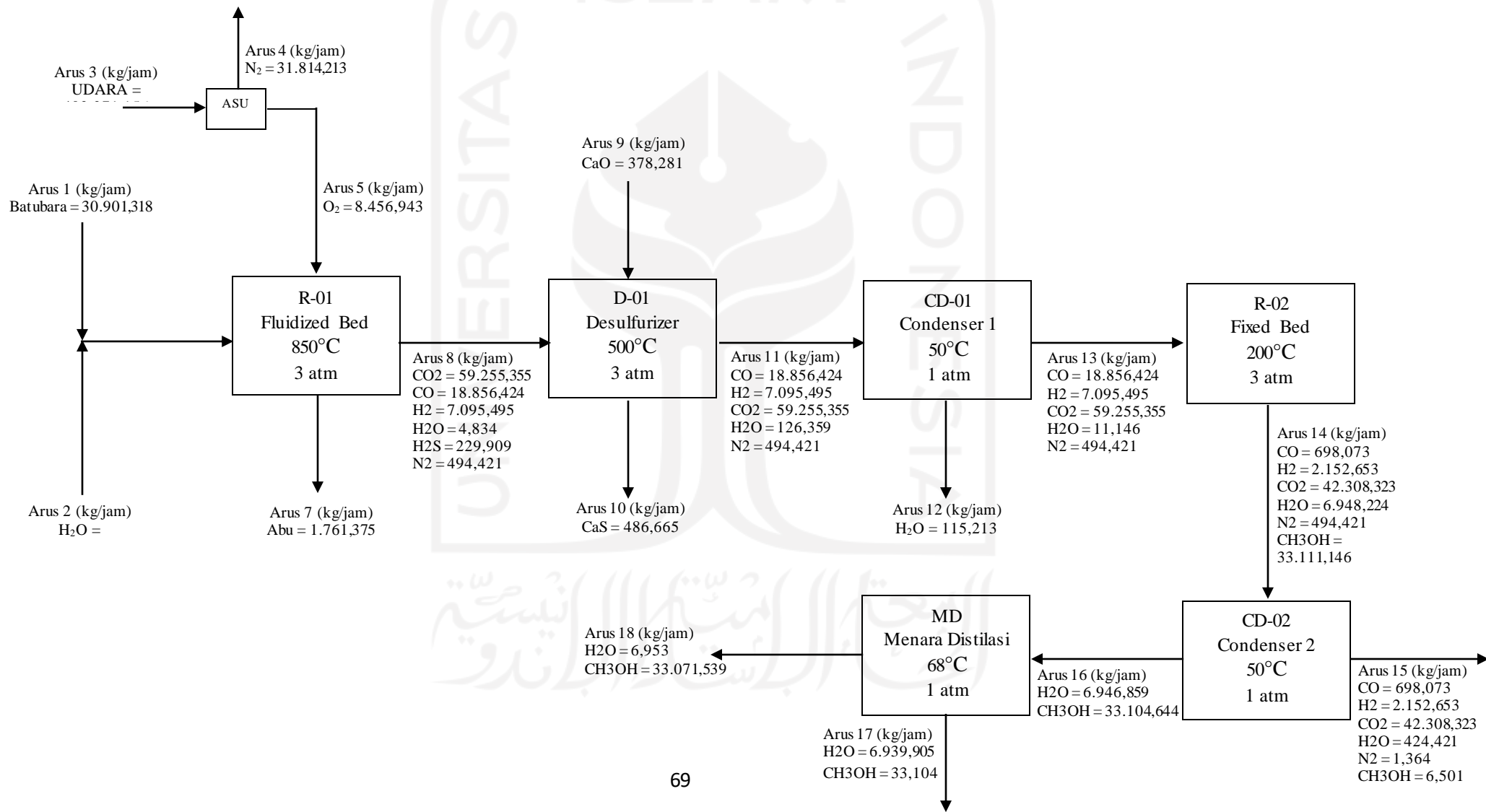
| | | |
|-------------|--------------|--------------|
| CH_3OH | 78,2940 | 8,7309 |
| H_2O | 406.633,3807 | 44.108,9697 |
| Q Pendingin | 0 | 362.593,9741 |
| Total | 406.711,6747 | 406.711,6747 |



Gambar 4.5 Diagram Alir Kulitatif



Gambar 4.6 Diagram Alir Kuantitatif



4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik metanol ini adalah dengan penyediaan utilitas. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik metanol, terdiri dari :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit penyedia *steam*
3. Unit penyedia listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara
6. Unit pengolahan limbah

4.6.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.6.1.1. Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya sumber air diperoleh dari air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut. Dalam produksi metanol ini, air sungai dipilih untuk keperluan lingkungan pabrik. Air Sungai yang dekat dengan lokasi pabrik digunakan untuk keperluan pabrik sebagai :

1. Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger* dan *condenser parcial*) dari alat yang membutuhkan pendinginan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air sungai sebagai pendingin adalah :

- a. Partikel-partikel besar/makroba (makhluk hidup sungai dan konstituen lain).
- b. Partikel-partikel kecil/mikroba (ganggang dan mikroorganisme sungai)

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam *cooling tower*. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi didalam *cooling tower* ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air *make up* yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang.

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

2. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Adapun syarat air umpan boiler, yaitu :

- a. Tidak membuih (berbusa).
- b. Tidak membentuk kerak dalam reboiler.
- c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa.
- d. Air Umpan Boiler.

3. Air Sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi juga berasal dari air aungai. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum,

laboratorium, kantor, perumahan, dan pertamanan. Air sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

a. Syarat Fisika, meliputi :

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat Kimia, meliputi :

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bahan beracun.
- Tidak mengandung bakteri terutama *panthogen* yang dapat merubah fisik air.

c. Syarat Bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri *panthogen*.

4.6.1.2. Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahap-tahap pengolahan air :

1. Clarifier

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan yang digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisik, kimia maupun *ion exchanger*.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air bahan baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersihkan keluar melalui pinggiran *clarifier* sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

2. Penyaringan

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air

setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi.

3. Demineralisasi

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler :

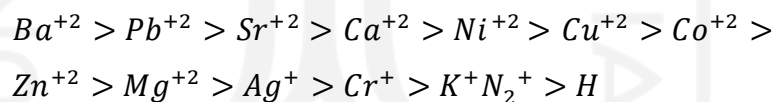
a. Cation Exchanger

Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation.

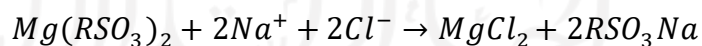
Untuk *cation exchanger* berupa resin yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(RSO_3)Na$, dimana pengganti kation-kation yang terkandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini menggunakan ion H^+ , sehingga air akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . reaksi penukar kation.



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :

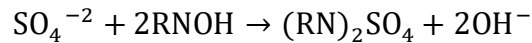


Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang akan digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :⁺

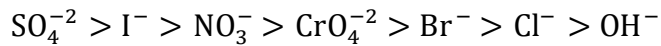


b. Anion Exchanger

Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RSO_3H . Sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :



Ion SO_4^{-2} dapat menggantikan ion OH yang ada dalam resin, karena selektivitas SO_4^{-2} lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut :

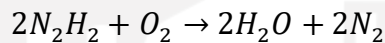


Saat resin anion telah jenuh maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan regenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :

c. *Daerasi*

Daerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam daerator dan diinjeksi Hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi :



Air yang keluar dari daerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

4.6.1.3. Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Tabel 4.20 Kebutuhan Air Pendingin

| Nama Alat | Kode | Jumlah (kg/jam) |
|----------------------|-------|-----------------|
| Kondensor Parsial-01 | CS-01 | 8.853,9523 |
| Kondensor Parsial-02 | CD-02 | 3.710,0739 |
| Cooler-01 | C-01 | 147.130,6424 |
| Cooler-02 | C-02 | 11.456,8533 |
| Jumlah | | 171.151,5220 |

Untuk keperluan keamanan diambil kelebihan 20% maka total kebutuhan air sungai sebesar 205.381,8264 kg/jam.

2. Air Steam

Tabel 4.21 Kebutuhan Air Steam

| Nama Alat | Kode | Jumlah (kg/jam) |
|-----------|-------|-----------------|
| Heater 01 | HE-01 | 613,3655 |
| Heater 02 | HE-02 | 74,7854 |
| Reboiler | RB-01 | 747,2308 |
| Jumlah | | 1.435,3816 |

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit listrik menjadi 1.722,4580 kg/jam

3. Kebutuhan Air Proses

Pada pabrik metanol untuk air pada kebutuhan proses ini adalah tidak ada.

4. Air Rumah Tangga dan Kantor

Diperkirakan kebutuhan air tiap orang adalah 100L/hari atau sama dengan 1,023 kg/L. Jumlah karyawan pabrik adalah 200 orang. Maka, kebutuhan untuk semua karyawan adalah 814,5872 kg/jam Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor adalah 44.550,0939 kg/jam.

Perkiraan kebutuhan untuk layanan umum seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dll adalah sebesar 500 kg/jam Kebutuhan air total keseluruhan adalah 239.654,3783 kg/jam.

4.6.2. Unit Penyediaan *Steam*

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler*. Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan *boiler*, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Air kemudian dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam boiler yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu *boiler*. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

4.6.3. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena :

- a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- b. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan.

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

1. Listrik untuk AC.
2. Listrik untuk laboratorium dan bengkel.
3. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas.
4. Listrik untuk penerangan.
5. Listrik untuk instrumentasi

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan.

Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan Listrik untuk alat proses :

Tabel 4.22 Kebutuhan Listrik Alat Proses

| Alat | Kode Alat | Daya | |
|----------------------|-----------|-------|----------|
| | | Hp | Watt |
| <i>Crusher</i> | C-01 | 15 | 11185,5 |
| <i>Belt Conveyor</i> | BC-01 | 0,24 | 178,968 |
| Kompressor | K-01 | 11,05 | 8239,985 |

| | | | |
|-------------------------|-------|-------|-----------|
| <i>Vibrating Screen</i> | VS-01 | 4 | 2982,8 |
| <i>Bucket Elevator</i> | BE-01 | 15 | 11185,5 |
| <i>Screw Conveyor</i> | SC-01 | 0,43 | 320,651 |
| Pompa 01 | P-01 | 0,54 | 402,678 |
| Pompa 02 | P-02 | 0,006 | 4,4742 |
| Pompa 03 | P-03 | 1,06 | 790,442 |
| Pompa 04 | P-04 | 0,37 | 275,909 |
| Pompa 05 | P-05 | 0,004 | 2,9828 |
| Total | | 47,7 | 35.569,89 |

2. Kebutuhan Listrik untuk alat utilitas :

Tabel 4.23 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

| Alat | Kode Alat | Daya | |
|------------------------|-----------|-------|-------------|
| | | Hp | Watt |
| Cooling Tower | CT-01 | 5,00 | 3728,5000 |
| Kompressor Udara Tekan | KU-01 | 3,00 | 2237,1000 |
| Blower | BL-01 | 5,00 | 3728,5000 |
| Pompa-01 | PU-01 | 5,00 | 3728,5000 |
| Pompa-02 | PU-02 | 15,00 | 11185,5000 |
| Pompa-03 | PU-03 | 10,00 | 7457,0000 |
| Pompa-04 | PU-04 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-05 | PU-05 | 10,00 | 7457,0000 |
| Pompa-06 | PU-06 | 10,00 | 7457,0000 |
| Pompa-07 | PU-07 | 3,00 | 2237,1000 |
| Pompa-08 | PU-08 | 5,00 | 3728,5000 |
| Pompa-09 | PU-09 | 10,00 | 7457,0000 |
| Pompa-10 | PU-10 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-11 | PU-11 | 3,00 | 2237,1000 |
| Pompa-12 | PU-12 | 0,33 | 248,5667 |
| Pompa-13 | PU-13 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-14 | PU-14 | 2,00 | 1491,4000 |
| Pompa-15 | PU-15 | 10,00 | 7457,0000 |
| Pompa-16 | PU-16 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-17 | PU-17 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-18 | PU-18 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-19 | PU-19 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-20 | PU-20 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-21 | PU-21 | 0,05 | 37,2850 |
| Pompa-22 | PU-22 | 0,05 | 37,2850 |
| Total | | 96,83 | 72.208,6167 |

Kebutuhan listrik lain seperti alat-alat kontrol, penerangan, peralatan kantor, bengkel, laboratorium, dan perumahan adalah 105,4450 Kw. Jadi total kebutuhan listrik adalah 213,2235 kW. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 2500 kW.

4.6.4. Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara pneumatic. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 24,2986 m^3/jam pada tekanan 5,5 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan compressor yang dilengkapi dengan dryer yang berisi silica gel untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

4.6.5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik metanol dapat diklasifikasikan menjadi dua :

1. Bahan buangan cairan

Buangan cairan dapat berupa :

- a. Air buangan yang mengandung zat organik.
- b. Buangan air domestik.
- c. Back washfilter, air berminyak dari pompa
- d. Blow down cooling water

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air dan gas *slagg* dari reaktor-01.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

4.7. Spesifikasi Alat-alat Utilitas

4.7.1. Saringan / *screening* (FU-01)

Fungsi : menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar misalnya
: daun, ranting dan sampah lainya

Bahan : Alumunium

Jumlah Air : 325.873,0812 kg/jam

Spesifikasi : (*Brown, 1961*)

- Ukuran lubang saringan yang digunakan berdiameter 1 cm.
- Ukuran saringan digunakan panjang 10 ft dan lebar 8 ft.

4.7.2. Bak Pengendapan Awal (BU-01) / Sedimentasi

Fungsi : mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai.

Tipe : berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 309.579,4271 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 18,1196 m
- Lebar = 18,1196 m
- Tinggi = 9,0598

4.7.3. Bak Floktuator / Bak Penggumpal (BU-02)

Fungsi : Menambahkan koagulan untuk mengikat kotoran dan
menggumpalkan kotoran

Jumlah air : 325.873 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 7,6607 m
- Lebar = 7,6607 m

Pengaduk :

- Jenis = *Marine propeller 3 blade (brown, hal 507)*
- Diameter = 2,5536 m
- Power = 2 Hp

4.7.4. Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5%.

Jumlah air : 1,2642 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,4273 m
- Tinggi = 2,8545 m

4.7.5. Bak Pengendap I (BU-03)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi).

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Jumlah air : 294.100 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 14,1377 m
- Lebar = 14,1377 m
- Tinggi = 7,0688 m

4.7.6. Bak Pengendap II (BU-04)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari laut dengan proses flokulasi.

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Jumlah air : 294.100 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 14,1377 m
- Lebar = 14,1377 m
- Tinggi = 7,0688 m

4.7.7. Sand Filter (SF-01)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.

Jumlah air : 251.154,3783 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 4,0763 m
- Lebar = 4,0743 m
- Tinggi = 2,03813 m

4.7.8. Bak Penampungan Sementara (BU-05)

Fungsi : menampung sementara raw water setelah disaring dari *sand filter*.

Jumlah air : 152.154,3783 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 8,4585 m
- Lebar = 8,4585 m
- Tinggi = 4,2292 m

4.7.9. Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk

kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 44.550,0939 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 4,0837 m

- Tinggi = 4,0837 m

4.7.10. Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01).

Jumlah air : 44.550,0939 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 11,7794 m

- Tinggi = 11,7794 m

4.7.11. Tangki Air Bersih (TU-04)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe : Tangki silinder tegak.

Jumlah air : 44.550,0939 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 11,7794 m

- Tinggi = 11,7794 m

4.7.12. Tangki *Service Water* (TU-05)

Fungsi : Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan Umum.

Tipe : Tangki silinder tegak.

Jumlah air : 500 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 2,6373 m
- Tinggi = 2,6373 m

4.7.13. Bak Air Pendingin (BU-06)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin.

Tipe : Bak persegi panjang

Jumlah air : 205.381,8264 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 17,0186 m
- Lebar = 17,0186 m
- Tinggi = 8,5093 m

4.7.14. *Cooling Tower* (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Jumlah air : 205.381,8264 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 6,9573 m
- Lebar = 6,9573 m
- Tinggi = 2,0471 m

4.7.15. *Blower Cooling Tower* (BL-01)

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan

Daya Motor : 30

4.7.16. *Mixed Bed* (MB-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO₄, dan NO₃.

Jumlah air : 1.722,4580 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,4737 m
- Tinggi = 1,6764 m
- Tebal = 0,1875 in

4.7.17. Tangki NaCl (TU-06)

Fungsi : Menampung larutan NaCl *Cation Exchanger*.

Tipe : Tangki Silinder.

