

**PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI
PROPYLENE DAN BENZENE DENGAN
PROSES Q-MAX KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh :

Nama : Muhammad Zainul Arifin Nama : Wisnu Tri Prabowo
NIM : 14521259 NIM : 14521344

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

2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL LAPORAN TUGAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Zainul Arifin Nama : Wisnu Tri Prabowo
NIM : 14521259 NIM : 14521344

Yogyakarta, 6 Januari 2020

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

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

Td.tangan
METERAI
TEMPEL

EBB6CAHF096606966

6000
ENAM RIBURUPIAH

Muhammad Zainul Arifin

NIM. 14521259

Td.tangan
METERAI
TEMPEL

1887SAHF096606985

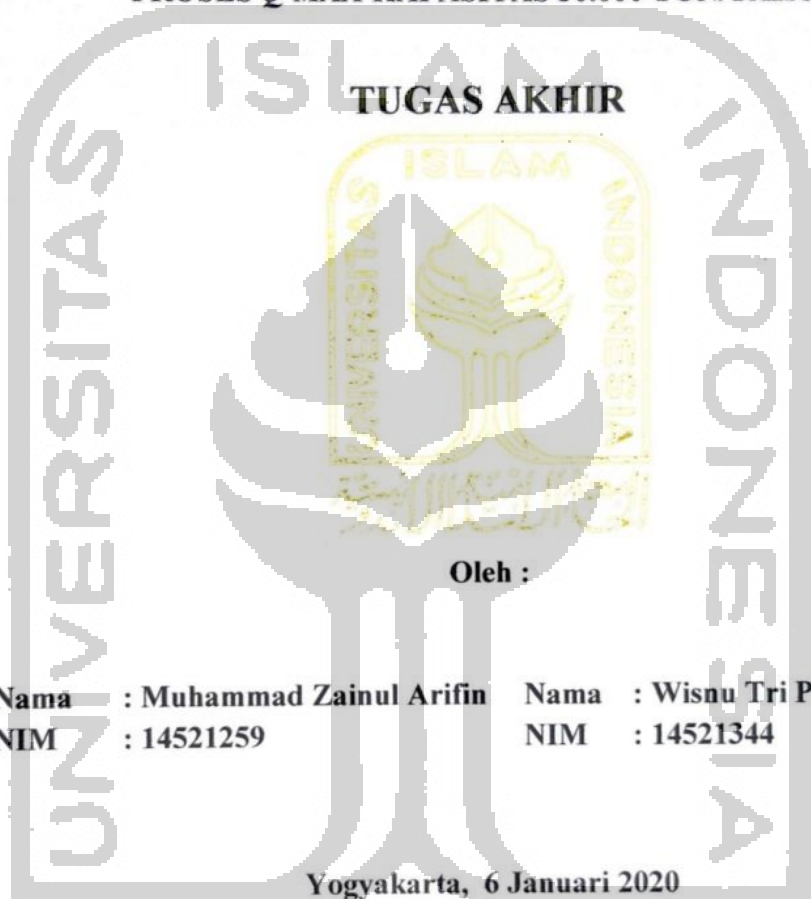
6000
ENAM RIBURUPIAH

Wisnu Tri Prabowo

NIM. 14521344

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI
PROPYLENE DAN BENZENE DENGAN
PROSES Q-MAX KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nama : Muhammad Zainul Arifin
NIM : 14521259

Nama : Wisnu Tri Prabowo
NIM : 14521344

Yogyakarta, 6 Januari 2020

Pembimbing I

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M
NIP.865210105

Pembimbing II

Tintin Mutiara, ST., M.Eng.
NIP.155211304

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI *PROPYLENE* DAN *BENZENE*
DENGAN PROSES *Q-MAX* KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN****PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : **Muhammad Zainul Arifin**NIM : **145213259**

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, 23 Januari 2020

Tim Penguji,

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M

Ketua

Dr. Ir. Farham HM. Saleh, MSIE.

Anggota I

Diana, Dr., S.T., M.Sc.

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

NIP. 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI *PROPYLENE* DAN *BENZENE*
DENGAN PROSES *Q-MAX* KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN****PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Wisnu Tri Prabowo**NIM : 14521344**

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, 23 Januari 2020

Tim Penguji,

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M.

Ketua

Dr. Ir. Farham HM. Saleh, MSIE.

Anggota I

Diana, Dr., S.T., M.Sc.

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Suharno Rusdi

NIP. 845210102

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir Pra Rancangan Pabrik. Laporan ini disusun berlandaskan ilmu dan pengalaman yang kami dapati selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan Pabrik yang telah kami susun ini dibuat dengan tujuan demi memenuhi tugas akhir kuliah Program Studi Teknik Kimia sebagai syarat untuk kelulusan Strata-1 (S-1).

Oleh karena itu, kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Dengan ini, kami mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang senantiasa membantu kami dalam melaksanakan kegiatan Penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih yang sebesar-besarnya kami sampaikan kepada :

- Orang Tua kami tercinta yang mana telah membantu kami dalam hal material maupun dalam hal motivasi selama dalam penyusunan Laporan Pra Rancangan Pabrik ini.
- Bapak Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M. sebagai Dosen Pembimbing I Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.

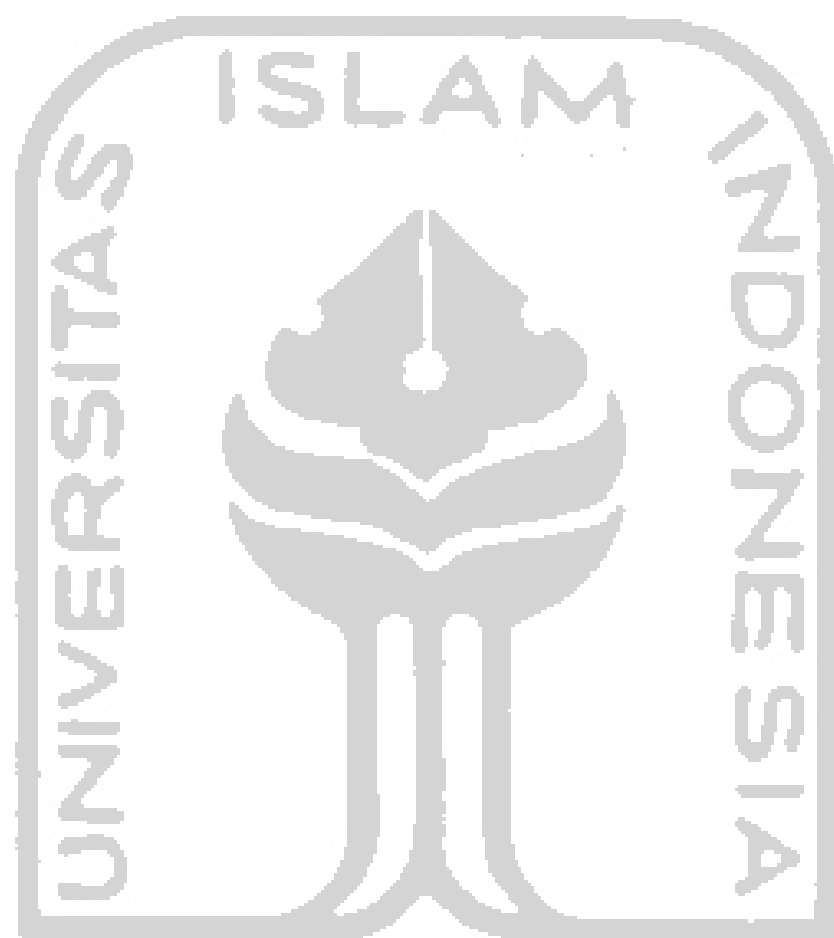
- Ibu Tintin Mutiara, ST.,M.Eng., sebagai Dosen Pembimbing II Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.
- Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
- Dan semua pihak lain yang telah ikut serta memberikan bantuan dan dorongan dalam proses penyelesaian Pra rancangan Pabrik.

Kami mengetahui bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, maka dari itu saran dan kritik yang bersifat membangun akan sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf yang sebesar-besarnya apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan pada umumnya bagi para pembaca.

Yogyakarta, 8 Februari 2019

Penulis,



جامعة الإسلام في إندونيسيا

DAFTAR ISI

COVER	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR LAMPIRAN	xvi
ABSTRAK	xvii
ABSTRACT	xviii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku	2
1.1.2 Kapasitas Perancangan	2
1.2 TINJAUAN PUSTAKA	7
BAB II PERANCANGAN PRODUK	11
2.1 SPESIFIKASI PRODUK	11
2.1.1 Cumene/Isopropylbenzene	11
2.2 SPESIFIKASI BAHAN BAKU	12

2.2.1 <i>Benzene</i>	12
2.2.2 <i>Propylene</i>	12
2.2.3 Katalisator QZ-2000 (<i>Zeolite</i>).....	13
2.3 PENGENDALIAN KUALITAS.....	13
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	13
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	14
2.3.2.1 Alat Sistem Kontrol	14
2.3.2.2 Aliran Sistem Kontrol.....	14
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	15
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	16
3.1 URAIAN PROSES	16
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	16
3.1.2 Tahap Pembentukan Produk	16
3.2 SPESIFIKASI ALAT PROSES	18
3.2.1 Tangki Penyimpanan <i>Propylene</i> (T-01).....	18
3.2.2 Tangki Penyimpanan <i>Benzene</i> (T-02).....	19
3.2.3 Tangki Penyimpanan Produk Cumene (T-03)	19
3.2.4 Reaktor (R-01)	20
3.2.5 Separator (S-01)	21
3.2.6 Menara Distilasi (MD-01).....	21
3.2.7 Vaporizer 1 (VP-01).....	22
3.2.8 Vaporizer 2 (VP-02).....	23
3.2.9 Heat Exchanger 1 (HE-01).....	24
3.2.10 Heat Exchanger 2 (HE-02).....	25
3.2.11 Kompresor (C-01)	26
3.2.12 Expansion Valve (EV-01)	26
3.2.13 Heat Exchanger 3 (HE-03).....	26
3.2.14 Heat Exchanger 4 (HE-04).....	27

3.2.15 Condensor 1 (CD-01).....	28
3.2.16 Condensor 2 (CD-02).....	29
3.2.17 Reboiler (RD-01)	29
3.2.18 Tangki Akumulator (ACC-01).....	30
3.2.19 Heat Exchanger 5 (HE-05).....	31
3.2.20 Pompa 1 (P-01)	31
3.2.21 Pompa 2 (P-02)	32
3.2.22 Pompa 3 (P-03)	32
3.2.23 Pompa 4 (P-04)	33
3.2.24 Pompa 5 (P-05)	34
3.2.25 Pompa 6 (P-06)	34
3.2.26 Separator (S-02).....	35
3.2.27 Separator (S-01).....	35
3.3 PERANCANGAN PRODUKSI	36
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	36
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses.....	37
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	38
4.1 LOKASI PABRIK	38
4.1.1 Kemudahan Transportasi	38
4.1.2 Pemasaran Produk.....	39
4.1.3 Ketersediaan Bahan Baku	39
4.1.4 Tenaga Kerja	39
4.1.5 Kondisi Iklim	40
4.1.6 Utilitas	40
4.1.7 Faktor Penunjang Lain	40
4.2 TATA LETAK PABRIK.....	41
4.2.1 Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium	41
4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol	41

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi.....	41
4.2.4 Daerah Utilitas dan Power Station.....	42
4.3 TATA LETAK ALAT PROSES.....	43
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk.....	43
4.3.2 Aliran Udara.....	43
4.3.3 Pencahayaan.....	44
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	44
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi.....	44
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses.....	44
4.4 ALIRAN PROSES DAN MATERIAL.....	46
4.4.1 Neraca Massa.....	46
4.4.1.1 Neraca Massa Total.....	46
4.4.1.2 Neraca Massa Peralat.....	46
4.4.1.2.1 Reaktor (R-01).....	46
4.4.1.2.2 Separator (S-01).....	47
4.4.1.2.3 Menara Distilasi (MD-01).....	47
4.4.2 Neraca Panas.....	48
4.4.2.1 Reaktor (R-01).....	48
4.4.2.2 Separator (S-01).....	49
4.4.2.3 Menara Distilasi (MD-01).....	49
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif.....	50
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif.....	50
4.5 PERAWATAN (<i>MAINTENANCE</i>).....	50
4.6 PELAYANAN TEKNIK (<i>UTILITAS</i>).....	52
4.6.1 Kebutuhan Distribusi Air untuk Kebutuhan Produksi dan Konsumsi.....	52
4.6.1.1 Unit Penyediaan Air.....	52
4.6.1.2 Unit Pengolahan Air.....	56

4.6.1.3 Kebutuhan Air	58
4.6.2 Unit Pembangkit Steam	59
4.6.3 Unit Pembangkit Listrik.....	60
4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan	61
4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	62
4.7 ORGANISASI PERUSAHAAN.....	62
4.7.1 Bentuk Organisasi Perusahaan.....	62
4.7.2 Struktur Perusahaan	63
4.7.3 Tugas dan Wewenang	67
4.7.3.1 Pemegang Saham	67
4.7.3.2 Dewan Komisaris.....	67
4.7.3.3 Dewan Direksi.....	68
4.7.3.4 Staf Ahli	69
4.7.3.5 Kepala Bagian	69
4.7.3.5.1 Kepala Bagian Teknik	70
4.7.3.5.2 Kepala Bagian Produksi.....	70
4.7.3.5.3 Kepala Bagian UPL	71
4.7.3.5.4 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi.....	72
4.7.3.5.5 Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan	72
4.7.3.5.6 Kepala Bagian Administrasi dan Umum .	73
4.7.3.5.7 Kepala Bagian Litbang	74
4.7.3.5.8 Kepala Bagian Humas dan Keamanan....	75
4.7.3.5.9 Kepala Bagian K3.....	76
4.7.3.6 Kepala Seksi.....	76
4.7.3.7 Status Karyawan	76
4.7.4 Ketenagakerjaan.....	79
4.7.5 Fasilitas Karyawan	79
4.7.6 Golongan dan Jabatan Karyawan.....	81

4.8 EVALUASI EKONOMI.....	84
4.8.1 Harga Alat	86
4.8.2 Dasar Perhitungan	94
4.8.3 Perhitungan Biaya	94
4.8.3.1 Modal (<i>Capital Investment</i>)	94
4.8.3.2 Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>)	96
4.8.3.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expanse</i>).....	99
4.8.4 Analisa Keuntungan	99
4.8.5 Analisa Kekayaan.....	100
4.7.3.7 <i>Return On Investment</i> (ROI)	100
4.7.3.7 <i>Pay Out Time</i> (POT)	101
4.7.3.7 <i>Break Event Point</i> (BEP)	101
4.7.3.7 <i>Shut Down Point</i> (SDP)	105
4.7.3.7 <i>Discount Cash Flow Rate</i> (DCFR)	105
BAB V PENUTUP.....	108
5.1 Kesimpulan	107
5.2 Saran.....	108
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

BAB I	
Table 1.1 Data Impor Cumene	3
Table 1.2 Kapasitas Pabrik Cumene di Dunia	6
BAB III	
Table 3.1 Kebutuhan Bahan Baku	35
BAB IV	
Table 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	42
Table 4.2 Neraca Massa Total.....	46
Table 4.3 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	46
Table 4.4 Neraca Massa Separator (SP-01)	47
Table 4.5 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	47
Table 4.6 Neraca Panas Reaktor (R-01)	48
Table 4.7 Neraca Panas Separator (SP-01).....	49
Table 4.8 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	49
Table 4.9 Kebutuhan Air Pendingin	58
Table 4.10 Kebutuhan Air Untuk Steam.....	58
Table 4.11 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga .	59
Table 4.12 Jadwal Pembagian Shift Kerja Selama 15 Hari	78
Table 4.13 Jabatan dan Gaji	81
Table 4.14 Index Nilai Setiap Tahun	86
Table 4.15 Harga Alat Proses	89
Table 4.16 Harga Alat Utilitas	91

Table 4.17 Physical Plant Cost	94
Table 4.18 Direct Plant Cost	95
Table 4.19 Fixed Capital Investment	95
Table 4.20 Working Capital Investment	96
Table 4.21 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	97
Table 4.22 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	97
Table 4.23 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	98
Table 4.24 Total Manufacturing Cost (MC)	99
Table 4.25 Pengeluaran Umum (General Expense).....	99
Table 4.26 Total Production Cost	99
Table 4.27 Annual Fixed Manufacturing Cost (FA).....	102
Table 4.28 Annual Regulated Expenses (RA)	102
Table 4.29 Annual Variabel Value (VA).....	103
Table 4.30 Annual Sales Value (SA)	103



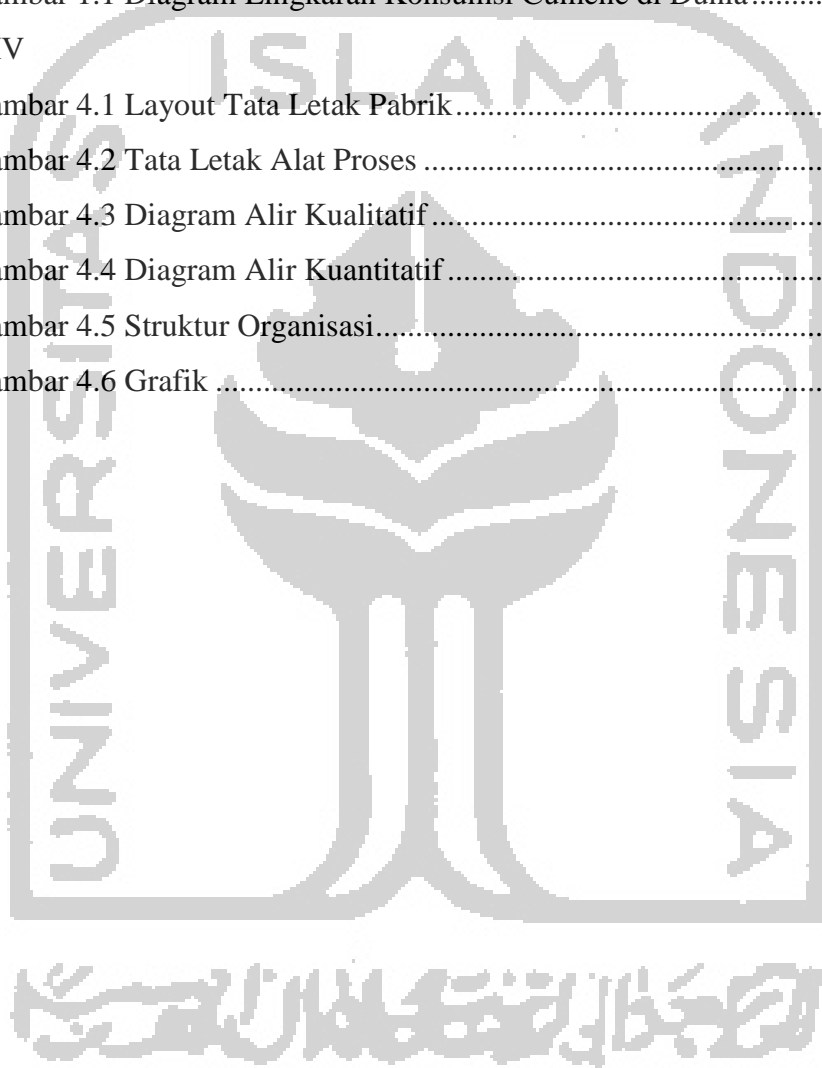
DAFTAR GAMBAR

BAB I

Gambar 1.1 Diagram Lingkaran Konsumsi Cumene di Dunia.....	5
--	---

BAB IV

Gambar 4.1 Layout Tata Letak Pabrik.....	45
Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses	45
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif.....	50
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif.....	50
Gambar 4.5 Struktur Organisasi.....	66
Gambar 4.6 Grafik	104



DAFTAR GRAFIK

Grafik 1.1 Impor Cumene	3
Grafik 1.2 Permintaan Cumene di Pasar Global	4



DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran :

1. Perancangan Reaktor
2. PEFD diagram alir proses



ABSTRAK

Cumene/ *isopropylbenzene* (C_9H_{12}) merupakan bahan baku untuk pembuatan aseton dan fenol. Pabrik cumene memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan cumene di Indonesia yang semakin meningkat dan belum ada pabrik cumene di Indonesia. Desain awal pabrik cumene dari *propylene* dan *benzene* direncanakan dibangun di Cilegon, Banten di tanah seluas 67.990 m² dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun. Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari atau 24 jam sehari dengan total 165 karyawan. Bahan baku yang dibutuhkan adalah *propylene* sebanyak 10.665,8981 ton/tahun dan *benzene* sebanyak 20.299,2760 ton/tahun.