Jumlah NaCl : 137,955 kg

Dimensi bak :

- Diameter = 1,0787 m
- Tinggi = 1,0787 m

4.7.18. Tangki NaOH (TU-07)

Fungsi : Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi *Anion Exchanger*.

Tipe : Tangki Silinder

Jumlah NaOH : 137,955 kg

Dimensi bak :

- Diameter = 1,365 m
- Tinggi = 1,365 m

4.7.19. Tangki Demin (TU-08)

Fungsi : Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan boiler.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 1.722,4580 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,9831 m

- Tinggi = 3,9831 m

4.7.20. Daerator (DE-01)

Fungsi : Menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam *feed water* yang dapat menyebabkan kerak pada *reboiler*.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 1722,4580 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 2,1920 m

- Tinggi = 4,3840 m

4.7.21. Tangki N_2H_4 (TU-10)

Fungsi : Menyimpan larutan N_2H_4

Tipe : Silinder tegak

Jumlah air : 3444,9160 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,7493 m

- Tinggi = 3,4986 m

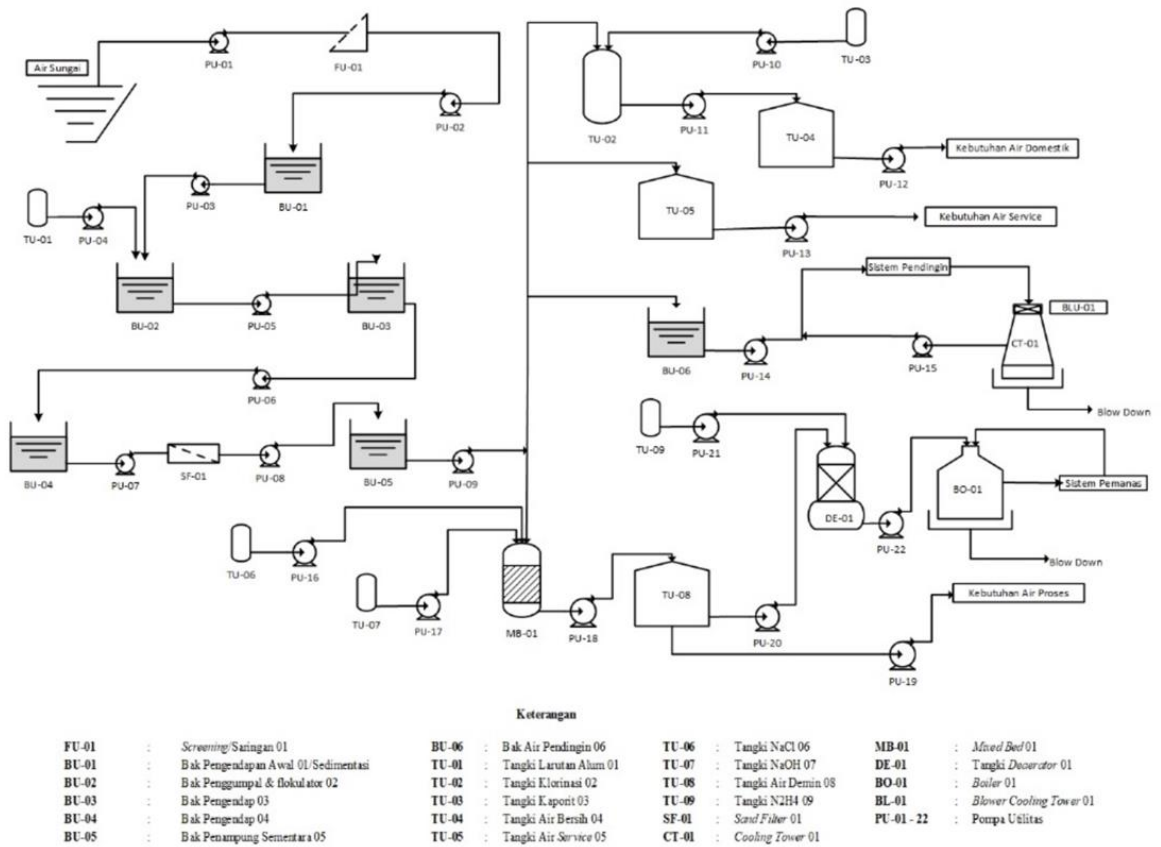
4.7.22. Boiler (BO-01)

Fungsi : Membuat *saturated steam*.

Tipe : *Water tube*

Dimensi bak :

- Diameter = 2,8921 m
- Tinggi = 5,7842 m



Gambar 4.7 Skema Unit Pengolahan Air

4.8. Organisasi Perusahaan

4.8.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perencanaan pabrik butil asetat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap

sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- a) Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

- b) Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

- c) Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

- 1) Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
- 5) Lapangan usaha lebih luas.
Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.8.2. Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
- b. Pendelegasian wewenang.
- c. Pembagian tugas kerja yang jelas.
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
- e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga

seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

- 1) Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

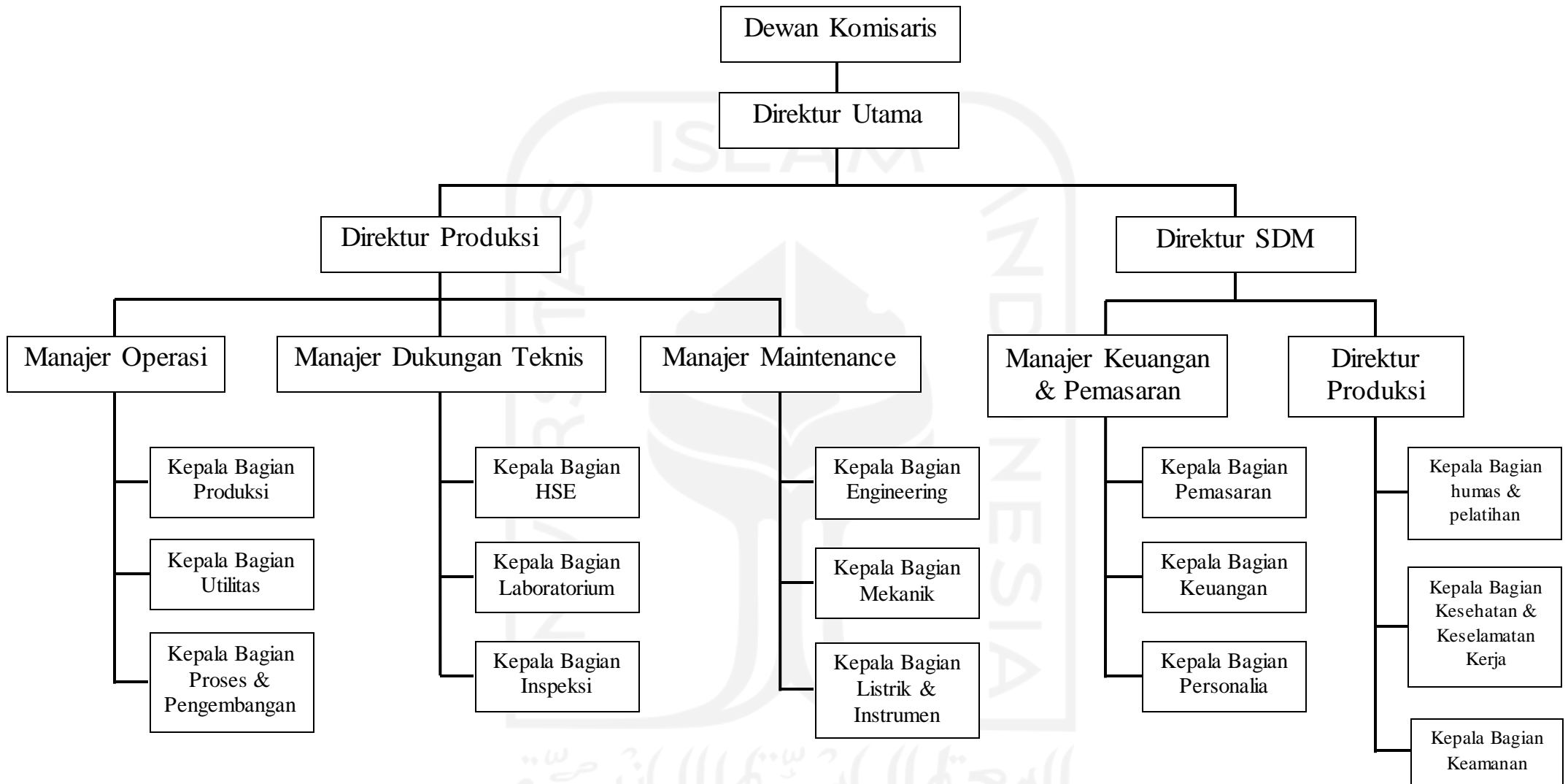
Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan

memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- 1) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- 2) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- 4) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- 5) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlakubila terbukti kurang lancar.





Gambar 4.8 Struktur Organisasi

4.8.3. Tugas dan Wewenang

4.8.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.8.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris Meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

4.8.3.3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum. Tugas Direktur Utama antara lain :

- a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya.

- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- d. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

4.8.3.4. Kepala Divisi

Secara umum tugas Kepala Divisi adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala divisi dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala divisi ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala divisi terdiri dari :

1. Kepala Divisi Proses
Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas.
2. Kepala Divisi Teknis
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
3. Kepala Divisi *Quality Control* dan K3
Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, pengawasan mutu, dan keselamatan karyawan.
4. Kepala Divisi *Budgeting* dan *Accounting*
Mengkoordinasikan perencanaan dan pembukuan keuangan.
5. Kepala Divisi Pemasaran
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran dan penjualan produk.
6. Kepala Divisi Personalia
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan urusan internal perusahaan, administrasi, dan strategi hubungan masyarakat.

4.8.3.5. Kepala Bagian

Kepala bagian adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Divisi masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Bagian Produksi

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

2. Kepala Bagian Utilitas

Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Kepala Bagian *Maintainance*

Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4. Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. Kepala Bagian *Quality Control*

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

6. Kepala Bagian Laboratorium

Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

7. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

8. Kepala Bagian Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.8.3.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Sistem kepegawaian pada pabrik butil asetat ini terdapat dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*). Sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.

1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jam Kerja Karyawan *non-shift*

1. Senin – Kamis :

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

2. Jumat :

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

b. Jam Kerja Karyawan *shift* dibagi menjadi :

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi :

1) *Shift* Pagi : 07.00 – 15.00

2) *Shift* Sore : 15.00 – 23.00

3) *Shift* Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan satu regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 3 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.22 sebagai berikut :

Tabel 4.24 Jadwal Kerja

| Hari/ Regu | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|---------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|----|
| 1 | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P | P |
| 2 | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S | L |
| 3 | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L | S |

| | | | | | | | | | | | | | | | |
|---------------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| 4 | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M | M |
| Hari/ Regu | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| 1 | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M | M |
| 2 | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P | P |
| 3 | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S | L |
| 4 | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L | S |

Keterangan :

P = Shift Pagi

S = Shift Siang

M = Shift Malam

L = Libur

2. Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4.25 Gaji Karyawan

| No. | Jabatan | Jumlah | Jenjang Pendidikan Minimum | Gaji / Bulan (Rp) | Total (Rp) |
|-----------------------|--------------------|--------|----------------------------|-------------------|-----------------|
| 1 | Komisaris | 1 | - | Rp. 60.000.000 | Rp. 60.000.000 |
| 2 | Direktur Utama | 1 | S3 | Rp. 50.000.000 | Rp. 50.000.000 |
| 3 | Direktur | 2 | S2 | Rp. 40.000.000 | Rp. 80.000.000 |
| 4 | Ketua Divisi | 7 | S1 | Rp. 30.000.000 | Rp. 210.000.000 |
| 5 | Kepala Bagian | 14 | S1 | Rp. 20.000.000 | Rp. 280.000.000 |
| 6 | Sekretaris Manager | 1 | D3 | Rp. 10.000.000 | Rp. 10.000.000 |
| Karyawan Shift | | | | | |
| 7 | Proses | | | | |
| | - Ketua Regu Shift | 4 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 72.000.000 |
| | - Anggota Shift | 24 | D3 | Rp. 10.000.000 | Rp. 240.000.000 |

| | | | | | |
|---------------------------|------------------------|----|---------|----------------|-----------------|
| | Sub Total | 28 | | | |
| 8 | Utilitas | | | | |
| | - Ketua Regu Shift | 4 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp.72.000.000 |
| | - Anggota Shift | 12 | D3 | Rp. 10.000.000 | Rp. 120.000.000 |
| | Sub Total | 16 | | | |
| 9 | Keamanan | | | | |
| | - Ketua Regu Shift | 3 | SMU/STM | Rp. 10.000.000 | Rp. 30.000.000 |
| | - Anggota Shift | 27 | SMU/STM | Rp. 8000.000 | Rp. 216.000.000 |
| | Sub Total | 30 | | | |
| 10 | Instrument | | | | |
| | - Ketua Regu Shift | 4 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 72.000.000 |
| | - Anggota Shift | 4 | D3 | Rp. 10.000.000 | Rp. 40.000.000 |
| | Sub Total | 8 | | | |
| 11 | <i>Quality Control</i> | 8 | STM | Rp. 10.000.000 | Rp. 80.000.000 |
| 12 | K3 | 4 | D3-S1 | Rp 12.000.000 | Rp. 48.000.000 |
| 13 | Gudang | 4 | SMU/STM | Rp. 10.000.000 | Rp. 40.000.000 |
| Karyawan Non-Shift | | | | | |
| 14 | Litbang | 12 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 216.000.000 |
| 15 | Pemeliharaan | 4 | D3 | Rp. 10.000.000 | Rp. 40.000.000 |
| 16 | Pemasaran | 5 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 90.000.000 |
| 17 | Pembelian | 7 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 126.000.000 |
| 18 | Keuangan | 8 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 144.000.000 |
| 19 | Kepegawaian | 8 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 144.000.000 |
| 20 | Humas | 4 | S1 | Rp. 18.000.000 | Rp. 72.000.000 |
| 21 | Administrasi | 5 | D3 | Rp. 12.000.000 | Rp. 60.000.000 |
| 22 | Petugas Kebersihan | 10 | SMU | Rp. 4500.000 | Rp. 45.000.000 |
| 23 | Dokter | 2 | S1 | Rp. 20.000.000 | Rp. 40.000.000 |
| 24 | Perawat | 4 | D3 | Rp. 10.000.000 | Rp. 40.000.000 |
| 25 | Supir | 7 | SMU | Rp. 5000.000 | Rp. 35.000.000 |

| | | | | |
|-------|-----|--|--|----------------------|
| TOTAL | 200 | | | Rp. 2.772.000.000 |
|-------|-----|--|--|----------------------|

b. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

4.8.3.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Sebagai sarana kesejahteraan, seluruh karyawan pabrik selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikan jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan.

Tunjangan tersebut berupa :

1. Tunjangan hari raya keagamaan.
2. Tunjangan jabatan.
3. Tunjangan istri dan anak.
4. Tunjangan rumah sakit dan kematian.
5. Jamsostek.
6. Uang makan

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan diberikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Jamsostek merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan. Bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya.

g. Tempat ibadah

Perusahaan membangun tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transportasi tiap hari yang penyerahannya bersama dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak cuti

1. Cuti tahunan

Diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam setaun.