Cumene diproduksi dengan menggunakan proses *Q-max* yang dilakukan di dalam reaktor *fixed bed multitubes* berlangsung pada fase gas menggunakan katalis *QZ-2000*. Reaksi bersifat eksotermis dengan kondisi operasi pada suhu 350°C dengan tekanan 25 atm. Produk yang dihasilkan adalah cumen dengan kadar 99,94%. Unit pendukung proses pabrik meliputi unit kebutuhan air, *steam*, udara tekan, tenaga listrik dan bahan bakar. Total air yang digunakan sebanyak 251.038,1720 kg/jam. Kebutuhan *steam* sebesar 40.631,1224 kg/jam. Udara tekan sebesar 37,3824 m³/jam, listrik sebesar 200,5688 kWh, dan bahan bakar sebesar 2,9678 m³/jam. Sebuah parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisa ekonomi dengan Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*) sebesar Rp 962.242.585.237,00 dan Modal Kerja (*Working Capital*) sebesar Rp 81.048.730.001,00. Total penjualan sebesar Rp 932.382.000.000,00 dan total *production cost* sebesar Rp 694.793.305.446,78. Didapatkan keuntungan sebelum pajak Rp 237.588.694.553,22 dan keuntungan setelah pajak Rp 213.829.825.097,90.

Dari analisa ekonomi dapat ditunjukkan bahwa *Percent return on investment* (ROI) sebelum pajak 35,8% dan ROI setelah pajak 25,05%. *Pay out time* (POT) sebelum pajak 2,79 tahun sedangkan setelah pajak 3,99 tahun. *Break event point* (BEP) sebesar 45,81%. *Shut down point* (SDP) sebesar 19,48%. Dari hasil analisa ekonomi pabrik cumene dengan proses *Q-max* ini layak untuk didirikan di Indonesia.

Kata-kata kunci: cumene, Cilegon, proses *Q-max*, analisa ekonomi

ABSTRACT

Cumene / isopropylbenzene (C₉H₁₂) is a raw material for the manufacture of acetone and phenols. Cumene factories provide very good prospects, given the increasing needs of cumene in Indonesia and there are no cumene factories in Indonesia. The initial design of a cumene plant from propylene and benzene is planned to be built in Cilegon, Banten on a land area of 67,990 m² with a production capacity of 30,000 tons / year. This chemical plant will be operated for 330 days or 24 hours a day with a total of 165 employees. The raw materials needed are propylene as much as 10,665,8981 tons / year and benzene as much as 20,299.2760 tons / year.

Cumene is produced using the Q-max process carried out in a fixed bed multitubes reactor taking place in the gas phase using a QZ-2000 catalyst. The reaction is exothermic under operating conditions at 350°C at a pressure of 25 atm. The product produced is cumen with 99.94% content. The plant's supporting units include water, steam, compressed air, electricity and fuel. The total water used was 251,038,1720 kg / hour. The need for steam is 40,631,1224 kg / hour. Compressed air at 37.3824 m³ / hour, electricity at 200.5688 kWh, and fuel at 2.9678 m³ / hour. A parameter for the feasibility of establishing a factory uses economic analysis with Fixed Capital Investment of Rp 962,242,585,237.00 and Working Capital of Rp 81,048,730,001.00. Total sales of Rp 932,382,000,000.00 and total production cost of Rp 694,793,305,446.78. Earned profit before tax Rp 237,588,694,553.22 and profit after tax Rp 213,829,825,097.90.

From the economic analysis it can be shown that the Percent return on investment (ROI) before tax is 35.8% and ROI after tax is 25.05%. Pay out time (POT) before tax is 2.79 years while after tax is 3.99 years. Break event point (BEP) was 45.81%. Shut down point (SDP) of 19.48%. From the results of the economic analysis of the cumene plant with the Q-max process it is feasible to be established in Indonesia.

Key words: cumene, Cilegon, Q-max process, economic analysis

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan pada bidang industri kimia di Indonesia semakin terus berkembang pesat. Hal ini terbukti karena banyaknya didirikan pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia ditujukan untuk meningkatkan kebutuhan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan baku kimia serta untuk menagani masalah ketenagakerjaan. Kebutuhan bahan baku dan bahan penunjang industri kimia di Indonesia pada saat ini masih banyak impor dari luar negeri. Apabila bahan baku dan penunjang ini bisa diproduksi sendiri di dalam negeri, maka akan lebih menghemat pengeluaran devisa, meningkatkan ekspor.

Cumene/ *Isopropylbenzene* merupakan salah satu bahan kimia yang pengadaannya masih didatangkan dari luar negeri. Berdasarkan Data Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2014 hingga 2017 impor cumene ke Indonesia berkisar antara 2472-2982 ton. Cumene yang diimport akan diolah oleh industri sebagai bahan *intermediate* untuk pembuatan aseton dan fenol. Berdasarkan data BPS pada tahun 2016 fenol dan aseton masih banyak yang di datangkan dari luar negeri, yakni masing-masing sekitar 18.880 ton dan 76 ton. Dari data tersebut

dapat dilihat bahwa industri di Indonesia masih banyak membutuhkan cumene sebagai bahan *intermediate* dalam pembuatan fenol dan aseton untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun kebutuhan ekspor.

Beberapa negara yang membutuhkan cumene adalah USA, Korea, Cina dan Jepang, oleh karena itu pembangunan pabrik cumene di Indonesia ini sangat potensial, apalagi dengan adanya ketersediaan bahan baku *propylene* dan *benzene* yang cukup yaitu dari PT. Chandra Asri di Cilegon dan kilang *paraxylene* di Cilacap. Selain itu industri cumene sebagai bahan *intermediate* mempunyai prospek yang sangat besar karena belum adanya pabrik sejenis yang didirikan di Indonesia.

1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik sehingga pengadaan bahan baku sangat diperhatikan. Bahan baku utama pembuatan Cumene/ *isopropylbenzene* adalah *propylene* dan *benzene*. *Propylene* diperoleh dari PT Chandra Asri di Cilegon kapasitas 470.000 ton per tahun. Sedangkan bahan baku *benzene* di peroleh dari Kilang *paraxylene* dari PT. Pertamina RU IV di Cilacap, Jawa Tengah kapasitas 270.000 ton per tahun.

1.1.2 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas pabrik Asam Asetat ini didasarkan dari beberapa pertimbangan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan Cumene dari tahun ke tahun.
2. Ketersediaan bahan baku.

3. Kapasitas pabrik yang beroperasi.

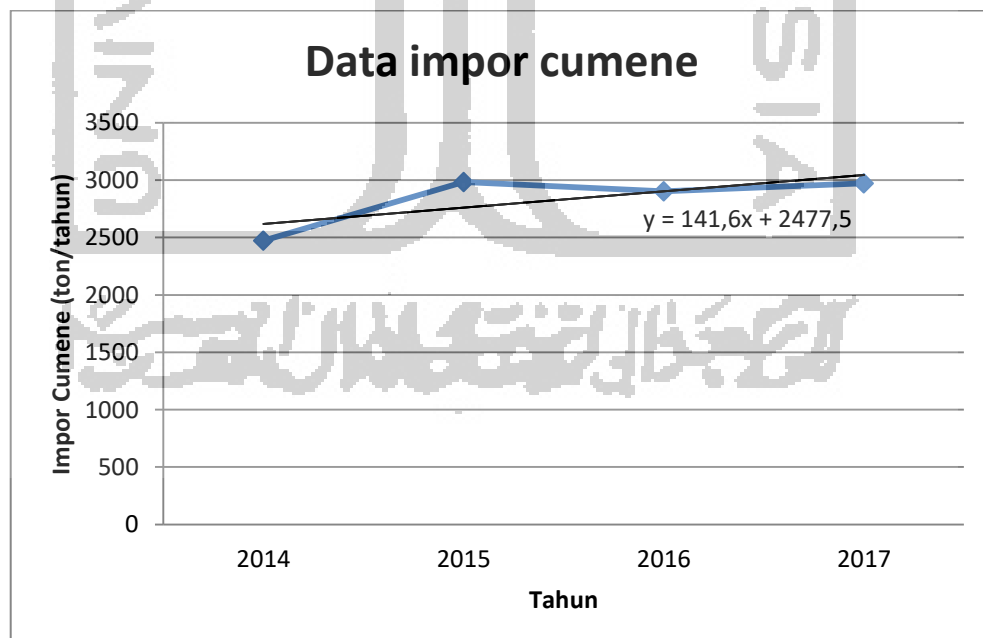
Kebutuhan Cumene di Indonesia terus meningkat dari tahun ke tahun.

Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.1 dibawah ini :

Tabel 1.1 Data Import Cumene

Tahun	Impor Cumene (kg/tahun)
2014	2472431
2015	2981695
2016	2901318
2017	2970799

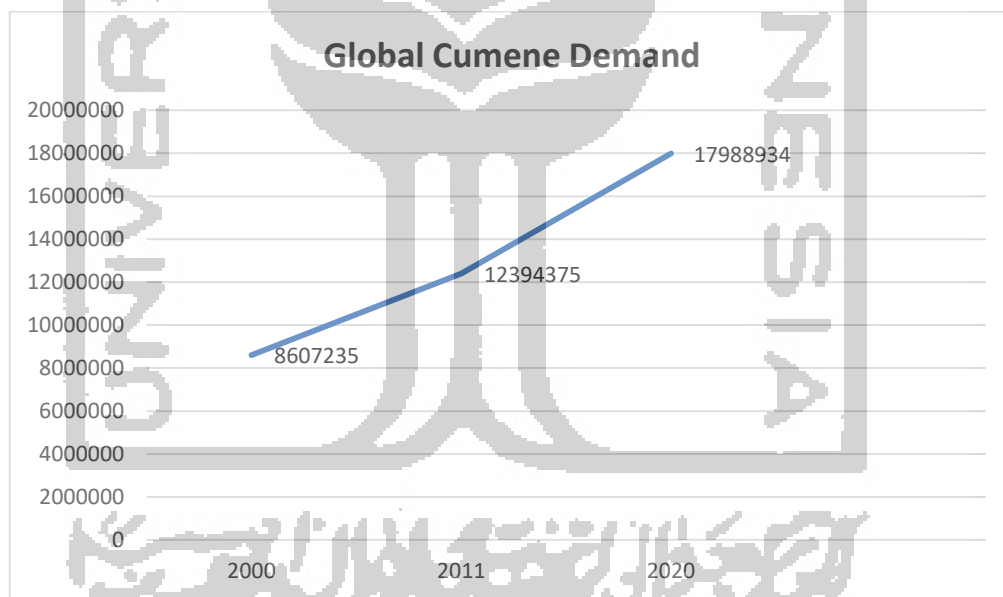
(Badan Pusat Statistika, 2014-2017)



Grafik 1.1 Grafik Impor Cumene

Dari Tabel 1.1 Data Impor Cumene dari tahun 2010-2017 berkisar antara 2474-2980 ton. Mengingat kebutuhan cumene yang fluktuatif maka diperkirakan pada tahun 2023 kebutuhan impor cumene sekitar 3893.5 ton.

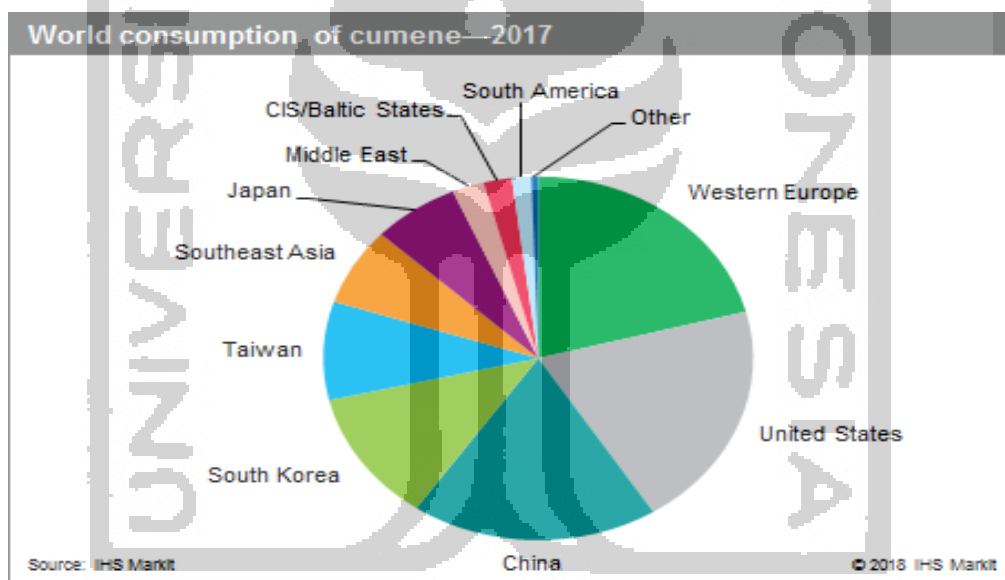
Selain Indonesia, kebutuhan cumene sangat dibutuhkan negara-negara lain seperti yang ditunjukkan pada Tabel 1.1. Permintaan global untuk cumene tumbuh dari 8.607.235 ton pada tahun 2000 menjadi 12.394.375 ton pada tahun 2011, dan diperkirakan akan tumbuh pada Tingkat Pertumbuhan Tahunan Senyawa (CAGR) sebesar 4,2% hingga mencapai 17.988.934 ton pada tahun 2020. (www.process-worldwide.com)



Grafik 1.2 Permintaan Cumene di pasar global

Permintaan global untuk cumene tumbuh pada tingkat sekitar 2% setiap tahun antara 2012 dan 2017. Secara regional, pasar konsumen terbesar adalah Asia Timur Laut (46% pada 2017), diikuti oleh Eropa Barat (21%) dan

Amerika Utara (20%). Pertumbuhan permintaan di Asia Timur Laut dipimpin terutama oleh Cina. Konsumsi cumene Cina untuk fenol diperkirakan akan meningkat hampir 12% setiap tahun dari 2017 hingga 2022, dengan tambahan kapasitas yang diharapkan. Total konsumsi global untuk cumene diperkirakan akan meningkat pada tingkat tahunan rata-rata hampir 3% per tahun pada tahun 2022. Pangsa global Asia Timur Laut diperkirakan akan meningkat menjadi 52% pada tahun 2022, diikuti oleh Eropa Barat dan Amerika Utara. (www.ihsmarket.com)



Gambar 1.1 Konsumsi Cumene di Dunia

Selain pertimbangan kebutuhan pasar, kapasitas pabrik cumene ini juga ditentukan berdasarkan data kapasitas pabrik sejenis yang sudah ada.

Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Cumene di dunia

Company	Location	Capacity (ton/tahun)
Dow Terneuzen	Terneuzen, Netherlands	400.000
Slovnaft	Bratislava, Slovakia	55.000
EniChem	Porto Torres, Sardinia	290.100
Georgia Gulf	Pasadena, Texas	680.000
Severodonetsk	Severodonetsk, Ukraine	30.000
Huntsman	West Footscray, Australia	30.000
Taiwan Properity	Kaohsiung, Taiwan	130.000
Kumho Shell	Yeochon, Korea	280.000

Berdasarkan pertimbangan diatas maka dalam perancangan pabrik cumene yang akan didirikan pada tahun 2023 ditentukan kapasitas sebesar 30.000 ton/tahun. Pabrik cumene akan dibangun dengan kapasitas sama dengan kapasitas terkecil dari pabrik sejenis yang sudah ada, yaitu 30.000 ton/tahun, hal tersebut

dimaksudkan untuk mencegah terjadinya kerugian karena kapasitas yang terlalu kecil. Kapasitas ini ditetapkan dengan beberapa tujuan antara lain:

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, sekitar 3900 ton/tahun.
2. Dapat diekspor sehingga menghasilkan devisa bagi negara, sekitar 26.100 ton/tahun.

1.2 Tinjauan Pustaka

Cumene adalah bahan kimia murni yang dibuat dari *propylene* dan *benzene*. Nama lain dari cumene adalah *isopropylbenzene*, *cumol*, *isopropylbenzol* dan *2-phenylpropane*. Cumene adalah cairan bening pada kondisi kamar. Cumene yang ada di dunia diproduksi sebagai perantara untuk fenol dan pembuatan aseton. Beberapa unit kilang minyak masih menghasilkan cumene untuk digunakan sebagai *antiknock* konstituen (bagian yang penting) bensin, tetapi diragukan apakah sebuah *plant* baru akan dibangun untuk tujuan ini. Untuk saat ini hampir semua dari cumene digunakan untuk menghasilkan fenol dan aseton.

Pembuatan cumene pada dasarnya melalui reaksi alkilasi. Cumene pada awalnya diproduksi dari *propylene* dan *benzene* pada fase cair dengan menggunakan katalis asam sulfat. Karena kompleksnya reaksi netralisasi dan proses *recycle* maka proses ini jarang digunakan. Proses pembuatan cumene mengalami perkembangan, sehingga pada saat ini pembuatan cumene dilakukan dengan berbagai macam proses, yaitu :

1. Proses Aluminium Klorin

Pada proses ini reaksi pembentukan cumene berlangsung pada fase cair dengan menggunakan katalis *aluminium kloride*. Proses ini sudah jarang digunakan karena memerlukan biaya produksi yg relatif tinggi dan memiliki masalah dalam pembuangan dan pengolahan limbah katalis $AlCl_3$ (Degnan et al., 2001).

2. Proses *Catskill*

Proses *Catskill* mengkombinasikan reaksi katalitik dan distilasi dengan menggunakan katalis *zeolite*. Kelebihan dari metoda ini ialah penggunaan katalis yang relative lebih murah dibanding metoda yang lain. Akan tetapi, konversi dan kemurnian yang diperoleh sangat rendah. (Vaith & Keyes, 1954)

3. Proses *Mobil/ Badger*

Proses ini didasarkan pada reaksi katalitik fase cair dengan menggunakan katalis *zeolite* serta menghasilkan produk dengan kemurnian yang tinggi dan *yield* tinggi dengan biaya operasi yang rendah. Kendala dari proses ini adalah katalis *zeolit (MCM- 22)* yang sukar didapatkan. (Badger Licensing, 2011)

4. Proses *Phosporic Acid Catalitic*

Proses ini dikembangkan oleh *Universal Oils Products (UOP)*, merupakan reaksi katalitik yang berlangsung pada fase gas dengan menggunakan katalis asam *phospat kiselguhr*. Metode ini sangat efisien karena biaya proses yg relatif murah dan katalis yang mudah didapat.

Proses ini berlangsung dalam fasa gas, sehingga gas buang dapat dipakai kembali menjadi bahan bakar (fuel gas) (UOP, 2006)

5. Proses *Q-Max*

Proses *Q-max* merupakan metode terbaru dalam teknologi pembuatan cumen yang memiliki selektivitas tinggi dan katalis *zeolite* yang dapat diregenerasi kembali. Metode *Q-Max process* menggunakan bahan berfase gas dengan tekanan 25 atm pada suhu 350°C. Reaktor yang digunakan ada 2 buah, semuanya merupakan fixed bed multitube reactor. Reaktor pertama berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi *alkilasi* antara *propylene* dan *benzene* dengan hasil produknya adalah cumene, sedangkan reaktor yang kedua sebagai tempat terjadinya reaksi *trans-alkilasi* antara DIPB (*Diisopropylbenzene*) dengan *benzene* dengan hasil produknya cumene ringan (UOP, 2006).

Proses ini dapat menghasilkan cumene dengan kemurnian sampai 99,7%. Dalam proses ini, benzena yang digunakan dapat di *recycle* kembali sebagai bahan baku sehingga dapat mengurangi kebutuhan bahan baku *benzene* dan dapat menghemat biaya. Katalis *zeolite* yang digunakan merupakan katalis yang tidak korosif dan dapat diregenerasi kembali sehingga dapat mengurangi permasalahan pemeliharaan dan pembuangan katalis (UOP LLC, 2006)

Dalam perancangan pabrik cumene ini digunakan proses *Q-Max*, ada beberapa alasan pemilihan proses ini yaitu :

1. Memiliki konversi maupun *yield* yang tinggi, artinya proses tersebut mampu menghasilkan produk dengan kuantitas yang lebih banyak untuk satuan bahan baku yang sama jika dibandingkan dengan proses lainnya.
2. Menghasilkan produk dengan kemurnian sangat tinggi mencapai 99,7 %
3. Berbeda dengan proses lainnya, proses *Q-max* menggunakan katalis yang dapat diregenerasi dan tidak korosif.

Berdasarkan beberapa keuntungan tersebut, prarencana pabrik cumene yang dipilih adalah proses *Q-max* dengan menggunakan katalis *QZ-2000*. Namun karena pada proses perancangan pabrik ini memiliki kapasitas 30.000 ton/tahun dimana pada kapasitas tersebut menghasilkan produk samping berupa *diisopropilbenzene* dalam jumlah yang sedikit, maka reaktor 2 yang berfungsi sebagai tempat mereaksikan *diisopropilbenzene* dengan *benzene* untuk menghasilkan cumene dihilangkan. Hal ini disebabkan karena sedikitnya jumlah DIPB sehingga jika menggunakan 2 reaktor maka akan memakan *cost* dan jumlah cumene yang terbentuk tidak banyak sehingga tidak menguntungkan dari segi ekonomi. Oleh karena itu pada perancangan pabrik cumene dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini hanya menggunakan 1 reaktor.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Cumene / Isopropylbenzene

Rumus molekul	: C_9H_{12}
Kemurnian	: 99,94 %
Impuritas	: -benzene 0,03% -toluene 0,02% -DIPB 0,01%
Warna	: tidak berwarna
Bau	: khas aromatik
Berat molekul	: 120,19
Titik beku ($^{\circ}C$)	: -96,03
Titik didih ($^{\circ}C$)	: 152,39
Densitas cairan pada $25^{\circ}C$: 0,86 g/ml
Viskositas pada $25^{\circ}C$: 0,731 cp
Kelarutan	: insoluble in water

2.2 Spesifikasi Bahan

Bahan Utama

2.2.1 Benzene

Rumus molekul	: C_6H_6
Kemurnian	: 99,9%
Impuritas	: <i>toluene</i> 0,1 %
Berat molekul	: 78,11
Titik beku (°C)	: 5,53
Titik didih (°C)	: 80,09
Suhu kritis (°C)	: 289,01
Density (gr/cm ³) pada 25°C	: 0,8736
Kelarutan	: 1 - 5 mg / ml air 100 mg /ml <i>acetone</i>

2.2.2 Propylene

Rumus molekul	: C_3H_6
Kemurnian	: 99,5%
Impuritas	: <i>propane</i> 0,5 %
Warna	: tidak berwarna
Berat molekul	: 42,08
Titik beku (°C)	: -185
Titik didih (°C)	: - 48

Densitas(gr/cm³) pada 25°C : 0,504

Kelarutan : 44,6 ml / 100 ml air

500 ml /100 ml *acetone*

Bahan Penunjang

2.2.3 Katalisator QZ-2000 (Zeolite)

Katalisator : QZ-2000 (*zeolite*)

Bentuk : *sphere*

Diameter : 2,2 mm

Densitas : 645 kg/m³

Porositas : 0,5

2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh sebab itu mempertahankan membutuhkan salah satu hal yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan.

Untuk mempertahankan dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan :

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku ditujukan untuk mengukur kualitas bahan baku yang digunakan agar sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Untuk itu sebelum dilakukan proses produksi, akan dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku berupa *propylene*

dan *benzene* serta bahan baku katalis yaitu QZ-2000 (*zeloite*) dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan antara lain uji volalitas, viskositas, densitas, kemurnian bahan baku, dan kadar komposisi komponen.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat system kontrol.

2.3.2.1 Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliranfluida, tekanan dan level, *thermocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indicator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variable *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.3.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran aliran udara tekan (*pneumatis*) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran aliran listrik (*electric*) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran aliran gerakan/perpindahan level (mekanik) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* untuk mendapatkan mutu produk standar sehingga diperoleh produk yang berkualitas dengan kemurnian 99,94% dan layak dipasarkan. Untuk mengukur produk yang diperoleh sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji volatilitas, kemurnian produk, densitas, viskositas, dan komposisi komponen produk



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

3.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Benzene sebanyak 2563,0396 kg/jam disimpan dalam tangki penyimpanan *benzene* (T-02) pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C. *Benzene* dinaikkan tekanannya menjadi 25 atm menggunakan pompa (P-02) lalu dialirkan menuju *vaporizer* (V-01) yang sebelumnya umpan dicampur dengan arus *recycle* dari menara distilasi (MD-01) untuk mengubah fase dari cair menjadi gas. Suhu campuran yang masuk *vaporizer* (V-01) sebesar 102,7408°C, pada tekanan 25 atm. Setelah itu, gas campuran keluaran dari *vaporizer* (V-01) pada suhu 238,2507°C dipisahkan dalam separator (S-03), cairan yang belum teruapkan dalam separator di-*recycle* kembali menuju *vaporizer* (V-01). Gas hasil atas separator (S-03) dinaikkan suhunya menjadi 350°C menggunakan *heat exchanger* (E-01). Selanjutnya *benzena* dialirkan menuju reaktor (R-01).

Propylene sebanyak 1346,7047 kg/jam disimpan dalam tangki penyimpanan *propylene* (T-01) pada tekanan 13 atm dan suhu 30 °C. Selanjutnya dinaikkan tekanannya menjadi 25 atm menggunakan pompa (P-01) lalu dialirkan menuju *vaporizer* (V-02) untuk mengubah fase dari cair menjadi gas. Campuran gas keluaran dari *vaporizer* (V-02) pada suhu 60,2431°C dipisahkan di separator (S-02), cairan yang belum teruapkan di-*recycle* untuk dialirkan ke *vaporizer* (V-

02). Gas keluaran separator (S-02) dinaikan lagi menjadi 350 °C menggunakan *heat exchanger* (E-01). Selanjutnya *propylene* dialirkan menuju reaktor (R-01).

3.1.2. Tahap Pembentukan Produk

Propylene dan *benzene* yang masing-masing telah bersuhu 350 °C tekanan 25 atm dimasukkan kedalam reaktor (R-01) dengan tipe *fixed bed multitube* yang berisi katalis *zeolite* QZ-2000. Katalis ini aktif pada suhu 350 °C dan bisa diregenerasi. Reaksi pembentukan cumene berlangsung dalam fase gas dan bersifat eksotermis dan *irreversible*. Proses yang dipilih adalah non adiabatik dan non isothermal. Komposisi reaktan *benzene* dengan *propylene* yaitu 2:1 dengan konversi reaksi sebesar 99%.

Reaksi yang terjadi pada reaktor (R-01) (alkilasi) adalah:

Reaksi Utama:



Reaksi Samping:



Reaksi *alkilasi* yang berlangsung menghasilkan produk cumene sebanyak 3789,7729 kg/jam. Panas yang dihasilkan diserap oleh pendingin *dowtherm A*.

Gas hasil reaksi dari *reaktor fixed bed multitube* keluar dengan suhu 350,0002 °C dan tekanan 25 atm, kemudian diturunkan tekanan menggunakan *expantion valve* (EV) menjadi 1 atm dan diturunkan suhunya menggunakan *heat exchanger 3* (E-03) dan *heat exchanger 4* (E-04) menjadi 100 °C, kemudian diubah fasenya menjadi cair dan diturunkan suhunya menjadi 75 °C menggunakan kondenser (CD-01).

Campuran produk dipisahkan di separator drum (S-01), hasil atas berupa gas yaitu *propylene* dan *propane* di *purging*, sedangkan hasil bawah berupa cairan yaitu *benzene*, *toluene*, *cumene* dan DPIB dialirkan menuju menara destilasi (MD-01). Hasil atas menara distilasi (MD-01) berupa *benzene*, *toulene* dan *cumene* sebanyak 2439,1814 kg/jam di *recycle*, sedangkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) berupa *benzene*, *toulene*, *cumene* dan DPIB sebanyak 3787,8788 kg/jam berfase cair dialirkan menuju tangki penyimpanan *cumene* (T-03) dengan tekanan 1 atm dan suhu 30 °C dengan kemurnian produk 99,94%.

3.2. Spesifikasi Alat

3.2.1. Tangki Penyimpanan *Propylene* (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku *propylene* sebanyak 1095,7753 m³ untuk keperluan 14 hari

Jenis : *Spherical tank*

Fase : Cair

Jumlah : 2

Kondisi Operasi : Tekanan = 13 atm

Suhu = 30 °C

Spesifikasi : Diameter = 10,2993 m

Tebal Shell = 0,1809 in

Bahan : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 123.717,27

3.2.2. Tangki Penyimpanan *Benzene* (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku *benzene* sebanyak 1190,4427 m³ untuk keperluan 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*

Fase : Cair

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Spesifikasi : Diameter = 18,2880 m

Tinggi = 10,6433 m

Tebal Head = 0,25 in

Tebal Shell = 0,4375 ; 0,375 ; 0,3125 ; 0,25 in

Bahan : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 151.275,71

3.2.3. Tangki Penyimpanan produk Cumene (T-03)

Fungsi	: Menyimpan produk cumene sebanyak 1488,2431 m ³ untuk keperluan 14 hari
Jenis	: Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>
Fase	: Cair
Jumlah	: 1
Kondisi Operas	: Tekanan = 1 atm Suhu = 30 °C
Spesifikasi	: Diameter = 18,288 m Tinggi = 10,6433 m Tebal Head = 0,1875 in Tebal Shell = 0,4375 ; 0,375 ; 0,3125 ; 0,1875 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 285 Grade C</i>
Harga	: \$ 196.930,46

3.2.4. Reaktor (R-01)

Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara <i>benzene</i> dan <i>propylene</i> menjadi cumene sebanyak 3789,7729 kg/jam
Jenis	: <i>Fixed bed multitube</i>
Fase	: Gas
Katalis	: Katalis <i>zeolite QZ-2000</i>
Kondisi Operasi	: Eksotermis Tekanan = 25 atm

Suhu = 350 °C

Spesifikasi : Diameter = 1,6764 m

Tinggi = 5,7035 m

Tebal Head = 1,5 in

Tebal Shell = 1,5 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 687.778,15

3.2.5. Separator (S-01)

Fungsi : Memisahkan *benzena, toluena, cumene* dan DIPB dalam fase cair dengan *propylene* dan *propana* dalam fase gas.