2. Cuti massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

3. Cuti hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

Adapun jenjang kepemimpinan dalam pabrik adalah sebagai berikut :

- Dewan komisaris/pemegang saham
- Direksi produksi
- Direktur umum
- Kepala bagian
- Kepala seksi
- Pegawai/operator

4.9. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah :

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- 1) Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

- b) Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- 2) Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a) Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b) Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- 3) Pendapatan Modal

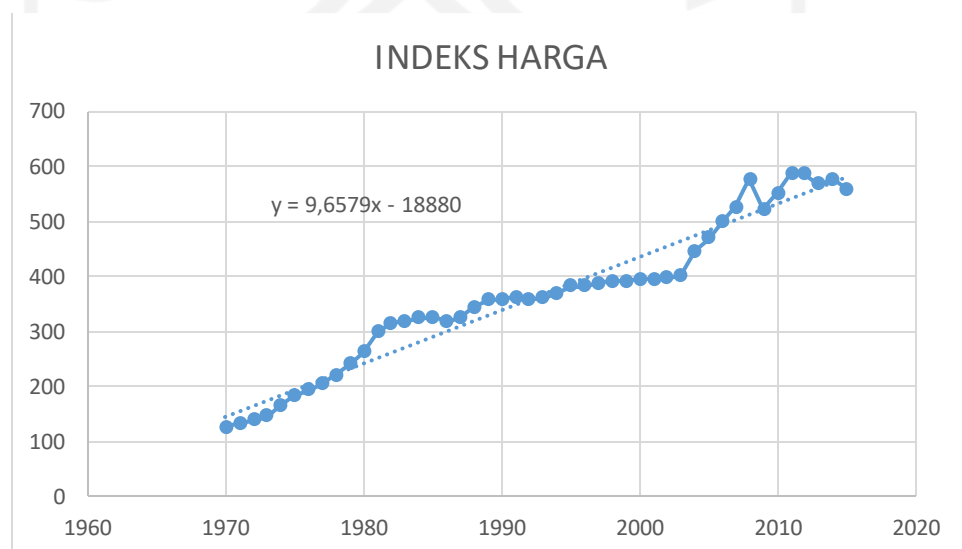
Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- c) Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- d) Biaya variabel (*Variable Cost*)
- e) Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.9.1. Penafsiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Sumber (www.chemengonline.com)

Berdasarkan data harga indeks tiap tahun tersebut, kemudian dilakukan regresi linear untuk mendapatkan harga indeks pada tahun perancangan pabrik yaitu tahun 2027. Regresi linear dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 4.9 Grafik Indeks Harga dan Tahun

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 9,6579 x - 18880$ Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2027 adalah :

Tabel 4.26 Harga Indeks Tahun Perancangan

| Tahun | Indeks |
|-------|---------|
| 2022 | 648,274 |
| 2023 | 657,932 |
| 2024 | 667,590 |
| 2025 | 677,247 |
| 2026 | 686,905 |
| 2027 | 696,563 |

Jadi, indeks pada tahun 2027 adalah 696,563

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (*Peters dan Timmerhaus*, pada tahun 1990 dan *Aries dan Newton*, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(*Aries dan Newton*, 1955)

Dalam hubungan ini :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun 2014

Ny : Index harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Dimana :

Ea : Harga Alat a

Eb : Harga Alat b

Ca : Kapasitas Alat a

Cb : Kapasitas Alat b

4.9.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi Metanol = 300.000 Ton/Tahun

Satu Tahun Operasi = 330 Hari

Umur Pabrik = 10 Tahun

Pabrik Didirikan Pada Tahun = 2026

Kurs Mata Uang = Rp. 14.973,00

Harga Batubara = Rp. 4.775,00/kg

Harga Katalis CaO = Rp. 7089,00/kg

Harga Katalis $CuO - ZnO - Al_2O_3$ = Rp. 182.951,00/kg

Harga Jual = Rp. 12.000,00/kg

4.9.3. Perhitungan Biaya

4.9.3.1. Capital Investment

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau equity dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah:

- a. Investasi cepat kembali.
- b. Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya.
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

4.9.3.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut *Aries* dan *Newton* (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.9.3.3. *General Expenses*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran– pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expense* meliputi:

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari *manufacturing cost*.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

4.9.4. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi, Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

4.9.4.1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

4.9.4.2. *Pay Out Time (POT)*

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

4.9.4.3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut :

1. Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil-kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.

2. Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.
3. Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

4.9.4.4. *Shut Down Point (SDP)*

Down Point merupakan Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$SDP = \frac{(0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

4.9.4.5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu kedepan. Konsep DCFR ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di *cut* dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.9.5. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik metanol memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.27 *Physical Plant Cost (PPC)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|----------------------------------|---------------------------------|------------|-----------------|
| 1. | <i>Purchased Equipment Cost</i> | 7.250.138 | 108.556.317.038 |
| 2. | <i>Delivered Equipment Cost</i> | 1.812.534 | 27.139.079.260 |
| 3. | <i>Instalasi Cost</i> | 1.404.187 | 21.024.902.505 |
| 4. | Biaya pemipaan | 4.254.032 | 63.695.632.297 |
| 5. | Biaya instrumentasi | 1.853.784 | 27.756.711.270 |
| 6. | Biaya insulasi | 312.296 | 4.676.018.828 |
| 7. | Biaya listrik | 725.013 | 10.855.631.704 |
| 8. | Biaya bangunan | 5.494.840 | 82.274.250.000 |
| 9. | Biaya tanah dan perluasan lahan | 3.663.227 | 54.849.500.000 |
| <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> | | 26.770.055 | 400.828.042.902 |

Tabel 4.28 *Direct Plant Cost (DPC)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-------------------------------------|------------|-----------------|
| 1. | <i>Physical Plant Cost</i> | 26.770.055 | 400.828.042.902 |
| 2. | <i>Engineering and construction</i> | 5.354.011 | 80.165.608.580 |
| Total | | 32.124.066 | 480.993.651.482 |

Tabel 4.29 *Fixed Capital Investment (FCI)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|--------------------------|------------|-----------------|
| 1. | <i>Direct Plant Cost</i> | 32.124.066 | 480.993.651.482 |
| 2. | <i>Cotractor's fee</i> | 1.284.962 | 19.239.746.059 |
| 3. | <i>Contingency</i> | 3.212.406 | 48.099.365.148 |
| Total | | 36.621.436 | 548.332.762.690 |

Tabel 4.30 *Working Capital Investment (WCI)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-------------------------------|------------|-------------------|
| 1. | <i>Raw Material Inventory</i> | 12.453.806 | 186.470.832.186 |
| 2. | <i>Inproses Onventory</i> | 21.001.651 | 314.457.717.686 |
| 3. | <i>Product Inventory</i> | 15.273.928 | 228.696.521.953 |
| 4. | <i>Extended Credit</i> | 19.090.909 | 285.848.181.818 |
| 5. | <i>Available Cash</i> | 15.273.928 | 228.696.521.953 |
| Total | | 83.094.221 | 1.244.169.775.597 |

Tabel 4.31 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|----------------------------|-------------|-------------------|
| 1. | <i>Raw Material</i> | 136.991.862 | 2.051.179.154.048 |
| 2. | <i>Labor</i> | 2.221.599 | 33.264.000.000 |
| 3. | <i>Supervision</i> | 222.160 | 3.326.400.000 |
| 4. | <i>Maintenance</i> | 5.493.215 | 82.249.914.404 |
| 5. | <i>Plant Supplies</i> | 823.982 | 12.337.487.161 |
| 6. | <i>Royalty and Patents</i> | 4.200.000 | 62.886.600.000 |
| 7. | <i>Utilities</i> | 1.133.402 | 16.970.426.726 |
| Total | | 151.086.221 | 2.262.213.982.338 |

Tabel 4.32 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-------------------------------|------------|-----------------|
| 1. | <i>Payroll Overhead</i> | 333.240 | 4.989.600.000 |
| 2. | <i>Laboratory</i> | 222.160 | 3.326.400.000 |
| 3. | <i>Plant Overhead</i> | 1.110.799 | 16.632.000.000 |
| 4. | <i>Packaging and Shipping</i> | 10.500.000 | 157.216.500.000 |
| Total | | 12.166.199 | 182.164.500.000 |

Tabel 4.33 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-----------------------|------------|----------------|
| 1. | <i>Depreciation</i> | 3.662.144 | 54.833.276.269 |
| 2. | <i>Propertu taxes</i> | 732.429 | 10.966.655.254 |
| 3. | <i>Insurance</i> | 366.214 | 5.483.327.627 |
| Total | | 4.760.787 | 71.283.259.150 |

Tabel 4.34 *Total Manufacturing Cost*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|--|-------------|-------------------|
| 1. | <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> | 151.086.221 | 2.62.213.982.338 |
| 2. | <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> | 12.166.199 | 182.164.500.000 |
| 3. | <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> | 4.760.787 | 71.283.259.150 |
| Total | | 168.013.207 | 2.515.661.741.488 |

Tabel 4.35 *General Expenses*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-----------------------|------------|-----------------|
| 1. | <i>Administration</i> | 4.200.000 | 62.886.600.000 |
| 2. | <i>Sales Expense</i> | 10.500.000 | 157.216.500.000 |
| 3. | <i>Research</i> | 8.400.000 | 125.773.200.000 |
| 4. | <i>Finance</i> | 2.394.313 | 35.850.050.766 |
| Total | | 25.494.313 | 381.726.350.766 |

Tabel 4.36 *Total Production Cost*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|--------------------------------|-------------|-------------------|
| 1. | <i>Manufacturing Cost (MC)</i> | 168.013.207 | 2.515.661.741.488 |
| 2. | <i>General Expenses (GE)</i> | 25.494.313 | 381.726.350.766 |
| Total | | 193.507.520 | 2.897.388.092.254 |

Tabel 4.37 *Fixed Cost (Fa)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-----------------------|------------|----------------|
| 1. | <i>Depresiasi</i> | 3.662.143 | 54.833.276.269 |
| 2. | <i>Property Taxes</i> | 732.428 | 10.966.655.253 |
| 3. | <i>Asuransi</i> | 366.214 | 5.483.327.626 |
| Total | | 4.760.786 | 71.283.259.149 |

Tabel 4.38 *Regulated Cost (Ra)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-------------------------|------------|-----------------|
| 1. | <i>Gaji Karyawan</i> | 2.221.598 | 33.264.000.000 |
| 2. | <i>Payroll Overhead</i> | 333.239 | 4.989.600.000 |
| 3. | <i>Supervision</i> | 222.159 | 3.326.400.000 |
| 4. | <i>Plant Overhead</i> | 1.110.799 | 16.632.000.000 |
| 5. | <i>Laboratorium</i> | 222.159 | 3.326.400.000 |
| 6. | <i>General Expense</i> | 25.494.313 | 381.726.350.765 |
| 7. | <i>Maintenance</i> | 5.493.215 | 82.249.914.403 |
| 8. | <i>Plant Supplies</i> | 823.982 | 12.337.487.160 |
| Total | | 35.921.468 | 537.852.152.329 |

Tabel 4.39 *Variable Cost (Va)*

| No. | Jenis Biaya | Harga (\$) | Harga (Rp) |
|-------|-----------------------------|-------------|-------------------|
| 1. | <i>Raw Material</i> | 136.991.862 | 2.051.179.154.048 |
| 2. | <i>Packaging</i> | 8.400.000 | 125.773.200.000 |
| 3. | <i>Shipping</i> | 2.100.000 | 31.443.300.000 |
| 4. | <i>Utilities</i> | 1.133.401 | 16.970.426.726 |
| 5. | <i>Royalty & Patent</i> | 4.200.000 | 62.886.600.000 |
| Total | | 152.825.264 | 2.288.252.680.774 |

4.9.6. Analisa Keuntungan

| | |
|--------------------------|-----------------------------------|
| Annual Sales (Sa) | = Rp. 3.144.330.000.000 |
| Total Cost | = Rp. 2.897.388.092.254 |
| Keuntungan Sebelum Pajak | = Rp. 246.941.907.746 |
| Pajak Pendapatan | = 22 % (PERPU Nomor 1 Tahun 2020) |
| Keuntungan Setelah Pajak | = Rp. 192.614.688.042 |

4.9.7. Hasil Kelayakan Ekonomi

4.9.7.1. Percent Return On Investment (ROI)

| | |
|-------------------|---|
| ROI | = $\frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$ |
| ROI Sebelum Pajak | = 45,04 % |
| ROI Sesudah Pajak | = 35,13 % |

4.9.7.2. Pay Out Time (POT)

| | |
|-------------------|---|
| POT | = $\frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$ |
| POT Sebelum Pajak | = 1 Tahun 8 Bulan |
| POT Sesudah Pajak | = 2 Tahun 2 Bulan |

4.9.7.3. Break Even Point (BEP)

| | |
|-----|---|
| BEP | = $\frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$ |
| BEP | = 48,51 % |

4.9.7.4. Shut Down Point (SDP)

| | |
|-----|--|
| SDP | = $\frac{(0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$ |
| SDP | = 33,65 % |

4.9.7.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

| | |
|--------------------------|--|
| Umur Pabrik | = 10 Tahun |
| Fixed Capital Investment | = Rp. 548.332.762.690,00 |
| Working Capital | = Rp. 695.837.012.907,00 |
| Salvage Value | = Rp. 54.833.276.269,00 |
| Cash Flow (CF) | = Annual profit + depresiasi + finance |

$$= \text{Rp. } 283.298.015.076,00$$

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

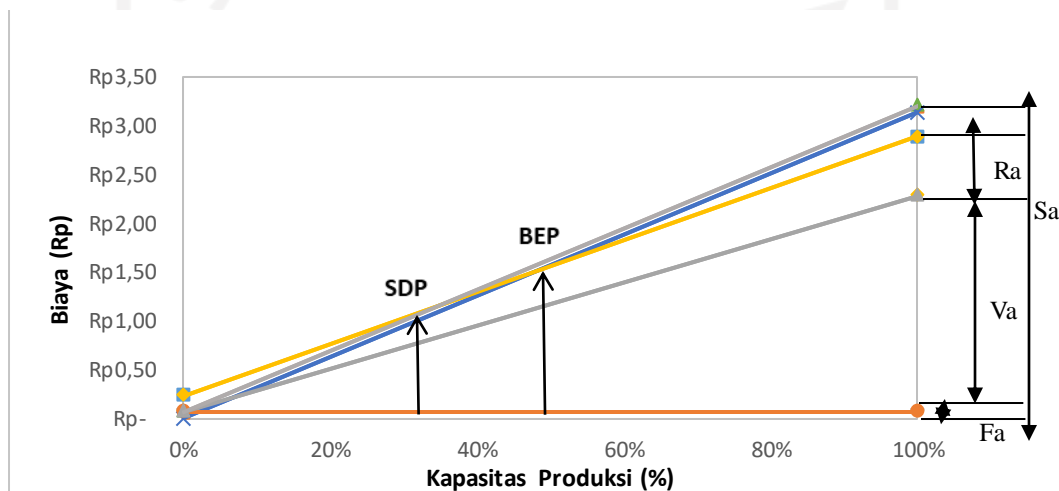
$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

$$R = \text{Rp. } 7.985.279.870.576$$

$$S = \text{Rp. } 7.985.279.870.576$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 16,11 \%$

Gambar 4.10 Grafik BEP



Gambar 4.10 menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 48,51 % dan 33,65%. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti Ra, Va, Fa, dan Sa dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar.

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan Perancangan Pabrik Metanol dari Batubara dengan Kapasitas 300.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik Metanol dengan kapasitas 300.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menciptakan lapangan kerja baru, memenuhi kebutuhan dalam negeri, serta mendorong berkembangnya industri lainnya yang berbahan baku batubara (*Low-rank*).
2. Pabrik Metanol berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur, Kalimantan dengan luas tanah keseluruhan $44.458 m^2$ dan luas bangunan $27.424 m^2$. Jumlah karyawan 200 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. Berdasarkan hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan sebagai berikut :
Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 246.941.907.746,00 dan Keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 192.614.688.041 (dengan asumsi pajak 22 %) (PERPU No 1 Tahun 2020)
4. Presentasi *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 45,04 % dan setelah pajak adalah 35,13 %.
5. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 1 tahun 8 bulan dan setelah pajak adalah 2 tahun 2 bulan.
6. Nilai *Break Event Point* (BEP) adalah 48,51 % dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 33,65 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40%-60% dan SDP < BEP. (Aries & Newton, 1955)
7. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 16,11%.
8. Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik Metanol layak dikaji untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

5.2. Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk metanol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. Chemical Engineering Cost Estimation. New York: McGraw Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik. 2018. Statistic Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada 20 Januari 2022 pukul 15.00 WIB
- Brown, G. G. 1973. Unit Operations. Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc.
- Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. Equipment Design. New Delhi: Wiley Eastern Limited
- Chopey, N. P., and G. H. Tyler. 1994. Chemical Engineering Calculations, 4th ed. New York: The McGraw – Hill Companies, Inc.
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 1983. Chemical Equipment Design, Vol.6. New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Bell, David, A. 2011. Solid State Pulse Circuit, 4th ed. Oxford: Oxford University Press
- Fogler, H.S., 1999, “Elements of Chemical Reaction Engineering”, 3ed, PrenticeHall, New Jersey
- Geankoplis, C. J. 1978. Transport Processes and Unit Operations, 3rd ed. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice-Hall International, inc.
- Rinovianto, Guswendar. 2011. Karakteristik Gasifikasi Pada Updraft Double Outlet Gasifier Menggunakan Bahan Bakar Kayu Karet. Depok: Universitas Indonesia
- Higman, Christopher, 2008, “Gasification”, Elsevier Science, USA.
- Hill, C.G, 1996, “ An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design “, John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Kern, D. Q. 1983. Process Heat Transfer. New York: Mc Graw Hill Book Co.Ltd.

- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1979. Encyclopedia of Chemical Engineering Technology. Vol III, XV. Vol. 3. New York: John Willey and Sons Inc.
- Levenspiel, O. (1999). Chemical Reaction Engineering, 3rd Edition. John Wiley & Sons, New York, 54.
- Matche equipment cost. <http://www.matche.com/EquioCost> Diakses pada 1 September 2022 pukul 18.00 WIB.
- McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. Unit Operation of Chemical Engineering, 3rd ed. Singapore: McGraw Hill, Kogakusha, Ltd.
- McCabe, J. J. 1976. Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Plant. Singapore: McGraw-Hill International Edition.
- Park, N., Park, M. J., Ha, K. S., Lee, Y. J., & Jun, K. W. (2014). Modeling and analysis of a methanol synthesis process using a mixed reforming reactor: Perspective on methanol production and CO₂ utilization. Fuel, 129, 163-172.
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, Perry's Chemical Engineering Handbooks, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Peters, M. S., and K. D. Timmerhaus. 1981. Plant Design Economic's for Chemical Engineering's, 4th ed. New York: McGraw Hill Co. Ltd.
- Rahmani, F., et. al., 2010, "Investigation of CO Injection Effect on Methanol Production in Single Type Reactor in The Presence of Catalyst Deactivation", Iranian Journal of Chemical Engineering.
- Saeidi, S., et. al., 2008, "Final Design for Coal-to-Methanol Process", University of California Publisher, USA.
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th ed. Singapore: McGraw Hill BookCompany.
- Smith, R J. Byron, 2010, "A Review of the Water Gas Shift Reaction Kinetics", The Berkeley Electronic Press, India.

- Sukandarrumidi, 2006, Batubara Dan Pemanfaatannya, Gajah Mada University Press: Yogyakarta.
- Supp, E. (1990). How to Produce Gas From Coal. In How to Produce Methanol from Coal (pp. 1-43). Springer, Berlin, Heidelberg.
- Susanto, Herri, 2018. "Pengembangan Teknologi Gasifikasi untuk Mendukung Kemandirian Energi dan Industri Kimia", Bukuteks, Penerbit: ITB, Bandung, ISBN 978-602-6624-23-9.
- Wallas, Stenley, M., 1991, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Mc GrawHill Book Co., Tokyo.
- Wison Engineering Ltd., 2011, "Processing Low Rank Coal into Chemical Based Alternative Fuel through Gasification Technology", Jakarta
- Yaws, Carl L., 1999, "Chemical Properties Handbook", McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN REAKTOR

FLUIDIZED BED REACTOR (R-01)

Fungsi : Mereaksikan batu bara, air dan oksigen menghasilkan

syngas.

Fase : Padat – Gas

Kondisi Operasi : Temperatur = 650 °C

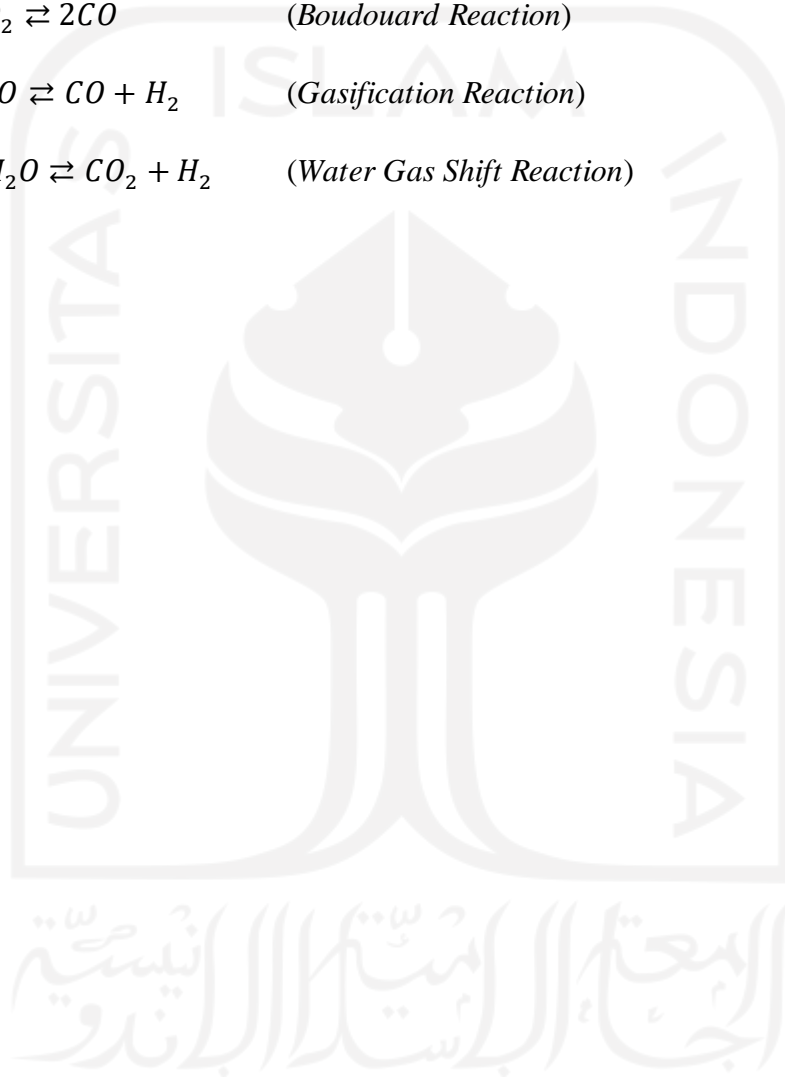
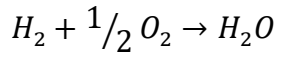
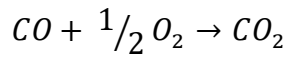
: Tekanan = 3 atm

Tujuan Perancangan :

- a. Menentukan konstruksi bahan reaktor
- b. Menentukan densitas masing – masing komponen
- c. Menghitung viskositas masing – masing komponen
- d. Menghitung kecepatan fluidisasi minimum (U_{mf})
- e. Menghitung kecepatan terminal (U_t)
- f. Menghitung diameter zona reaksi (d_t)
- g. Menghitung transport disengaging height (TDH)
- h. Menghitung dimensi shell
- i. Menghitung tinggi zona reaksi (L_t)
- j. Diameter freeboard
- k. Menghitung dimensi gas distribution plate
- l. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
- m. Menghitung volume dalam reaktor
- n. Menghitung tinggi total reaktor

Kondisi di atas diambil dari buku Christopher Higman, hal 92 dengan Judul “*Gasification*”.

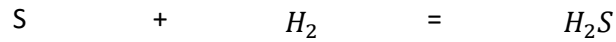
Reaksi yang terlibat :



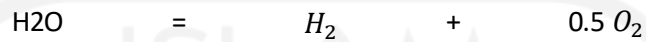
Reaksi 1



Reaksi 2



Reaksi 3



1. Menentukan Konstruksi Bahan Reaktor

- Bahan tersebut tahan terhadap suhu tinggi
- Bahan tersebut merupakan bahan yang tahan terhadap korosif

2. Menghitung Densitas dari masing-masing komponen

$$T = 650^\circ\text{C} = 923,15 \text{ K}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$R = 0.082 \text{ L.atm/mol.K}$$

| Komponen | BM (g/mol) | F (kg/jam) | n (kmol) |
|------------------|------------|--------------------|--------------------|
| CO ₂ | 44,010 | 59255,35456 | 197,0300329 |
| CO | 28,010 | 18856,42446 | 62,69951399 |
| H ₂ | 2,016 | 7095,494981 | 23,59323676 |
| H ₂ O | 18,015 | 4,833955236 | 0,016073389 |
| H ₂ S | 34,082 | 229,9086576 | 0,764469485 |
| N ₂ | 28,013 | 494,4210863 | 1,644 |
| Abu | 0 | 1761,37512 | 5,85675 |
| Total | | 87697,81283 | 291,6040765 |

| | | | |
|------------------------|--------|--------------------|--------------------|
| O ₂ (gas) | 31,999 | 8456,942704 | 264,2877185 |
| H ₂ O (gas) | 18,015 | 48339,55236 | 2683,294608 |
| Total | | 56796,49507 | 2947,582326 |

| Xn | BM.Xn | V = Nrt/P (L) | ρ (kg/m ³) |
|--------|---------|------------------|------------------------|
| 67,57% | 29,7365 | 30,699433 | 1,4335 |
| 21,50% | 6,0225 | 30,699433 | 0,9123 |

| | | | |
|----------|----------------|-----------|--------|
| 8,09% | 0,1631 | 30,699433 | 0,0656 |
| 0,01% | 0,0009 | 30,699433 | 0,5868 |
| 0,26% | 0,0893 | 30,699433 | 1,110 |
| 0,56% | 0,1579 | 30,699433 | 0,9124 |
| 2,01% | 0 | 30,699433 | 0 |
| 1 | 36,1705 | | |

| Xn | BM.Xn | ρg (kg/l) | ρg (kg/m³) |
|-----------|----------------|------------------|------------------------------|
| 8,97% | 2,8691 | 0,0934 | 93,4581 |
| 91,03% | 16,3997 | 0,5342 | 534,2029 |
| 1 | 19,2688 | 0,6276 | 627,6611 |

3. Menghitung Viskositas masing-masing komponen

$$T = 650^{\circ}\text{C} = 923,15 \text{ K}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

| Komponen | BM (g/mol) | μgas @ 850 C (μP) | μgas @ 850 C (cP) | μgas @ 850 C (kg/m.s) |
|------------------|-------------------|--------------------------|--------------------------|------------------------------|
| CO ₂ | 44,010 | 4.3479E+02 | 4.3479E-02 | 4.3479E-05 |
| CO | 28,010 | 5.5560E+03 | 5.5560E-01 | 5.5560E-04 |
| H ₂ | 2,016 | 2.2449E+02 | 2.2449E-02 | 2.2449E-05 |
| H ₂ O | 18,015 | 4.2457E+02 | 4.2457E-02 | 4.2457E-05 |
| H ₂ S | 34,082 | 3.9902E+02 | 3.9902E-02 | 3.9902E-05 |
| N ₂ | 28,013 | 4.5147E+02 | 4.5147E-02 | 4.5147E-05 |
| Abu | 0 | 4.2457E+02 | 4.2457E-02 | 4.2457E-05 |
| O ₂ | 31,999 | 5.3289E+02 | 5.3289E-02 | 5.3289E-05 |
| Total | | | | 0.00010 |

4. Ukuran Partikel Padatan

$$32 \text{ mesh} = 0,500 \text{ mm}$$

$$200 \text{ mesh} = 0,074 \text{ mm}$$

$$D_p = (0,500 + 0,074) / 2$$

$$= 0,287 \text{ mm}$$

$$= 287 \mu\text{m}$$

$$= 0,000287 \text{ m}$$

$$= 0,0287 \text{ cm}$$

5. Menghitung Kecepatan fluidisasi minimum (Umf)

$$\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} = \left[(28.7)^2 + 0.0494 \left(\frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right) \right]^{1/2} - 28.7$$

(Kunii, p 70)

$$Re_{p,mf} = [(28.7)^2 + 0.0494 Ar]^{1/2} - 28.7$$

(Lunii, p 70)

$$\frac{dp \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} = \left[(33.7)^2 + \frac{(0.0408) \cdot (dp)^3 \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7$$

(Fine)

(Kunii, p 70)

ρ_s

$$= 0,929 \text{ g/cm}^3$$

$$= 929 \text{ kg/m}^3$$

ρ_{campuran}

$$= 1556,661128 \text{ kg/m}^3$$

Ar

$$= Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

$$= 4779,83$$

Rep,mf

$$= Re_{p,mf} = [(33.7)^2 + 0.0408 Ar]^{1/2} - 33.7$$

$$= 2,7788$$

Umf

$$= u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{150 \mu} \frac{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2}{1 - \epsilon_{mf}}, \quad Re_{p,mf} < 20$$

$$= 0,0015 \text{ m/s}$$

6. Menghitung kecepatan terminal (Ut)

Sphericity of coal = 0,63

(Kunii, p 62)

Emf = 0,4833

$$C_D = \frac{10}{\text{Re}_p^{0.5}} \quad 0.4 \leq \text{Re}_p \leq 500$$

$$C_D = 5,9988 \quad \text{dimensionless}$$

$$u_t = \left[\frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2}$$

(Kunii, p 80)

$$u_t = 0,0173 \text{ m/s}$$

$$= 1,7324 \text{ cm/s}$$

7. Menghitung diameter zona reaksi (dt)

Agar partikel dapat jatuh, maka kecepatan pada gas fluidisasi harus di bawah kecepatan terminal (U_t).

$$U_{mf} = 0.15 \text{ cm/s}$$

$$= 0.001 \text{ m/s}$$

$$U_t = 1,7324 \text{ cm/s}$$

$$= 0,0173 \text{ m/s}$$

$$Q = \frac{m}{\rho g}$$

$$= 77,0153 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0213 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$dt = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} \quad A = \frac{Q}{U_0}$$

Asumsi $10 \cdot U_{mf}$

$$U_0 = 0.096 \text{ m/s}$$

$$A = 0.22 \text{ m}^2$$

$$dt = 0.53 \text{ m}$$

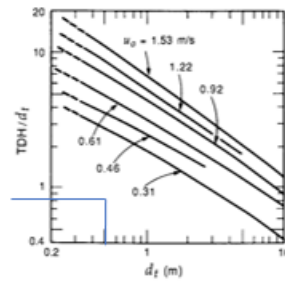


FIGURE 5
Correlation for estimating the TDH for fine particle (Geldart A) beds; adapted from Zenz and Weil [21].

8. Menghitung Transport Disengaging Height (TDH)

$$TDH/dt = 0,5$$

(Fig.5, Kunii, Pg.173)

$$TDH = 0,2670 \text{ m}$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 0,3204 \text{ m}$$

9. Menghitung Dimensi Shell

a. Menghitung Tebal Shell (Ts)

$$t = \frac{Pr}{(f.E - 0.6P)} + C$$

(Brownell & Young, pg 254)

$$dt = 0,534 \text{ m}$$

$$= 21,028 \text{ in}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$= 44,09 \text{ psi}$$

$$r_i = dt/2$$

$$= 10,514 \text{ in}$$

$$E = 0,85 \text{ double welded butt joint}$$

$$f = 1000 \text{ psi}$$

$$c = 0,125$$

$$ts \text{ standar} = 0,688 \text{ in}$$

$$= 0,017 \text{ m}$$

$$ts = 0,75 \text{ in}$$

$$= 3/4 \quad (\text{Brownell p.88 tabel 5.6})$$

b. Menghitung Tebal *Head* Bawah (th)

$$OD = ID + 2ts = 22,528 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell pg.91*

$$OD = 24 \text{ in}$$

$$ts = 0,75 \text{ in}$$

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

$$\text{jari-jari shell (r)} = 24 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$W = 2,083 \text{ in}$$

$$th = \frac{P.rc.W}{2f.E - 0,2W}$$

$$\text{th head} = 1,303 \text{ in}$$

$$= 1,375 \text{ in} = 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

c. Menghitung Tinggi *Head* Bawah (Lh) :

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

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

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

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

$$OA = t + b + sf$$

(*Brownell & Young, p 87*)

$$ID = 21,028 \text{ in}$$

$$a = 10,514 \text{ in}$$

$$AB = 8,264 \text{ in}$$

$$BC = 21,75 \text{ in}$$

$$AC = 20,119$$

$$b = 3,881$$

$$sf = 1,5$$

(Table 5.6 Brownell&Young pg.88)

$$OA = 6,685$$

Dengan faktor keamanan 20%, Lh = 8,022 in

$$Lh = 0.204 \text{ m}$$

d. Menghitung Tebal *Head* Atas (th)

$$OD = df + 2ts$$

$$OD = 0,773 \text{ m}$$

$$= 30,442 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell pg. 91

$$OD = 30 \text{ in}$$

$$icr = 1,875 \text{ in}$$

$$r = 30 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$w = 2,75 \text{ in}$$

$$th = \frac{P.rc.W}{2f.E - 0,2W}$$

$$th \text{ head} = 1,590 \text{ in}$$

$$th \text{ standar} = 1,625 \text{ in} = 1 \text{ (5/8) in}$$

e. Menghitung Tinggi *Head* Atas (Lh) :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\
 BC &= r - (icr) \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 OA &= t + b + sf
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, p 87)

| | | |
|--------------------------------|-------------|-----------------------|
| ID | = 29,066 in | |
| a | = 14,533 in | |
| AB | = 12,658 in | |
| BC | = 28,125 in | |
| AC | = 25,116 | |
| b | = 4,884 | |
| sf | = 1,5 | (Table 5.6 B&Y pg.88) |
| OA | = 7,974 | |
| Dengan faktor keamanan 20%, Lh | = 9,569 in | |
| Lh | = 0,243 m | |