Jenis : *Vertical Drum Separator*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 75 °C

Spesifikasi : Diameter = 0,4572 m

Tinggi = 2,3083 m

Tebal Head = 0,1875 in

Tebal Shell = 0,1875 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 8.279,36

3.2.6. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan *benzene* sebagai produk atas dan *cumene* sebagai produk bawah

Jenis : *Tray column*

Kondisi Operasi : -Puncak Menara : Tekanan = 1 atm
Suhu = 80,7752 °C
-Umpan : Tekanan = 1 atm
Suhu = 100,7639 °C
-Dasar Menara : Tekanan = 1 atm
Suhu = 153,3878 °C

Spesifikasi : Diameter = 0,7027 m
Tinggi = 12,5406 m
Tebal Head = 0,1875 in
Tebal Shell = 0,1875 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 23.655,31

3.2.7. Vaporizer 1 (VP-01)

Fungsi : Memanaskan dan menguapkan sebagian *benzene*, *toluene* dan *recycle* dari MD-01 dengan menggunakan pemanas *steam*.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 3.111.989,5643 kJ/jam

Luas transfer panas : 250,4696 ft²

Panjang : 16 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 13,25 in

Baffle pass = 10,60 in

Tube side

-Ukuran : ID = 0,856 in

OD / BWG = 1 in / 15

Jumlah tube = 66

Dirt factor = 0,0071

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 101.836,11

3.2.8. Vaporizer 2 (VP-02)

Fungsi : Memanaskan dan menguapkan sebagian *propylene* dan *propane* dengan menggunakan pemanas *steam*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 548.271,9173 kJ/jam

Luas transfer panas : 239,6360 ft²

Panjang : 14 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 13,25 in

Baffle pass = 10,60 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,856 in

OD / BWG = 1 in / 15

Jumlah tube = 66

Dirt factor = 0,005

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 94.384,69

Heat Exchanger 1 (E-01)

Fungsi : Memanaskan *benzene*, *toluene* dan *recycle* dari MD-01 dengan menggunakan pemanas *steam*.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 1.087.662,944 kJ/jam

Luas transfer panas : 245,0692 ft²

Panjang : 14 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 12 in

Baffle pass = 9,60 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,620 in

OD/BWG = 0,75 in

Jumlah tube = 90

Dirt factor = 0,0059

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 29.923,97

3.2.9. Heat Exchanger 2 (E-02)

Fungsi : Memanaskan *propylene* dan *propane* dengan menggunakan pemanas *steam*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 825.509,8188 kJ/jam

Luas transfer panas : 333,5516 ft²

Panjang : 14 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 15,25 in

Baffle pass = 12,20 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,62 in

OD/BWG = 0,75 in / 16

Jumlah tube = 124

Dirt factor = 0,0509

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 23.418,76

3.2.10. Expansion Valve (EV-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas yang keluar dari reaktor (R-01)
dari 25 atm menjadi 1 atm

Jenis : *Globe Valve*

Ukuran Pipa : ID = 2,067 in

Sch. No. = 40

NPS = 2,00 in

OD = 2,38 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 3.548,30

3.2.11. Heat Exchanger 3 (E-03)

Fungsi : Mendinginkan campuran gas keluar reaktor (R-01)
menjadi 215°C

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 1.917.938,6125 kJ/jam

Luas transfer panas : 288,2590 ft²

Panjang : 20 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 12 in

Baffle pass = 9,6 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,532 in

OD/BWG = 0,75 in / 12

Jumlah tube = 74

Dirt factor = 0,0671

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 20.698,40

3.2.12. Heat Exchanger 4 (E-04)

Fungsi : Mendinginkan campuran gas keluar reaktor (R-01) dari
215°C menjadi 100°C

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 1.361.860,7290 kJ/jam

Luas transfer panas : 447,1223 ft²

Panjang : 20 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 15,25 in

Baffle pass = 12,20 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,856 in

OD/BWG = 1 in / 15

Jumlah tube = 86

Dirt factor = 0,0602

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 30.042,24

3.2.13. Condensor 1 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan dan mendinginkan keluaran reaktor (R01)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 1.947.873,3683 kJ/jam

Luas transfer panas : 268,1521 ft²

Panjang : 20 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 12 in

Baffle pass = 9,6 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,856 in

OD/BWG = 1 in / 15

Jumlah tube = 124

Dirt factor = 0,0080

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 46.364,41

3.2.14. Condensor 2 (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 12.319.505,06 kJ/jam

Luas transfer panas : 1496,5077 ft²

Panjang : 12 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 29 in

Baffle pass = 23,2 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,606 in

OD/BWG = 0,75 in / 15

Jumlah tube = 692

Dirt factor = 0,0071

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$50.740,64

3.2.15. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan hasil bawah menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 12.627.665,129 kJ/jam

Luas transfer panas : 345,1813 ft²

Panjang : 12 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 15,25 in

Baffle pass = 12,2 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,606 in

OD/BWG = 0,75 in / 15

Jumlah tube = 160

Dirt factor = 0,0038

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 24.956,35

3.2.16. Tangki Akumulator (ACC-01)

Fungsi : Menampung arus keluaran kondensor pada MD-01 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.

Jenis : Tangki *Silinder Horizontal*

Spesifikasi : Diameter = 0,3625 m

Panjang = 2,4089 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Bahan : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 354,83

3.2.17. Heat Exchanger 5 (E-05)

Fungsi : Mendinginkan campuran cairan keluaran Menara Distilasi 1 (MD-01) menjadi 30°C

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow*

Beban panas : 975.190,7110 kJ/jam

Luas transfer panas : 989,4027 ft²

Panjang : 20 ft

Shell side :

-Ukuran : ID = 21,25 in

Baffle pass = 17 in

Tube side :

-Ukuran : ID = 0,856 in

OD/BWG = 1 in / 15

Jumlah tube = 199

Dirt factor = 0,0738

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 59.020,00

3.2.18. Pompa 1 (P-01)

Fungsi : Menaikan tekanan dan mengalirkan *propylene* dari Tangki-01 ke *Vaporizer*

Jenis : *Centrifugal Pump*

Ukuran Pipa : ID = 1,38 in

Sch. = 40

NPS = 1,25 in

OD = 1,66 in

Total Head : 8,5039 m

Motor Penggerak : 0,33 HP

Bahan : *Low Alloy Steel SA 353*

Harga : \$ 36.074,35

3.2.19. Pompa 2 (P-02)

Fungsi : Menaikan tekanan dan mengalirkan *benzene* dari Tangki-02 dan *recycle* dai MD-01 ke *Vaporizer*

Jenis : *Centrifugal Pump*

Ukuran Pipa : ID = 2,067 in

Sch. = 40

NPS = 2 in

OD = 2,38 in

Total Head : 9,9346 m

Motor Penggerak : 0,5 HP

Bahan : *Low Alloy Steel SA 353*

Harga : \$40.332,30

3.2.20. Pompa 3 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan Cairan dari Condensor-01 (CD-01) ke Separator-01 (SP-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Ukuran Pipa : ID = 2,469 in

Sch. = 40

NPS = 2,5 in

OD = 2,88 in

Total Head : 1,9790 m

Motor Penggerak : 0,13 HP, 3600 rpm
 Bahan : *Low Alloy Steel SA 353*
 Harga : \$40.332,30

3.2.21. Pompa 4 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari Separator-01 (SP-01) ke Menara Distilasi (MD-01)
 Jenis : *Centrifugal Pump*
 Ukuran Pipa : ID = 2,469 in
 Sch. = 40
 NPS = 2,5 in
 OD = 2,88 in
 Total Head : 3,5774 m
 Motor Penggerak : 0,2500 HP
 Bahan : *Low Alloy Steel SA 353*
 Harga : \$ 40.332,30

3.2.22. Pompa 5 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan Cumene dari Menara Distilasi 1 (MD-01) ke Tangki 3 (T-03)
 Jenis : *Centrifugal Pump*
 Ukuran Pipa : ID = 2,067 in
 Sch. = 40
 NPS = 2 in
 OD = 2,38 in

Total Head : 3,9280 m
 Motor Penggerak : 0,2500 HP
 Bahan : *Low Alloy Steel SA 353*
 Harga : \$ 40.332,30

3.2.23. Pompa 6 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan *recycle* cairan dari Accumulator-01 ke Vaporizer 1 (VP-01)
 Jenis : *Centrifugal Pump*
 Ukuran Pipa : ID = 1,61 in
 Sch. = 40
 NPS = 1,5 in
 OD = 1,9 in
 Total Head : 4,0967 m
 Motor Penggerak : 0,1700 HP
 Bahan : *Low Alloy Steel SA 353*
 Harga : \$ 36.074,35

3.2.24. Separator 2 (S-02)

Fungsi : Memisahkan sebagian cairan yang belum teruapkan dari *vaporizer 2* (VP-02).

Jenis : Vertical Drum Separator

Kondisi Operasi : Tekanan = 25 atm

Suhu = 60,2431 °C

Spesifikasi : Diameter = 0,3048 m
 Tinggi = 1,5878 m
 Tebal Head = 0,4375 in

Tebal Shell = 0,4375 in
 Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Harga : \$ 6.268,66

3.2.25. Separator 3 (S-03)

Fungsi : Memisahkan sebagian cairan yang belum teruapkan dari *vaporizer 1* (VP-01).

Jenis : Vertical Drum Separator

Kondisi Operasi : Tekanan = 25 atm
 Suhu = 238,2507 °C

Spesifikasi : Diameter = 0,4572 m

Tinggi = 1,6689 m

Tebal Head = 0,5000 in

Tebal Shell = 0,625 in

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Harga : \$ 8.279,36

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Ketersediaan bahan baku *propylene* diperoleh dari PT Chandra Asri di Cilegon (kapasitas 470.000 ton per tahun). Sedangkan bahan baku *benzene* di peroleh dari Kilang *Paraxylene* dari PT. Pertamina RU IV di Cilacap, Jawa Tengah (kapasitas 270.000 ton per tahun).

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Kebutuhan <i>propylene</i> 1346,7047 kg/jam	10.665,8981	470.000
Kebutuhan <i>benzene</i> 2563,0396 kg/jam	20.299,2760	270.000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku *propylene* dan *benzene* dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2. Analisa Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya

analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain – lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik cumene/ *isopropylbenzene* ini berlokasi di daerah Cilegon, Banten. Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

4.1.1. Kemudahan Transportasi

Untuk mempermudah lalu lintas produk dan pemasarannya, pabrik didirikan di Cilegon karena dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan, serta jalan raya yang memadai, sehingga diharapkan pemasaran Isopopil

benzena baik ke daerah - daerah di pulau Jawa atau ke pulau - pulau lain di Indonesia maupun ke luar negeri dapat berjalan dengan baik. Sarana transportasi darat dan laut sudah tidak menjadi masalah, karena di Cilegon fasilitas jalan raya dan pelabuhan sudah memadai.

4.1.2. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Daerah Cilegon adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cilegon sebagai pasar yang baik bagi cumene. Sampai saat ini pabrik yang butuh cumene masih di suplai dari luar negeri.

4.1.3. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang dibutuhkan dalam pembuatan cumene adalah *propylene* dan *benzene*. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik cumene didirikan dekat penghasil utama bahan baku (*propylene*), yaitu pabrik *propylene* milik PT. Candra Asih di Cilegon dengan kapasitas 470.000 ton/tahun, dan *benzene* yang dikirim dari kilang *paraxylene* PT. Pertamina RU IV di Cilacap dengan kapasitas 270.000 ton/tahun.

4.1.4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Untuk

tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

4.1.5. Kondisi Iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 30 °C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.6. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik dan murah karena area kawasan ini memiliki sumber aliran sungai, yaitu sungai Cijantung. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan cukup mudah.

4.1.7. Faktor Penunjang Lain

Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan, perluasan areal unit, perizinan, prasarana dan fasilitas umum bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

4.2.1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

4.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Merupakan daerah perbaikan dan peletakan mesin-mesin yang mengalami kerusakan.

4.2.4. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Proses	200	100	20000
2	Area Utilitas	150	100	15000
3	Bengkel	40	20	800
4	Gudang Peralatan	40	20	800
5	Kantin	20	20	400
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	15	300
7	Kantor Utama	50	40	2000
8	Laboratorium	20	20	400
9	Parkir Utama	50	20	1000
10	Parkir Truk	60	40	2400
11	Litbang	25	20	500
12	Poliklinik	25	20	500
13	Pos Keamanan 1	5	5	25
14	Pos Keamanan 2	5	5	25
15	Control Room	20	25	500
16	Control Utilitas	20	20	400
17	Jembatan Timbang	50	30	1500
18	Masjid	20	20	400

19	Unit Pemadam Kebakaran	15	40	600
20	Unit Pengolahan Limbah	100	100	10000
21	Taman	20	10	200
22	Jalan	530	8	4240
23	Daerah Perluasan	100	60	6000
	Luas Tanah			67990
	Luas Bangunan			57550
	Total			67990

4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

4.3.2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

4.3.3. Pencahayaan

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

4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

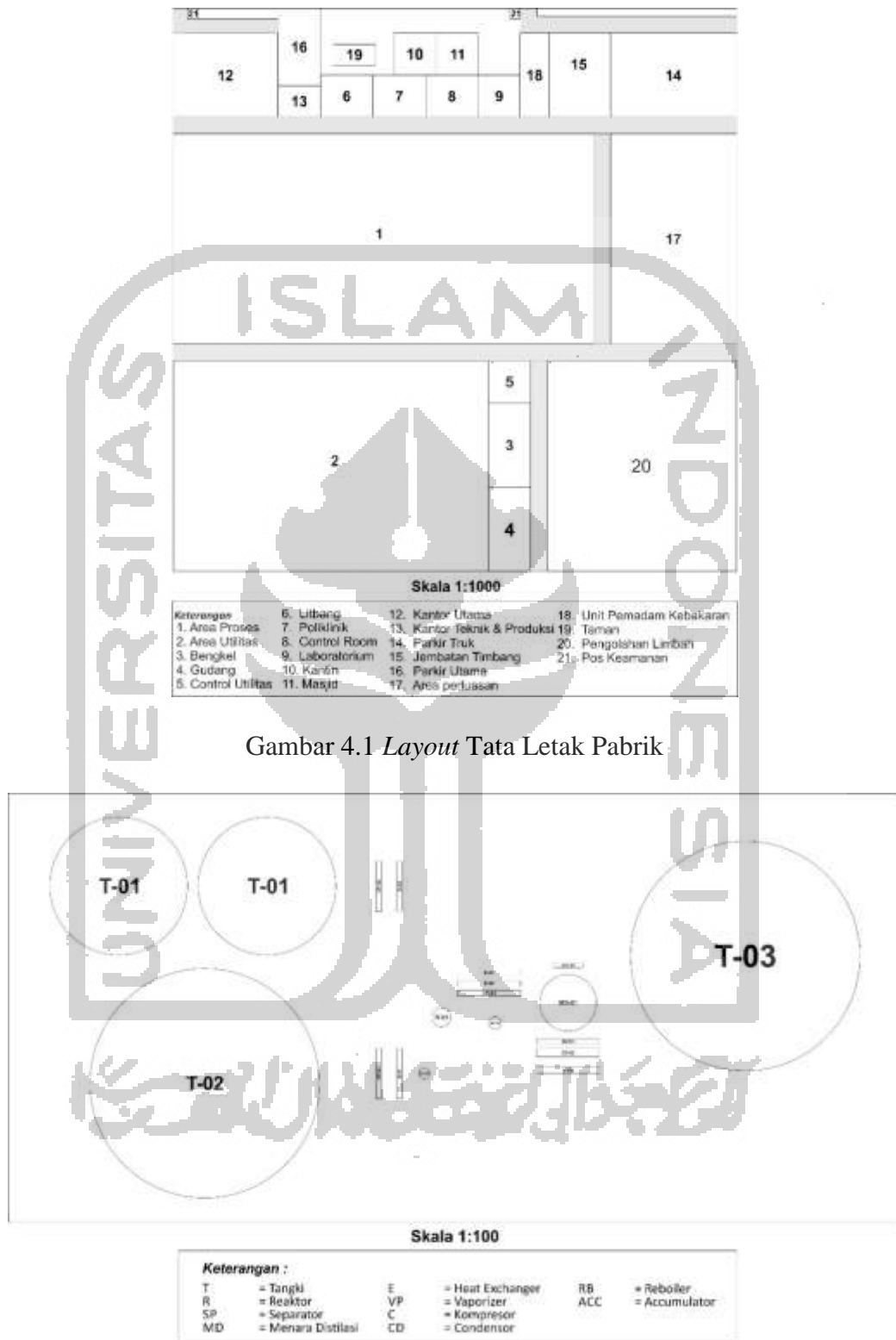
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

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

4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

4.4. Aliran Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

4.4.2.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk kg/jam	Keluar kg/jam
<i>Propylene</i> (C ₃ H ₆)	1339,6463	13,2750
<i>Propana</i> (C ₃ H ₈)	7,0583	7,0583
<i>Benzene</i> (C ₆ H ₆)	2562,2377	102,1089
<i>Toluene</i> (C ₇ H ₈)	0,8019	0,8019
<i>Cumene</i> (C ₉ H ₁₂)	-	3785,9831
<i>DPIB</i> (C ₁₂ H ₁₈)	-	0,5169
Total	3909,7442	3909,7442

4.4.2.2. Neraca Massa Per Alat

4.4.1.2.1. Reaktor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<i>Propylene</i> (C ₃ H ₆)	1339,6463	13,2750
<i>Propana</i> (C ₃ H ₈)	7,0583	7,0583
<i>Benzene</i> (C ₆ H ₆)	4992,5349	2532,4061
<i>Toluene</i> (C ₇ H ₈)	5,8964	5,8964
<i>Cumene</i> (C ₉ H ₁₂)	3,7898	3789,7729

<i>DPIB</i> (C ₁₂ H ₁₈)	-	0,5169
Total	6348,9257	6348,9257

4.4.1.2.2. Separator (SP-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Atas (kg/jam)	Bawah (kg/jam)
<i>Propylene</i> (C ₃ H ₆)	13,2750	13,2750	-
<i>Propana</i> (C ₃ H ₈)	7,0583	7,0583	-
<i>Benzene</i> (C ₆ H ₆)	2532,4061	101,2962	2431,1099
<i>Toluene</i> (C ₇ H ₈)	5,8964	0,2359	5,6605
<i>Cumene</i> (C ₉ H ₁₂)	3789,7729	-	3789,7729
<i>DPIB</i> (C ₁₂ H ₁₈)	0,5169	-	0,5169
Total	6348,9257	6348,9257	

4.4.1.2.3. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Atas (kg/jam)	Bawah (kg/jam)
<i>Benzene</i> (C ₆ H ₆)	2431,1099	2430,2972	0,8127

<i>Toluene</i> (C ₇ H ₈)	5,6605	5,0945	0,5661
<i>Cumene</i> (C ₉ H ₁₂)	3789,7729	3,7898	3785,9831
<i>DPIB</i> (C ₁₂ H ₁₈)	0,5169	-	0,5169
Total	6227,0602	6227,0602	