10. Menghitung Tinggi Zona Reaksi (It)

$$K_{f12} = \left[\frac{\gamma_b K_{r12} + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc,A}} + \frac{1}{\gamma_c K_{r12} + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce,A}} + \frac{1}{\gamma_e K_{r12}}}}} }{1 - \epsilon_f} \right]$$

a. Menghitung Kecepatan Gelembung (U_b)

$$u_{br} = 0.711(gd_b)^{1/2}$$

$$u_b = u_o - u_{mf} + u_{br}$$

(Fig. 14, Kunii, pg. 131)

$$\begin{aligned}
 U_0 &= 0,096 \text{ m/s} \\
 U_{mf} &= 0,0015 \text{ m/s} \\
 U_0 - U_{mf} &= 0,0941 \text{ m/s} \\
 d_b &= 0,045 \text{ m} \\
 U_{br} &= 0,4722 \\
 U_b &= 0,5662 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_{mf}/\epsilon_{mf} &= 0,0030 \text{ m/s} \\
 5U_{mf}/\epsilon_{mf} &= 0,0152 \text{ m/s} \\
 U_0 - U_{mf} &= 0,2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Height of Bubbling Beds (δ)

$$u_b > 5u_{mf}/\epsilon_{mf}$$

$$\delta = 0,1665$$

$$\delta (U_0 \gg U_{mf}) = 0,1687$$

c. Menghitung rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung

$$\gamma_b = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta) \cdot 0,015}{\delta}$$

$$\gamma_b = 0.005$$

(Kunii, p 158)

$$\begin{aligned}
 \gamma_b &= 0,005 \\
 &= 0,0387
 \end{aligned}$$

d. Menghitung rasio padatan yang terdispersi dalam gas dan volume gelembung dalam bed

$$f_c = \frac{\text{volume of cloud}}{\text{volume of bubble}} = \frac{V_c}{V_b} = \frac{3u_f}{u_{br} - u_f} = \frac{3u_{mf}/\epsilon_{mf}}{u_{br} - u_{mf}/\epsilon_{mf}}$$

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf})(f_c + f_w) = (1 - \epsilon_{mf}) \left[\frac{3}{u_{br}\epsilon_{mf}/u_{mf} - 1} + f_w \right]$$

$$f_c = 0,02$$

$$f_w = 0,2$$

(Fig.5.8, Kunii)

$$\gamma_c = 0,113$$

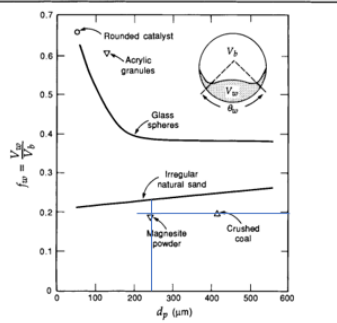


FIGURE 8
Wake angle δ_w and wake fraction of three-dimensional bubbles at ambient conditions; evaluated from x-ray photographs by Rowe and Partridge [18].

- e. Menghitung rasio antara padatan yang terdispersi dalam emulsi dan volume gelembung dalam *bed*

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - \gamma_b - \gamma_c$$

$$\gamma_e = 2,4331$$

- f. Menghitung koefisien perpindahan massa *bubble* dan *cloud* (K_{bc})

$$D_v = \frac{1.013 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1.75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b} \right)^{\frac{1}{2}}}{P \left[(\sum_a v_i)^{\frac{1}{3}} + (\sum_b v_i)^{\frac{1}{3}} \right]^2}$$

$$K_{bc} = 4.5 \left(\frac{u_{mf}}{d_b} \right) + 5.85 \left(\frac{g^{1/2} g^{1/4}}{d_b^{5/4}} \right)$$

D_v = Diffusivity (m²/s)

T = Temperature (K)

M_a, M_b = Molecular masses of components a and b

P = Total Pressure (bar)

$\sum v_i a, \sum v_i b$ = Summation of the special diffusion

Table 8.5. Special atomic diffusion volumes (Fuller *et al.*, 1966)

| Atomic and structural diffusion volume increments | | | |
|---|-------|-------------------------------|-------|
| C | 16.5 | Cl | 19.5* |
| H | 1.98 | S | 17.0* |
| O | 5.48 | Aromatic or hetrocyclic rings | -20.0 |
| N | 5.69* | | |

Diffusion volumes of simple molecules

| | | | |
|----------------|-------|---------------------------------|--------|
| H ₂ | 7.07 | CO | 18.9 |
| D ₂ | 6.70 | CO ₂ | 26.9 |
| He | 2.88 | N ₂ O | 35.9 |
| N ₂ | 17.9 | NH ₃ | 14.9 |
| O ₂ | 16.6 | H ₂ | 12.7 |
| Air | 20.1 | CCL ₂ F ₂ | 114.8* |
| Ne | 5.59 | SF ₆ | 69.7* |
| Ar | 16.1 | Cl ₂ | 37.7* |
| Kr | 22.8 | Br ₂ | 67.2* |
| Xe | 37.9* | SO ₂ | 41.1* |

*Value based on only a few data points

| | |
|----------------------------------|---------------------------------|
| T | = 650 °C |
| | = 1123,15 K |
| P | = 3 atm |
| | = 3,039 bar |
| MH ₂ O | = 18.015 kg/kmol |
| MBatubara | = 119.170 kg/kmol |
| ∑v _i H ₂ O | = 9,44 |
| ∑v _i Batubara | = 1362,48 |
| φ (Koefisien difusi gas) | = 0,000004353 m ² /s |
| Kbc | = 1,1888 s ⁻¹ |
| T | = 650 °C |
| | = 1123,15 K |
| P | = 3 atm |
| | = 3,039 bar |
| MCO | = 28,010 kg/kmol |
| MCO ₂ | = 44,010 kg/kmol |
| ∑v _i CO ₂ | = 27,46 |

$$\sum v_i \text{ CO} = 21,98$$

$$\phi \text{ (Koefisien difusi gas)} = 0,00003724 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$K_{bc} = 3,1945 \text{ s}^{-1}$$

g. Menghitung koefisien perpindahan massa *bubble* dan *emulsion* (K_{ce})

$$K_{ce} = 6.77 \left(\frac{\rho \epsilon_{mf} (0.711) (g d_b)^{1/2}}{d_b^3} \right)^{1/2} = 6.77 \left(\frac{\rho \epsilon_{mf} u_{br}}{d_b^3} \right)^{1/2}, \quad [\text{s}^{-1}]$$

$$K_{ce} = 0,7069 \text{ s}^{-1}$$

$$\epsilon_f = \delta + (1 - \delta) \epsilon_e \quad \text{or} \quad 1 - \epsilon_f = (1 - \delta)(1 - \epsilon_e)$$

$$1 - \epsilon_f = 0,4306$$

$$\begin{array}{ll} \epsilon_e \approx \epsilon_{mb}, & \text{for Geldart A solids} \\ \epsilon_e \approx \epsilon_{mf}, & \text{for Geldart B and D solids} \end{array}$$

$$\begin{aligned} k &= (0,92 \cdot \exp(-454,3/T)) \\ &= 36,8359 \text{ s}^{-1} \end{aligned}$$

$$L_m(1 - \epsilon_m) = L_{mf}(1 - \epsilon_{mf}) = L_{mb}(1 - \epsilon_{mb}) = L_f(1 - \epsilon_f)$$

for fixed bed at u_{mf} at u_{mb} for bubbling bed

$$L_f(1 - \epsilon_f)$$

$$L_f = (1 - \epsilon_f)$$

$$L_f = 0,43$$

$$X_a = 99\%$$

$$Ca = Ca_0(1 - X_a)$$

$$Ca_0/Ca = 1/(1 - X_a)$$

$$\ln Ca_0/Ca = \ln 1/(1 - X_a)$$

$$\ln Ca_0/Ca = 4,6051$$

$$k t = 15,1390$$

$$= 1,4146$$

$$= 4,2364$$

$$= 1,4249$$

$$= 2,1302$$

$$k t = 1,2240$$

11. Diameter Tinggi dan Diameter Freeboard

Untuk menghindari terjadinya aliran partikel padat pada Freeboard, maka kecepatan gas pada freeboard harus lebih kecil daripada ut ($u_c > u_t$)

$$A_f = \frac{Q}{U}$$

$$U_t = 0,0173 \text{ m/s}$$

$$\text{Asumsi } U_c = 0,050 \text{ m/s}$$

$$A_f = 0,428 \text{ m}^2$$

$$D_f = \left[\frac{4 \cdot A_f}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$D_f = 0,7382 \text{ m}$$
$$= 29,0659 \text{ in}$$

Asumsi :

$$N_{or} = \frac{1}{l_{or}^2}$$

(Kunii, pg. 130)

$$l_{or} = 0.1 \text{ m}$$

$$= 10 \text{ cm}$$

$$N_{or} = 100 \text{ m}$$

$$= 10000 \text{ cm}$$

12. Menghitung Dimensi Gas Distribution Plate

a. Menghitung Dimensi Gas

$$\frac{L_{mf}}{L_f} = 1 - \delta$$

$$L_{mf} = 0,3588$$

$$\frac{\Delta p_b}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c}$$

$$\Delta P_b = 61,912 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0.006 \text{ atm}$$

b. Menghitung Koefisien Orifice (Nre)

$$Re_t = d_t u_o \rho_g / \mu$$

(Kunii, p 105)

| | | | | | | |
|------------|------|------|------|------|------|-------|
| Re_t | 100 | 300 | 500 | 1000 | 2000 | >3000 |
| $C_{d,or}$ | 0.68 | 0.70 | 0.68 | 0.64 | 0.61 | 0.60 |

$$Ret = 5145,8384$$

Berdasarkan Tabel pada buku Kunii, pg.105, maka :

$$Ret > 3000$$

$$C_{d,or} = 0,6$$

c. Menghitung Kecepatan Gas melalui Orifice (Uor)

$$u_{or} = C_{d,or} \left(\frac{2\Delta p_d}{\rho_g} \right)^{1/2}$$

(Kunii, p 105)

$$U_{or} = 0,2664 \text{ m/s}$$

d. Menghitung Jumlah Lubang (Nor)

$$d_{or} = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{u_o}{u_{or}} \right) \left(\frac{1}{N_{or}} \right) \right]^{1/2}$$

(Kunii, p 105)

$$d_{or} = 0,0675 \text{ m}$$

$$N_{or} = \frac{4 \cdot U_o}{\pi \cdot U_{or} \cdot d_{or}^2}$$

$$N_{or} = 100 \text{ m}^2$$

13. Menghitung Tinggi pada fluidisasi minimum

$$\frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{10.978 \cdot (U_f - U_{mf})^{0.738} \cdot \rho_p^{0.376} \cdot dp^{1.006}}{U_{mf}^{0.937} \cdot \rho_f^{0.126}}$$

$$1.2 < \frac{H}{H_{mf}} < 1.4$$

(bubbling fluidized bed)

$$U_{mf} = 0,0015 \text{ m/s}$$

$$H/H_{mf} = 1,3$$

$$\begin{aligned}
 &= 7,851 \\
 1,3 &= 7,851 \times (U_f - U_{mf})^{0,738} \\
 1,3 &= 1 + 7,851 \times (U_f - U_{mf})^{0,738} \\
 0,3 &= 7,851 \times (U_f - U_{mf})^{0,738} \\
 0,038 &= (U_f - U_{mf})^{0,738} \\
 0,012 &= U_f - U_{mf} \\
 0,012 &= U_f - 0,0015 \\
 U_f &= 0,013 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

(Fluidization velocity during gasification)

| | |
|---|--|
| $\frac{H_{mf}}{H_0} = \frac{(1 - \epsilon_0)}{1 - \epsilon_{mf}}$ | $\epsilon_{mf} = \epsilon_0 \times 10\%$ |
| | $H_{mf} = H_0 \times 10\%$ |

$$\begin{aligned}
 \epsilon_{mf} &= \epsilon_0 \times 10\% \\
 H &= 0,517 \text{ m} = 20,3393 \text{ in} \\
 H/H_f &= 1,3 \\
 0,517/H_f &= 1,3 \\
 H_{mf} &= 0,398 \text{ m} \quad (\text{Height at minimum velocity}) \\
 H_t &= TDH + H \\
 &= 0,784 \text{ m} \quad (\text{Overall height of the reaction chamber}) \\
 H_r &= TDH + H_{mf} + H_h \\
 &= 18,255 \quad (\text{Tinggi reaktor pada zona reaksi})
 \end{aligned}$$

14. Menghitung Waktu Tinggal dalam reaktor

| | |
|--|--|
| $K_r \tau = K_r \frac{L_i(1 - \epsilon_i)}{u_o}, \quad i = m, f, \text{ or } mf$ | $\tau = \frac{L_i(1 - \epsilon_i)}{u_o}$ |
|--|--|

$$\begin{aligned}
 t &= 2,151 \text{ s} \\
 &= 129,05 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

15. Menghitung Volume dalam reaktor

Volume reaktor adalah volume vessel + volume head (*Brownell & Young*)

$$\begin{aligned} V \text{ head atas} &= \boxed{0,000049 \times (Df)^2 \times Lf} \\ &= 0,0004043 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ TDH} &= \boxed{\frac{\pi}{4} \times (Df)^2 \times (L_{TDH} - Lf) + \frac{\pi}{3} \times Lf \times \frac{1}{4} (Df^2 + Df \times Dt + Dr^2)} \\ &= 0,2990179 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ reaksi} &= \boxed{\frac{\pi}{4} \times (Dt)^2 \times Lt} \\ &= 0,2741197 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ head bawah} &= \boxed{0,000049 \times (Df)^2 \times Lf} \\ &= 0,0000327 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total volume reaktor} &= 0,573574 \text{ m}^3 \\ &= 573,57 \text{ liter} \end{aligned}$$

16. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} Hr &= TDH + Hmf + Hh \\ &= 17,857 \text{ m} \end{aligned}$$

PERANCANGAN REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

Fungsi : Tempat berlangsungnya sintesis metanol dari *syngas*.

Jenis : *Reaktor Fixedbed Multitube*

Fase : Gas – Gas

a. Kondisi Operasi

Suhu (T) = 200 °C

Tekanan (P) = 3 atm

Reaksi yang terjadi :

Reaksi 1 : $CO + 2H_2 \leftrightarrow CH_3OH$

Reaksi 2 : $CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O$

b. Jenis Reaktor

Jenis reaktor yang digunakan adalah *non isothermal non adiabatic fixedbed multitube reactor*. Reaktor ini dipilih karena cocok untuk reaksi yang berlangsung pada fase gas, berjalan cepat, bersifat eksotermis dan kondisi suhu tinggi. *Multitube* dipilih karena baik untuk transfer panas, karena reaksi termasuk *highly exothermic*.

c. Menentukan Jenis Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah Dowtherm A karena mempunyai range suhu mendinginkan dari 40 – 132,41°C.

d. Menentukan Jenis Katalis

- Bahan Katalis : $CuO - ZnO - Al_2O_3$
- Diameter : 15,875 mm
- Bulk density : 1980 kg/m^3
- Porositas : 0,13

(www.alibaba.com)

e. Menentukan Dimensi Reaktor

1. Neraca Massa Reaktor

| Komponen | BM | Input | | Output | |
|--------------------|--------|----------------------------|-------------------------------|----------------------------|-------------------------------|
| | | Mass Flow Rate (kg/jam) | Molar Flow Rate (kmol/jam) | Mass Flow Rate (kg/jam) | Molar Flow Rate (kmol/jam) |
| CO | 28,010 | 18856,424 | 62,700 | 698,073 | 2,321 |
| H ₂ | 2,016 | 7095,495 | 23,593 | 2152,653 | 7,158 |
| CO ₂ | 44,010 | 59255,355 | 197,030 | 42308,323 | 140,679 |
| H ₂ O | 18,015 | 494,421 | 1,644 | 6948,224 | 23,104 |
| N ₂ | 28,013 | 11,146 | 0,037 | 494,421 | 1,644 |
| CH ₃ OH | 32,042 | 0,000 | 0,000 | 33111,146 | 110,098 |
| TOTAL | | 85712,84 | 225,40 | 285,004 | 85712,84 |

2. Menentukan Yi

| Komponen | BM | Fi (kg/jam) | ni (kmol/jam) | Yi | Bmi x Yi |
|------------------|--------|----------------|------------------|-------------|-------------|
| CO | 28,01 | 18856,424 | 62,700 | 0,219995326 | 6,162069089 |
| H ₂ | 2,016 | 7095,495 | 23,593 | 0,08278217 | 0,166888855 |
| CO ₂ | 44,01 | 59255,355 | 197,030 | 0,691324121 | 30,42517455 |
| H ₂ O | 18,015 | 494,421 | 1,644 | 0,005768343 | 0,103916703 |
| N ₂ | 28,013 | 11,146 | 0,037 | 0,00013004 | 0,003642809 |
| TOTAL | | 85712,841 | 285,004 | 1,000 | 36,862 |

3. Menentukan Z umpan Reaktor

| Komponen | BM | Yi | Pc (Bar) | Pc (atm) | Tc (K) |
|------------------|--------|-------|----------|----------|----------|
| CO | 28,01 | 0,220 | 34,990 | 34,532 | 132,920 |
| H ₂ | 2,016 | 0,083 | 13,130 | 12,958 | 33,180 |
| CO ₂ | 44,01 | 0,691 | 73,820 | 72,855 | 304,190 |
| H ₂ O | 18,015 | 0,006 | 220,550 | 217,666 | 647,130 |
| N ₂ | 28,013 | 0,000 | 33,940 | 33,496 | 126,100 |
| TOTAL | | 1,000 | 376,430 | 371,507 | 1243,520 |

| Komponen | BM | w | Yi.BM | Yi.Pc | Yi.Tc | Yi.w |
|----------|--------|-------|--------|--------|---------|-----------|
| CO | 28,01 | 0,066 | 6,162 | 7,597 | 29,242 | 0,015 |
| H2 | 2,016 | 0,220 | 0,167 | 1,073 | 2,747 | 0,018 |
| CO2 | 44,01 | 0,228 | 30,425 | 50,366 | 210,294 | 0,158 |
| H2O | 18,015 | 0,345 | 0,104 | 1,256 | 3,733 | 0,0019901 |
| N2 | 28,013 | 0,040 | 0,004 | 0,004 | 0,016 | 0,000005 |
| TOTAL | | 0,899 | 36,862 | 60,296 | 246,032 | 0,192 |

$$T_c \text{ umpan} = 246,032 \text{ K}$$

$$P_c \text{ umpan} = 60,296 \text{ atm}$$

$$T_r = T/T_c = 1,9231$$

$$P_r = P/P_c = 0,8292$$

$$P_r/T_r = 0,4312$$

Dari harga $T_r = 1.9231$ dan $P_r = 0.8292$ berdasarkan Fig. 3.15 (Smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3 sampai 7.

$$B^0 = \frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{P_r}{T_r} \right)$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1.4}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4.2}}$$

| Komponen | Yi | Tr | Pr | Bo | B1 |
|----------|--------|---------|--------|---------|---------|
| CO | 0,2200 | 3,5597 | 1,4479 | 0,0277 | 0,1382 |
| H2 | 0,0828 | 14,2601 | 3,8585 | 0,0770 | 0,1390 |
| CO2 | 0,6913 | 1,5554 | 0,6863 | -0,1251 | 0,1121 |
| H2O | 0,0058 | 0,7312 | 0,2297 | -0,6135 | -0,5018 |
| N2 | 0,0001 | 3,7522 | 1,4927 | 0,0321 | 0,1383 |
| TOTAL | 1,0000 | 23,8585 | 7,7152 | -0,6018 | 0,0258 |

| Komponen | BPc/RTc | Pr/Tr | Z | Yi.Z |
|----------|---------|--------|--------|--------|
| CO | 0,0368 | 0,4068 | 1,0150 | 0,2233 |

| | | | | |
|-------|--------------|--------|-------------|-------------|
| H2 | 0,1076 | 0,2706 | 1,0291 | 0,0852 |
| CO2 | -0,0996 | 0,4412 | 0,9561 | 0,6610 |
| H2O | -0,7866 | 0,3142 | 0,7529 | 0,0043 |
| N2 | 0,0377 | 0,3978 | 1,0150 | 0,0001 |
| TOTAL | -0,704140267 | 1,831 | 4,767991325 | 0,973903246 |

4. Menentukan Volume Gas Masuk Reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

Vg = Laju alir volumetrik, cm^3/dtk

n = mol umpan, mol/dtk = 1.026,0138 $mol/detik$

R = Konstanta gas, $cm^3 \cdot atm / gmol \cdot K$ = 82,050 $cm^3 \cdot \frac{atm}{gmol} \cdot K$

T = temperatur, K = 473,15 K

P = Tekanan, atm = 3 atm

Dengan persamaan diatas, didapatkan nilai :

$$Vg = 775.847,668 \text{ cm}^3 / detik$$

$$= 0,7758 \text{ m}^3 / detik$$

5. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

Dengan persamaan diatas, didapatkan nilai :

$$P = 0,04875 \text{ gram/cm}^3$$

6. Menentukan Viskositas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

Dengan rumus :

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2$$

| Komponen | Y_i | η_{gas} mikropoise | μ_{gas} ($kg/s \cdot m$) | μ_{gas} ($kg/jam \cdot m$) | μ_{gas} lb/ft.jam |
|----------|-----------------|----------------------------|-----------------------------------|-------------------------------------|--------------------------|
| CO | 0,21999 5326 | 244,546 | 2,E-05 | 0,088 | 2,E-05 |

| | | | | | |
|-------|-----------------|----------|--------|-------|--------|
| H2 | 0,08278 217 | 120,723 | 1,E-05 | 0,043 | 1,E-05 |
| CO2 | 0,69132 4121 | 245,190 | 2,E-05 | 0,088 | 2,E-05 |
| H2O | 0,00576 8343 | 162,529 | 2,E-05 | 0,059 | 1,E-05 |
| N2 | 0,00013 004 | 245,234 | 2,E-05 | 0,088 | 2,E-05 |
| TOTAL | 1 | 1018,222 | 1,E-04 | 0,367 | 9,E-05 |

| Komponen | $y_i \cdot \mu_{gas}$ (kg/s.m) | $y_i \cdot \mu_{gas}$ (kg/jam.m) | $y_i \cdot \mu_{gas}$ lb/ft.jam | η gas mikropoise |
|----------|-----------------------------------|-------------------------------------|------------------------------------|--------------------------|
| CO | 5,380E-06 | 0,019368 | 5,E-06 | 53,799040 |
| H2 | 9,994E-07 | 0,003598 | 9,E-07 | 9,993698 |
| CO2 | 1,695E-05 | 0,061022 | 1,E-05 | 169,505950 |
| H2O | 9,375E-08 | 0,000338 | 8,E-08 | 0,937521 |
| N2 | 3,189E-09 | 0,000011 | 3,E-09 | 0,031890 |
| TOTAL | 2,343E-05 | 8,4337E-02 | 2,0409E-05 | 2,3427E+02 |

$$\mu_{gas} = 2,3427E-05 \text{ kg/s.m}$$

$$= 0,000234268 \text{ gr/cm.s}$$

7. Menghitung Kondiktivitas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, Carl L.Yaws

Dengan rumus :

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

$$T = 473,15 \text{ K}$$

$$T^2 = 223.870,9225 \text{ K}$$

| Komponen | Y_i | k_{gas} (W/m.K) | $Y_i \cdot k_{gas}$ (W/m.K) |
|----------|--------|----------------------|-----------------------------|
| CO | 0,2200 | 0,0363 | 0,0080 |
| H2 | 0,0828 | 0,2422 | 0,0201 |
| CO2 | 0,6913 | 0,0313 | 0,0216 |
| H2O | 0,0058 | 0,0339 | 0,0002 |
| N2 | 0,0001 | 0,0366 | 0,0000 |

| | | | |
|-------|--------|--------|--------|
| TOTAL | 1,0000 | 0,3803 | 0,0499 |
|-------|--------|--------|--------|

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 4,99\text{E-}02 \text{ W/m.k} \\
 &= 0,179556 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,042886 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,000119 \text{ kal/detik.cm.K}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan Kapasitas Panas Gas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, Carl L.Yaws

Dengan rumus :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$T_{ref} = 298,18 \text{ K}$$

$$T = 473,15 \text{ K}$$

$$T^2 = 223.870,9225 \text{ K}$$

| Komponen | Yi | BM | Cp kJ/kg.K | Cpi =yi.Cp kJ/kg.K |
|----------|-------------|--------|---------------|-----------------------|
| CO | 0,219995326 | 28,01 | 1,06273 | 0,23380 |
| H2 | 0,08278217 | 2,016 | 14,51098 | 1,20125 |
| CO2 | 0,691324121 | 44,01 | 0,98816 | 0,68314 |
| H2O | 0,005768343 | 18,015 | 1,93960 | 0,01119 |
| N2 | 0,00013004 | 28,013 | 1,05234 | 0,00014 |
| TOTAL | 1 | | 19,55381 | 2,12951 |

| Komponen | Yi | BM | Cp (joule/mol.K) | Cp (kjoule /kmol.K) |
|----------|-------------|--------|---------------------|------------------------|
| CO | 0,219995326 | 28,01 | 29,76708 | 29,76708 |
| H2 | 0,08278217 | 2,016 | 29,25413 | 29,25413 |
| CO2 | 0,691324121 | 44,01 | 43,48893 | 43,48893 |
| H2O | 0,005768343 | 18,015 | 34,94183 | 34,94183 |
| N2 | 0,00013004 | 28,013 | 29,47930 | 29,47930 |
| TOTAL | 1 | | 166,93127 | 166,93127 |

| Komponen | Fi (kg/jam) | Fi.Cpi (Kjoule/jam.K) | Cp.yi (Kjoule/kmol.K) |
|----------|-------------|-----------------------|-----------------------|
| CO | 18856,424 | 20039,2942 | 6,5486 |
| H2 | 7095,495 | 102962,5808 | 2,4217 |
| CO2 | 59255,355 | 58553,7881 | 30,0649 |
| H2O | 494,421 | 958,9772 | 0,2016 |
| N2 | 11,146 | 11,7295 | 0,0038 |
| TOTAL | 85712,841 | 182526,3699 | 39,2407 |

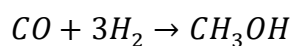
$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 39,241 \text{ Kjoule/kmol.K} \\
 &= 182.526,370 \text{ Kjoule/jam.K} \\
 &= 2,130 \text{ Kjoule/kg.K}
 \end{aligned}$$

9. Menentukan ΔH_R

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

$$\begin{aligned}
 T_{umpan} &= 473,15 \text{ K} \\
 T_{ref} &= 298,15 \text{ K} \\
 T^2 &= 223.870,9225 \text{ K} \\
 T^3 &= 105.924.527 \text{ K} \\
 T^4 &= 50.118.189.941 \text{ K}
 \end{aligned}$$

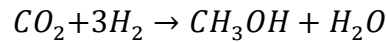
| Komponen | ΔH_f (kj/mol) | ΔH_f (kj/kmol) | ΔH (j/mol) | ΔH (kj/kmol) |
|----------|-----------------------|------------------------|--------------------|----------------------|
| CO | -110,54 | -110540 | 5146,069536 | 5146,069536 |
| H2 | 0 | 0 | 5089,445681 | 5089,445681 |
| CO2 | -393,51 | -393510 | 7186,238024 | 7186,238024 |
| H2O | -241,8 | -241800 | 5994,531479 | 5994,531479 |
| N2 | 0 | 0 | 5122,685609 | 5122,685609 |
| CH3OH | -201,17 | -201170 | 8892,494593 | 8892,494593 |
| TOTAL | -947,02 | -947020 | 37431,46492 | 37431,46492 |



$$\begin{aligned}
 \Delta H_r \text{ 298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= -90.630 \text{ kj/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_r = 15.324,9609 \text{ kj/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_p &= 8892,494593 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta H_R &= -6.432,466304 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1536,368847 \text{ kkal/kmol} \quad \text{(Reaksi Eksotermis)}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\Delta H_r \text{ 298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -836.480 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\Delta H_r = 22.454,5707 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_p = 14.887,02607 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = -7567,548993 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -1807,478807 \text{ kkal/kmol} \quad \text{(Reaksi Eksotermis)}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R \text{ Total} &= -14.000,0153 \text{ kkal/kmol} \\ &= -3343,847654 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

10. Katalisator

$$\text{Katalis} = \text{CuO-ZnO-Al}_2\text{O}_3$$

$$\text{Bentuk} = \text{Pelet}$$

$$\text{Diameter} = 0,6 \text{ cm} = 0,006 \text{ m}$$

$$\text{Densitas} = 1,3 \text{ gr/cm}^3 = 1300 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Porositas} = 0,43$$

$$\text{Densitas bulk} = 1,4 \text{ gr/cm}^3 = 1400 \text{ kg/cm}^3$$

11. Menentukan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi serbuk katalisator di bandingkan dengan pipa kosong (hw/h) yang telah diteliti oleh Colburn's yaitu :

| | | | | | | |
|-----------|------|------|------|------|------|------|
| D_p/D_t | 0,05 | 0,10 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,30 |
| hw/h | 5,50 | 7,00 | 7,80 | 7,50 | 7,00 | 6,60 |

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

$$\text{Dipilih } D_p/D_t = 0,15$$

Dimana :

hw : Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp : Diameter katalisator

Dt : Diameter tube

| | |
|------------------------------|---------------------------|
| Jenis Tube | Steel pipe |
| IPS | 1,50 in |
| OD | 1 8/9 in |
| ID | 1,610 in |
| Flow area per tube | 2,040 in ² |
| Sc. Num | 40 ft |
| Surface per lin ft (Outside) | 0,498 ft ² /ft |
| Surface per lin ft (Intside) | 0,422 ft ² /ft |

Jenis = CuO-ZnO-Al₂O₃

Ukuran = D = 0,6 cm

L = 0,6 cm

Density = 1,3 gr/cm³ = 1300 kg/cm³

Bulk density = 1,4 gr/cm³

Bila dinyatakan dalam diameter bola secara ekivalen yang mempunyai volume yang sama dengan silinder (partikel), maka :

VS ($\pi r^2 L$) = 0,16956 cm³

Dp = 06

Dp/Dt = 0,15

Dt = 4 cm = 1,575 in

Dari Hasil Perhitungan, maka dipilih ukuran tube standart : Aaliran dalam pipa adalah aliran transisi, maka $N_{re} = 3100$

$$N_{re} = \frac{Gt \cdot Dt}{\mu}$$

$$Gt = \frac{\mu \cdot NRe}{Dt}$$

Dimana :

N_{re} = 3100

μ = 0,08208 kg/m.jam

Dt = 0,040894 m

G (Umpan Total) = 85.712,814 kg/jam

= 23.809,122 gr/detik

$$Gt = \frac{\mu \cdot NRe}{Dt} = 6.393,192 \frac{kg}{m^2} \cdot jam$$

$$= 0,1728412 \frac{g}{cm^2} \cdot s$$

$$At = \frac{G}{Gt} = 13,406 m^2$$

Ao = Luas Penampang Pipa

$$Ao = \frac{\pi ID^2}{4} = 0,001312771 m^2$$

Nt = (jumlah pipa) max

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao} = 10.212,669 \text{ buah}$$

$$\rho_s = 1,3 \text{ gram/cm}^3$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$BM = 36,862 \text{ g/gmol}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{gmol}} \cdot K$$

$$T \text{ udara} = 303$$

$$P_g = 0,0487$$

$$P \text{ udara} = \frac{\rho_{\text{udara}} \cdot BM_{\text{udara}}}{R \cdot T_{\text{udara}}}$$

$$= 0,0741 \text{ gram/cm}^3$$

Katalis CuO-ZnO-Al₂O₃ :

Bentuk = Pelet

Re = 3100

Fd = 0,4 (Sources : Brownell Young, page 76, fig. 69)

$$V_{\text{max}} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}}$$

$$= 60,183 \text{ cm/det}$$

$$= 2166,592 \text{ m/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho g}$$

$$= 488.417,665 \text{ cm}^3/s$$

$$At = \frac{Q}{V_{\text{max}}}$$

$$= 8.115,526 \text{ cm}^2$$

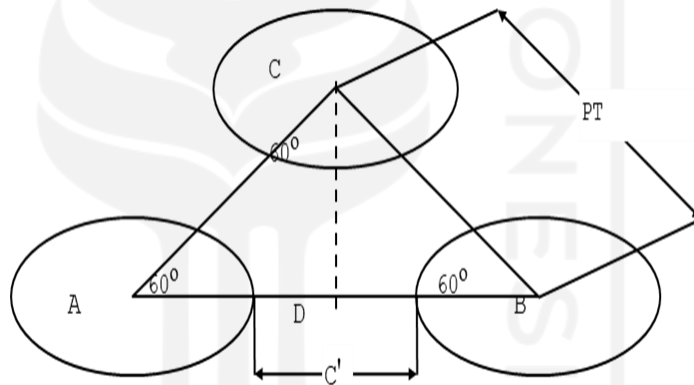
$$Nt \text{ min} = \frac{At}{Ao}$$

$$= 618,198 \text{ buah}$$

$$\text{Diambil } Nt = 618 \text{ buah}$$

12. Menentukan Diameter Reaktor

Pipa (tube) disusun dengan pola '*triangular pitch*' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan *square pitch* (Kern, 1983)



Gambar Susunan Tube dengan pola tringular

$$\begin{aligned} \text{Susunan tube} &= \textit{triangular} \\ \text{Pitch tube (PT)} &= 1,25 \times \text{Odt} \\ &= 2,361111111 \text{ in} \\ &= 5,997222223 \text{ cm} \\ \text{Clarence (C')} &= \text{PT} - \text{ODt} \\ &= 0,472222222 \text{ in} \\ &= 1,199444445 \text{ cm} \end{aligned}$$

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang *shell* total (A total); Luas *shell* = Luas segitiga.

$$A \text{ total} = 2 \cdot Nt \cdot \text{Luas segitiga } ABC$$

$$\frac{\pi}{4} x ID_s^2 = 2 \cdot Nt / \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} x ID_s^2 = 2 \cdot Nt / \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot 0,866 \right)$$

Jadi,

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$= 315,895 \text{ cm}$$

$$= 3,158 \text{ m}$$

$$= 124,368 \text{ in}$$

13. Menentukan Cp Pendingin

Jenis = Downtwrm A
 Suhu (T) = 473,15 K = 200°C
 Tekanan (P) = 50 atm

| | K | C | F |
|--------------|----------|----------|----------|
| T in | 373,15 | 100 | 212 |
| T out | 468,15 | 195 | 383 |
| ΔT | 368,15 | 95 | 203 |

$$C_{pp} = 0,1152 + (0,0003402 \times T)$$

$$= 0,24214563 \text{ Cal/gr.K}$$

$$= 0,436246492 \text{ Btu/lb.K}$$

$$= 0,00053336 \text{ Btu/gr.K}$$

$$= 1,013621607 \text{ J/gr.K}$$

14. Menghitung Densitas Pendingin Pada T in

$$\rho_p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$= 1,002172101 \text{ gram/cm}^3$$

15. Menghitung Konduktivitas Termal Pendingin Pada T in

$$\begin{aligned}
K\rho &= 1,512 - 0,0010387 \times T_{in} \\
&= 1,124409095 \text{ cal/cm jam K} \\
&= 0,4707676 \text{ kJ/m.jam.K} \\
&= 1,160260398 \text{ Btu/ft.jam.F}
\end{aligned}$$

16. Menghitung Viskositas Pendingin Pada T in

$$\begin{aligned}
\mu\rho &= 35,5898 - 0,04212 \times T_{in} \\
\mu\rho &= 19,872722 \text{ gr/cm.jam} \\
&= 0,005520201 \text{ gr/cm.det} \\
&= 1,9872722 \text{ kg/m.jam} \\
&= 1,335383633 \text{ lb/ft.jam}
\end{aligned}$$

17. Menentukan Pendingin yang Dibutuhkan

Pendingin yang dipakai adalah dowtherm A :

$$\text{Suhu steam masuk (T in)} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373,15 \text{ K} = 212 \text{ F}$$

$$\text{Suhu steam keluar (T out)} = 195 \text{ }^\circ\text{C} = 468,15 \text{ K} = 383 \text{ F}$$

$$C_p \text{ downtherm A} = 0,24214563 \text{ Cal/gr.K}$$

$$\begin{aligned}
Q_h &= -286610682,9 \text{ kcal/jam} \\
&= -286610682,9 \text{ kal/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
W_\rho &= \frac{Q_H}{c_p \times \Delta T} \\
&= 12.459.256.674 \text{ gr/jam} \\
&= 12.459.256,67 \text{ kg/jam} \\
&= 3460,904 \text{ kg/s} \\
&= 98.677.312.861 \text{ kg/tahun}
\end{aligned}$$

18. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Overall (Ud)

a. Tube Side

$$\begin{aligned}
C_p &= 39,241 \text{ kj/kmol.K} \\
&= 2,129 \text{ kj/kg.K} \\
&= 0,508 \text{ Btu/lb.F} \\
\mu &= 0,00023 \text{ g/cm.s} \\
&= 0,0566 \text{ lb/ft.h}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
k &= 0,04988 \text{ W/m.k} \\
&= 0,0288 \text{ Btu/ft.h.F} \\
PR &= \frac{c_p \cdot \mu}{k} \\
&= 1 \\
Gt &= 0,177 \frac{\text{gram}}{\text{cm}^2} \cdot \text{detik} \\
Dt &= 4,0894 \text{ cm} \\
Re &= \frac{G_T D_T}{\mu} \\
&= 3100 \\
jH &= 12 \text{ (Dari figure 24 kern, Page 834 didapatkan nilai } jH = 12) \\
hi &= jH \cdot \left[\frac{k}{IDt} \right] \cdot (Pr)^{1/3} \\
&= 2,577 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F \\
hio &= 2,1972 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F
\end{aligned}$$

b. *Shell Side*

Didalam shell digunakan pendingin, dengan spesifikasi sebagai berikut :

Sifat fisis pendingin → *liquid*

$$\begin{aligned}
T &= 373,15 \text{ K} \\
\mu_s &= 19,872722 \text{ gr/cm.jam} \\
&= 0,00552020 \text{ gr/cm.det}
\end{aligned}$$

$$= 1,335383633 \text{ lb/ft.jam}$$

CPs :

$$\begin{aligned}
T &= 373,15 \text{ K} \\
CPs &= 0,24214563 \text{ Cal/gr.K} \\
&= 111,6494645 \text{ btu/lb.F} \\
&= 1,013621607 \text{ J/gr.K}
\end{aligned}$$

Ks :

$$\begin{aligned}
T &= 373,15 \text{ K} \\
Ks &= 1,160260398 \text{ Btu/ft.jam.F}
\end{aligned}$$

Jadi :

$$CPs = 111,6494645 \text{ btu/lb.F}$$

$$\mu_s = 1,335383633 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Ks = 1,160260398 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

Menghitung bilangan Reynold di Shell (Res)

$$IDs \text{ (diameter dalam shell)} = 124,368 \text{ in}$$

$$B \text{ (baffle Spacing)} = 93,276 \text{ in}$$

$(0,75 * IDs)$ Kern, 1965

$$PT \text{ (Pitch Tube)} = 2,361111111 \text{ in}$$

$$C' \text{ (jarak antar tube)} = 0,472222222 \text{ in}$$

$$Ws \text{ (Laju aliran pemanas)} = 12.459.256,67 \text{ kg/jam}$$

$$= 27.467.926,45 \text{ lb/jam}$$

$$a_s = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT}$$

$$As \text{ (flow area pada shell, } ft^2) = 16,111 \text{ in}^2$$

$$= 0,112 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{Ws}{as} = 773.292,543 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$De \text{ (Diameter Equivalen)} = 1,367038217 \text{ in}$$

$$= 0,113915295 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{Gs \cdot De}{\mu_s} = 791,623$$

$$jH = 6$$

(Dari figure 24 kern, Page 834 didapat $jH = 6$)

$$Ho = jH \left(\frac{Ks}{De} \right) \left(\frac{Cps \cdot \mu_s}{ks} \right)^{1/3} = 308,385 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

c. Clean Overall Coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{h_{oo} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 2,1816 \frac{btu}{jam} \cdot ft^2 \cdot F$$

19. Menentukan Rd (*Dirty Factor*)

Dari buku kern, 1983 P. 107 didapatkan :

$$Rd \text{ Shell} = 0,0028 \text{ (Sources : Fig. 29, Kern, Page 839)}$$

$$Rd \text{ Tube} = 0,0003 \text{ (Sources : Fig. 26, Kern, Page 836)}$$

$$Rd = 0,0031 \text{ hr} \cdot ft^2 \cdot F$$

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{1}{Rd + \frac{1}{Uc}} \\ &= 2,167 \frac{btu}{jam} \cdot ft^2 \cdot F \\ &= 10,579 \frac{kcal}{jam} \cdot m^2 \cdot K \\ &= 2,526 \frac{Kj}{jam} \cdot m^2 \cdot K \end{aligned}$$

20. Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan yang digunakan adalah :

- a. Persamaan neraca massa pada elemen volume

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot Nt \cdot \pi \cdot (IDT)^2}{4 \cdot F_{A0}}$$

- b. Persamaan neraca panas pada elemen volume

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dx}{dz} - Ud \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Dimana,

$$\Delta H_R = \Delta H_{R_{298}} + \int_{298}^1 \Delta C_p \cdot dT$$

- c. Persamaan neraca panas pendingin

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{p_p}}$$

- d. Persamaan Pressure drop

$$\frac{dP}{dz} = \frac{Gt}{\rho \cdot gc \cdot Dp} \cdot \frac{(1-\epsilon)}{(\epsilon)^3} \cdot \left(\frac{150 \cdot (1-\epsilon) \cdot \mu}{Dp} + 1,75 \cdot Gt \right)$$

$$(-r_A) = k_o \cdot \exp\left(\frac{-Ea}{R \cdot T}\right) \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1-x)}{F_{T0}}$$

Pendekatan menghitung Pressure Drop dengan menggunakan Ergun Equation.

(Fogler, P. 154)

Dimana :

P = Pressure

ϕ = Porosity

g_c = 32,1740 ft/s².lbf (Conversion factor)

= 4,17E+08 lbf.ft/h².lbf

(recall that for the metric system $g_c = 1.0$)

Dp = Diameter katalis

μ = Viskositas gas

z = Panjang pipa

u = superficial velocity

(volumetric flow:luas area pipa (m/jam))

ρ = densitas gas

G = $\rho \cdot u$

(superficial mass velocity, g/cm².s)

Dt = Diameter pipa

ΔP = Besarnya harus 0.01-0.00001 atm/cm² per tube

atau Pressure Drop total harus 3-15% tekanan total

(Ulrich & H. f Rase)

(Ulrich & H. f Rase)

Persamaan diatas diselesaikan dengan cara euler

Kondisi Masuk Reaktor :

konversi awal (X_0) = 0

posisi awal katalis (Z_0) = 0

Temperature gas di tube (T_0) = 473,15 K

Tekanan masuk pipa (P_0) = 3 Atm

Temperatur pendingin (T_p) = 373,15 K

Temperature referensi (T_{ref}) = 298 K

Laju alir masuk (F_{ao}) = 285,004 kmol/jam
 Aliran total massa masuk (F_{to}) = 85.712,841 kg/jam
 Suhu pendingin masuk shell (T_s) = 373,15 K
 Aliran massa pendingin masuk shell (W_s) = 12.459.256,67 kg/jam
 Diameter dalam tube (I_{dt}) = 0,040894 m
 Diameter luar tube (O_{dt}) = 0,047977778 m
 Jumlah tube (N_t) = 618 buah
 Koef. perpindahan panas overall (U_d) = 2,526 kJ/jam.m².K
 Diameter katalis (D_p) = 0,006 m
 Void Fraction (ϵ) = 0,43
 Panas pembentukan standar (ΔH_R) = -90630 kJ/kmol
 Konstanta kecepatan reaksi (k_o) = 11,28705565 kmol/m³.jam
 Kecepatan massa per satuan luas (G_t) = 6393,192 kg/m².jam
 Konstanta gravitasi (g) = 12.713.760.000 m/jam²
 Kapasitas panas pendingin (cp_p) = 1,013621607 kJ/kg.K
 cp_s = 0,24214563 kal/gr.K
 R_g = 1,987 kal/mol.K

Dari data-data diatas, dapat ditentukan panjang pipa yang nantinya akan memengaruhi tinggi reaktor. Untuk menentukan tinggi reaktor tersebut, dilakukanlah iterasi dengan metode Runge-Kutta yang mana $\Delta Z = 0,6$. Dari hasil iterasi tersebut didapatkan :

| | | |
|-------------------------------|---------|---|
| Konversi (x) | 99 % | |
| Suhu Gas Masuk (T_{in}) | 473,15 | K |
| Suhu Gas Keluar (T_{out}) | 472,847 | K |
| Z (Panjang Pipa Tube) | 9,6 | m |

| | | |
|--------------------------------|---------|-----|
| Tekanan Masuk (P in) | 3 | atm |
| Tekanan Keluar (P out) | 3 | atm |
| Diameter Shell (IDS) | 3,158 | m |
| Suhu Pendingin Masuk (Ts in) | 373,15 | K |
| Suhu Pendingin Keluar (Ts out) | 373,222 | K |

Hasil ini didapatkan setelah iterasi ke-30 yang mana di harapkan konversi reaktor sebesar 99% (Indala ,2001)

21. Mechanical Design

a. Tube

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

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{L} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,67 \text{ in}$$

$$\text{Flow area per tube} = 0,355 \text{ in}^2$$

Surface per lin ft :

$$\text{Outside} = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Inside} = 0,175 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Weight per lin ft} = 1,61 \text{ lb steel}$$

$$\text{Panjang pipa tube} = 377,953 \text{ in}$$

$$\text{Susunan tube} = \text{Triangular pitch}$$

$$\text{Jumlah pipa} = 618 \text{ buah}$$

$$\text{Pitch (jarak antara 2 pusat pipa)} = 2,361111111 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (jarak antara 2 pipa)} = 0,472222222 \text{ in}$$

Cek SC yang dipilih :

$$\text{IDt} = 0,67 \text{ in}$$

$$\text{ODt} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ketebalan} = 0,165 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Tube} = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

$$= 0,125001081 \text{ in}$$

Tekanan yang diijinkan (f) = 17500 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85(double welded butt joint)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

(Sources : Brownell & Young page 342)

b. *Shell*

a) Tekanan Desain (maksimal *over design* 20%)

Tekanan Operasi = 3 atm
= 44,1 psi
= 3,039 bar

Tekanan Desain = 52,92 psi

b) Bahan Konstruksi *Shell*

Dipilih material *Carbon Steel SA 212 Grade B*

(Brownell, P.253)

Dengan pertimbangan bahwa reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun dan juga suhu operasi antara -20 s/d 650°F

c) Tebal Dinding *Shell*

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + c$$

(Sources : Brownell & Young, page 254)

Dimana :

Ts = tebal dinding shell (in)

P = tekanan design (psi)

r = (IDs/2) = radius dalam shell (in)

E = efisiensi sambungan

f = allowable working stress (psi)

c = faktor korosi (in)

Tekanan yang diijinkan (f) = 17500 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Dengan IDs = 124,368 in

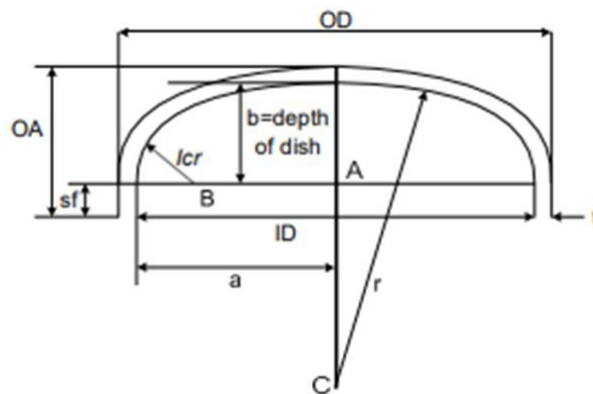
Tebal shell (ts) = 3,948 in

Dipilih tebal dinding standar = 0,625 in
 ODs = IDs + 2 (Tebal *Shell*)
 = 125,618 in
 OD Standar = 125 in

c. Head Reaktor

a) Bentuk *Head*

Bentuk *Head* = *Ellipsoidal Head*



b) Bahan Kontruksi *Head*

Dipilih material *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dengan pertimbangan reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun dan suhu operasi antara -20 s/d 650°F

c) Tebal *Head* (tH)

Untuk *elipstical dished head*, Tebal head dihitung dengan persamaan 13.10 (Brownell and Young, 1959).

$$tH = \frac{pdi}{4fE-0,4p}$$

Dimana,

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diizinkan pada bahan, Psi

C = Joint efficiency, in

E = Corrosion Allowance, in

Dipilih material Carbon Steel SA 283 Grade C, dari Brownell tabel 13.1, P.251 diperoleh :

| | |
|----------------------------|----------------|
| P (Tekanan Design) | = 52,92 psi |
| d (Diameter) | = 124,368 |
| f (Tekanan maksimum) | = 12650 psi |
| | = 12635,3 psig |
| E (Efisiensi Pengelasan) | = 0,85 |
| | = 85% |
| C (Faktor Korosi) | = 0,125 in |
| Tebal head reaktor (tH) | = 2,681 in |
| Dipilih tebal head standar | = 2,5 in |

(T-5.7, Hal. 89, Brownell and Young, 1959)

d) Tinggi Head

Dari tabel 5,7 Brownell hal 90

$$ts = 2,5 \text{ in}$$

Didapat :

$$icr = 7,5 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$a = 0,5 * ID$$

$$= 62,184 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 54,684 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 58,5 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 20,782 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 45,217 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal 88 didapatkan :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 4 \frac{1}{2} \text{ in (1,5 - 4,5 in)}$$

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

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Head (OA)} &= th + b + sf \\
 &= 50,717 \text{ in} \\
 &= 1,288 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e) Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 tR &= \text{Panjang tube} + \text{top tinggi head} \\
 &= 10,888 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Volume Reaktor (VR)

$$\begin{aligned}
 \text{a) Volume head (VH)} &= 0.000049 \times ID_s^3 \\
 &\quad (\text{Sources : Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 94,259 \text{ in}^3 \\
 &= 0,001544 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b) Volume Shell (VS)} &= \frac{\pi}{4} \cdot (ID_s)^2 \cdot z \\
 &= 4.589.086,542 \text{ in}^3 \\
 &= 75,2018 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{c) Volume Reaktor (VR)} &= \text{Vol shell} + (\text{Vol top head}) \\
 &= 4589180.801 \text{ in}^3 \\
 &= 75,203 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{d) Waktu Tinggal (t)} &= V/Q \\
 \text{Volume Tube} &= 133,185 \text{ in}^3 \\
 &= 0,00218 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$Q = 8,128 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$t = 26,848 \text{ s}$$

e. Spesifikasi Nozzle

Dipilih jenis *tube Carbon Steel*

a) Diameter Saluran Gas Umpan

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Dimana :

$$G \text{ (Kecepatan Umpan Masuk)} = 23,809 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas gas umpan mix)} = 48,747 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 373,249 \text{ mm}$$

$$= 14,69 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11, Hal. 844, dipilih ukuran standart (Sch 20) :

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

$$\text{OD} = 16 \text{ in}$$

b) Diameter Saluran Gas Keluar

Komposisi Keluar Reaktor (Gas) :

| Komponen | Kmol/Jam | Yi | BM | BM.Yi |
|----------|----------|-----------|---------|---------|
| CO | 2,321 | 0,0081443 | 28,010 | 0,2281 |
| H2 | 7,158 | 0,0251147 | 2,016 | 0,0506 |
| CO2 | 140,679 | 0,4936054 | 44,010 | 21,7236 |
| H2O | 23,104 | 0,0810639 | 18,015 | 1,4604 |
| N2 | 1,644 | 0,0057683 | 28,013 | 0,1616 |
| CH3OH | 110,098 | 0,3863032 | 32,042 | 12,3779 |
| TOTAL | 285,004 | 1 | 152,106 | 36,0022 |

$$\text{Densitas gas out } (\rho) = \frac{P \cdot \text{BM}}{R \cdot T}$$

$$P = 46,506 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Dimana :

$$G \text{ (Kecepatan Umpan Keluar)} = 23,809 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas gas keluar)} = 46,506 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 379,806 \text{ mm}$$

$$= 14,953 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11. Hal 844, dipilih ukuran standart (Sch 20) :

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

$$\text{OD} = 16 \text{ in}$$

c) Diameter Pendingin Masuk

$$\rho_p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$= 1,002172101 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1002,172101 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Sources : Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana :

$$G \text{ (Kecepatan Aliran Pendingin)} = 23,809 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas Pendingin)} = 1002,172101 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 121,953 \text{ mm}$$

$$= 4,801 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11. Hal 844, dipilih ukuran standart (Sch 80):

$$ID = 5,761 \text{ in}$$

$$OD = 6,625 \text{ in}$$

d) Diameter Pendingin Keluar

$$\rho_p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$T \text{ Pendingin Out} = 468,15 \text{ K}$$

$$\rho_p = 0,909952751 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 909,9527505 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Dimana :

$$G \text{ (Kecepatan Aliran Pendingin)} = 23,809 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas Pendingin)} = 909,952750 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 126,387 \text{ mm}$$

$$= 4,975 \text{ in}$$

Kern, Tabel 11. Hal 844, dipilih ukuran standart (Sch 80):

$$ID = 5,761 \text{ in}$$

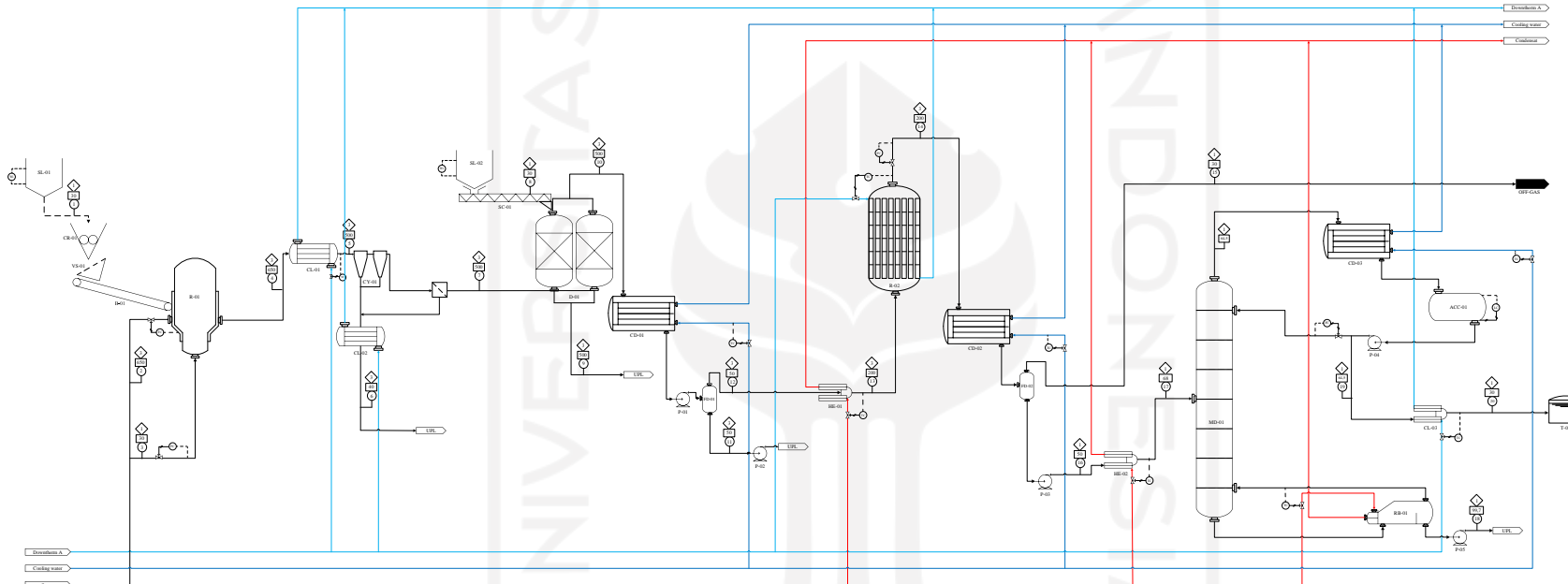
$$OD = 6,625 \text{ in}$$

LAMPIRAN B

Process Engineering Flow Diagram (PEFD)



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK METHANOL DARI BATU BARA
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**



- Steam
 - Cooling water
 - Distillate A

| Stream Number | Units | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|------------------------------------|-------|--------|--------|-------|--------|--------|-------|--------|-----|-----|--------|-----|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Temperature °C | | 30 | 650 | 30 | 650 | 500 | 40 | 500 | 30 | 500 | 500 | 50 | 50 | 200 | 200 | 30 | 50 | 68 | 99.7 | 68 | 30 |
| Pressure atm | | 1 | 3 | 1 | 3 | 3 | 3 | 3 | 1 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 3 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Component Mass Flow Rate (Kg/hour) | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| C | | 24.257 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| CO | | | | | 18.856 | 18.856 | | 18.856 | | | 18.856 | | 18.856 | 18.856 | 698 | 698 | | | | | |
| H ₂ | | 1.699 | | | 7.095 | 7.095 | | 7.095 | | | 7.095 | | 7.095 | 7.095 | 2.152 | 2.152 | | | | | |
| CO ₂ | | | | | 59.255 | 59.255 | | 59.255 | | | 59.255 | | 59.255 | 59.255 | 42.308 | 42.308 | | | | | |
| O ₂ | | 2.472 | | 8.456 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| H ₂ O | | | 48.339 | | 4 | 4 | | 4 | | | 126 | 115 | 11 | 11 | 6.948 | 494 | 6.946 | 6.946 | 6.939 | 6.954 | 6.954 |
| N ₂ | | 494 | | | 494 | 494 | | 494 | | | 494 | | 494 | 494 | 494 | 1 | | | | | |
| H ₂ S | | | | | 229 | 229 | | 229 | | | | | | | | | | | | | |
| Al ₂ O ₃ | | 1.761 | | | 1.761 | 1.761 | | 1.761 | | | | | | | | | | | | | |
| CaO | | | | | | | | | | 378 | | | | | | | | | | | |
| CaS | | | | | | | | | | | 486 | | | | | | | | | | |
| CH ₃ COH | | | | | | | | | | | | | | | 33.111 | 6 | 33.104 | 33.104 | 33 | 33.071 | 33.071 |
| H ₂ den | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| S | | 216 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Total | | 30.901 | 48.339 | 8.456 | 87.697 | 87.697 | 1.761 | 85.936 | 378 | 486 | 85.828 | 115 | 85.712 | 85.712 | 45.661 | 40.059 | 40.059 | 6.973 | 40.025 | 40.025 | |

| Area (Kg/jam) | Solid Fraction | Vapor Fraction | Liquid Fraction |
|---------------|----------------|----------------|-----------------|
| 1 | 100% | - | - |
| 2 | - | 100% | - |
| 3 | - | 100% | - |
| 4 | - | 100% | - |
| 5 | - | 100% | - |
| 6 | - | 100% | - |
| 7 | - | 100% | - |
| 8 | 100% | - | - |
| 9 | - | 100% | - |
| 10 | - | 100% | - |
| 11 | - | - | 100% |
| 12 | - | - | 100% |
| 13 | - | - | 100% |
| 14 | - | - | 100% |
| 15 | - | - | 100% |
| 16 | - | - | 100% |
| 17 | - | - | 100% |
| 18 | - | - | 100% |
| 19 | - | - | 100% |
| 20 | - | - | 100% |

| Keterangan Simbol | |
|-------------------|------------------|
| | Tekanan, atm |
| | Suhu, °C |
| | Number area |
| | Control valve |
| | Pipa |
| | Sensor elektrik |
| | Sensor pneumatik |

| Instrumen Kontrol | |
|-------------------|------------------------|
| TC | Temperature Controller |
| PC | Pressure Controller |
| LC | Level Controller |
| FC | Flow Indicator |
| WI | Weight Indicator |

| Keterangan Alat | |
|-----------------|------------------|
| C | Cyclone |
| CR | Cooler |
| D | Distillat |
| K | Kompresor |
| ACC | Accumulator |
| VS | Vibrating Screen |
| EV | Equipment Valve |
| P | Pompa |
| HE | Heater |
| CL | Cooler |
| CD | Condenser |
| SL | Silo |
| T | Tangki |
| R | Reaktor |
| RB | Reboiler |
| MD | Membran Distilat |
| S | Separator |


JURISAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2022

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK METHANOL DARI BATU BARA
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
 1. Rizka Nugrahini (18521079)
 2. Amay Romantika Rizni (18521096)

DISENIN PEMBIMBING:
 Farhan H.M. Subh, Ds.R. MSIE,
 Vimalitya Althesa Sun. Anggoro, S.T.M.Eng.



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rizka Nugraheni
No. MHS : 18521079
2. Nama Mahasiswa : Amany Romantika Roazi
No. MHS : 18521098

Judul Prarancangan :

Prarancangan Pabrik Metanol dari Batubara Kapasitas 300.000 ton/tahun

Mulai Masa Bimbingan : **6 Desember 2021**

Batas Akhir Bimbingan : **4 Juni 2022**

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|------------------|---------------------------------------|---|
| 1 | 5 Desember 2021 | Pemilihan Judul Pra Rancangan Pabrik |  |
| 2 | 23 Desember 2021 | Menentukan Kapasitas Pabrik |  |
| 3 | 10 Februari 2022 | Menentukan Kapasitas Pabrik |  |
| 4 | 12 Februari 2022 | Menentukan Kapasitas Pabrik |  |
| 5 | 4 April 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 6 | 24 Mei 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 7 | 31 Mei 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |

Dosen Pembimbing 1



Farham H. M. Saleh, Dr., Ir., MSI


KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rizka Nugraheni
No. MHS : 18521079
2. Nama Mahasiswa : Amany Romantika Roazi
No. MHS : 18521098

Judul Prarancangan :
Prarancangan Pabrik Metanol dari Batubara Kapasitas 300.000 ton/tahun
Mulai Masa Bimbingan : **6 Desember 2021**
Batas Akhir Bimbingan : **4 Juni 2022**

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|-----------------|--------------------------------------|---|
| 1 | 5 Desember 2021 | Pemilihan Judul Pra Rancangan Pabrik |  |
| 2 | 8 Februari 2022 | Menentukan Kapasitas Pabrik |  |

Dosen Pembimbing 2


Venitaliya Alethea S. A., S.T., M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rizka Nugraheni
No. MHS : 18521079
2. Nama Mahasiswa : Amany Romantika Roazi
No. MHS : 18521098


Judul Prarancangan :

Prarancangan Pabrik Metanol dari Batubara Kapasitas 300.000 ton/tahun

Mulai Masa Bimbingan : **5 Juni 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **2 Desember 2022**

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|-------------------|---|---|
| 1 | 7 Juni 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 2 | 16 Juni 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 3 | 22 Juni 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 4 | 29 Juni 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 5 | 15 Agustus 2022 | Merancang dan Menghitung Reaktor |  |
| 6 | 18 Agustus 2022 | Merancang dan Menghitung Reaktor |  |
| 7 | 2 September 2022 | Merancang alat besar dan kecil |  |
| 8 | 5 September 2022 | Merancang alat besar dan kecil |  |
| 9 | 3 September 2022 | Menentukan lokasi dan tata letak pabrik |  |
| 10 | 12 September 2022 | Evaluasi Neraca Massa, PEFD dan, Tata Letak |  |
| 11 | 13 September 2022 | Evaluasi PEFD dan, Tata Letak |  |
| 12 | 14 September 2022 | Evaluasi PEFD dan, Tata Letak |  |

| | | | |
|----|----------------------|-----------------|---|
| 13 | 21 September 2022 | Evaluasi Naskah |  |
|----|----------------------|-----------------|---|

Dosen Pembimbing 1



Farham H. M. Saleh, Dr., Ir., MSI



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rizka Nugraheni
No. MHS : 18521079
2. Nama Mahasiswa : Amany Romantika Roazi
No. MHS : 18521098

Judul Prarancangan :

Prarancangan Pabrik Metanol dari Batubara Kapasitas 300.000 ton/tahun

Mulai Masa Bimbingan : **5 Juni 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **2 Desember 2022**

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|-------------------|---|---|
| 1 | 13 Juni 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 2 | 15 Juni 2022 | Merancang dan Menghitung Neraca Massa |  |
| 3 | 19 Juli 2022 | Perancangan Reaktor |  |
| 4 | 3 September 2022 | Menentukan lokasi dan tata letak pabrik |  |
| 5 | 12 September 2022 | Menentukan lokasi dan tata letak pabrik |  |
| 6 | 21 September 2022 | Evaluasi Naskah |  |
| 7 | 22 September 2022 | Revisi Final Naskah |  |

Dosen Pembimbing 2



Venitaliya Alethea S. A., S.T., M.Eng.