4.4.2. Neraca Panas

Suhu Referensi 25°C

4.4.2.1. Reaktor (R-01)

Tabel 4.6 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
<i>Propylene</i> (C ₃ H ₆)	905237,9523	8970,3066
<i>Propana</i> (C ₃ H ₈)	5372,8269	5372,8269
<i>Benzene</i> (C ₆ H ₆)	2648703,3085	1343524,4112
<i>Toluene</i> (C ₇ H ₈)	3269,6222	3269,6222
<i>Cumene</i> (C ₉ H ₁₂)	2273,3107	2273310,6633
<i>DPIB</i> (C ₁₂ H ₁₈)	-	331,2329
Panas Reaksi	10.334.879,96	-
Panas Yang Dibuang	-	10.264.957,92
Total	13.899.736,98	13.899.736,98

4.4.2.2. Separator (SP-01)

Tabel 4.7 Neraca Panas Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
<i>Propylene</i> (C ₃ H ₆)	1900,7395	1079,0478
<i>Propana</i> (C ₃ H ₈)	822,8419	632,9997
<i>Benzene</i> (C ₆ H ₆)	230415,5947	227178,9451
<i>Toluene</i> (C ₇ H ₈)	517,2504	35,4630
<i>Cumene</i> (C ₉ H ₁₂)	351482,5059	351482,5059
<i>DPIB</i> (C ₁₂ H ₁₈)	146,1688	146,1688
Panas Yang Diambil	-	4729,9708
Total	585285,1012	585285,1012

4.4.2.3. Menara Distilasi (MD-01)

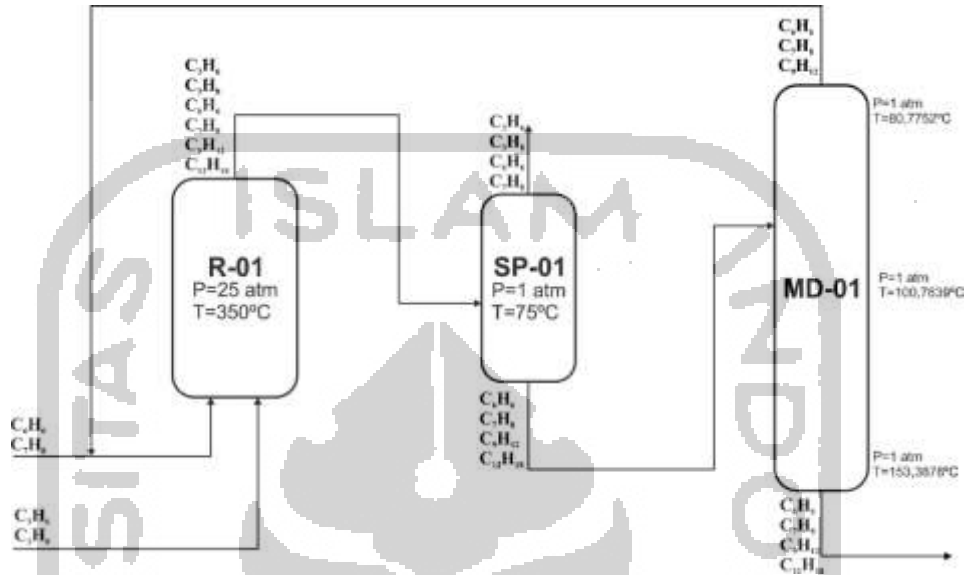
Tabel 4.8 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
<i>Benzene</i> (C ₆ H ₆)	340648,1898	246249,3311
<i>Toluene</i> (C ₇ H ₈)	31,8216	631,1499
<i>Cumene</i> (C ₉ H ₁₂)	539486,8726	941232,8868
<i>DPIB</i> (C ₁₂ H ₁₈)	234,9728	448,5582

Jumlah	880401,8569	1188561,9260
Beban Pans Reboiler	12627665,1293	-
Beban Panas Kondensor	-	12319505,0602
Total	13508066,9862	13508066,9862

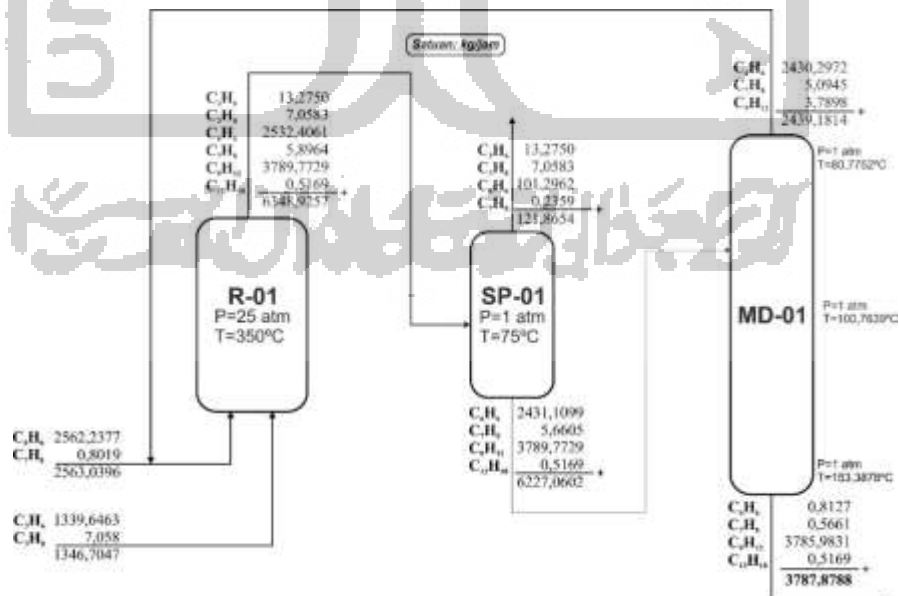


4.4.3. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif

4.4.4. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

4.5. Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan (*Maintenance*) berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat - alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat - alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara

keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

4.6.1. Kebutuhan dan Distribusi Air untuk Produksi dan Konsumsi

4.6.1.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Cumene/ *isopropylbenzene*, sumber air

yang digunakan berasal dari air sungai Cijantung. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air Pendingin

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 (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut :

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, konsumsi, perkantoran laboratorium dan masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a. Syarat fisika, meliputi:
1. Suhu : Di bawah suhu udara
 2. Warna : Jernih
 3. Rasa : Tidak berasa
 4. Bau : Tidak berbau

b. Syarat biologis, meliputi:

1. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
2. Tidak mengandung bakteri.

c. Syarat kimia, meliputi:

1. Tidak mengandung minyak.
2. Tidak menyebabkan korosi.

4.6.1.2. Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum

($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan *agitator*. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel - partikel *solid* yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit reboiler. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya.

Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

4.6.1.3. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air

Tabel 4.9 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heat Exchanger 03</i>	E-03	3767,3829

<i>Heat Exchanger 04</i>	E-04	2675,0860
<i>Condensor 01</i>	CD-01	15553,7262
<i>Heat Exchanger 05</i>	E-05	1857,1539
<i>Condensor 02</i>	CD-02	147288,6417
Total		171141,9908

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi : 205370,3889 kg/jam

Tabel 4.10 Kebutuhan Air Untuk *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Vaporizer 1</i>	VP-01	3063,5896
<i>Vaporizer 2</i>	VP-02	160,3652
<i>Heat Exchanger 1</i>	E-01	3212,6202
<i>Heat Exchanger 2</i>	E-02	1145,2800
<i>Reboiler</i>	RB-01	26277,4138
Total		33859,2687

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi : 40631,1224 kg/jam

2. Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 4,26 kg/jam. Jumlah karyawan = 165 orang

Tabel 4.11 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Nama	Jumlah (kg/jam)
Air Domestik	4036,6607
<i>Service Water</i>	1000,0000
Total	5036,6607

$$\text{Kebutuhan air total} = (205.370,3889 + 40.631,1224 + 5.036,6607) \text{ kg/jam} = 251.038,1720 \text{ kg/jam}$$

4.6.2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 40.631,1224 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air

dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan - bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas

sisanya pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150°C, kemudian diumpungkan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding - dinding dan pipa - pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi listrik untuk proses dan utilitas, listrik penerangan dan AC, listrik untuk laboratorium dan bengkel dan listrik untuk instrumentasi. Total kebutuhan listrik adalah 160,4551 kWh dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 200,5688 kWh.

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, generator juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power - power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompresor, pompa.

Spesifikasi generator yang digunakan adalah :

Kapasitas : 250 W

Jenis : AC Generator Diesel

Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari generator ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari – hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari generator 100%.

4.6.4. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 37,3824 m³/jam.

4.6.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah *Marine Fuel Oil* yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *Marine Fuel Oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Kebutuhan bahan bakar untuk boiler sebesar 2,9386 m³/jam dan untuk generator sebesar 0,0292 m³/jam. Total kebutuhan bahan bakar adalah 2,9678 m³/jam.

4.7. Organisasi Perusahaan

4.7.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik Cumene ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yang dirancang dengan kapasitas 30.000 ton/tahun dengan status perusahaan terbuka. Perseroan Terbatas merupakan perusahaan yang modalnya didapatkan dari penjualan saham dimana tiap sekutu mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih dan pemegang saham bertanggung jawab untuk menyetorkan secara penuh apa yang tersebut di dalam tiap saham. Terdapat beberapa alasan terpilihnya bentuk perusahaan ini, diantaranya:

1. Modal yang dengan mudah didapatkan dengan menjualkan saham di pasar modal atau peminjaman dana atau perjanjian tertutup yang dilakukan oleh pihak yang memiliki kepentingan.
2. Sistem manajemen yang efisien dan mudah bergerak di pasar global.
3. Pemegang saham bertanggung jawab secara terbatas dan dapat memilih orang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur.
4. Lapangan usaha yang lebih luas karena dapat menarik modal dengan besar.
5. Kelangsungan perusahaan terjamin karena tidak berpengaruh terhadap berhentinya pemegang saham dan seluruh jajarannya.

4.7.2. Struktur Perusahaan

Untuk menjalankan segala aktifitas didalam 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 :

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi.
3. Tujuan organisasi harus diterima setiap orang dalam organisasi.
4. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*).
5. Adanya kesatuan perintah.
6. Pembagian tugas kerja yang jelas.
7. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
8. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.

Selain itu terdapat 3 bentuk struktur organisasi, diantaranya adalah:

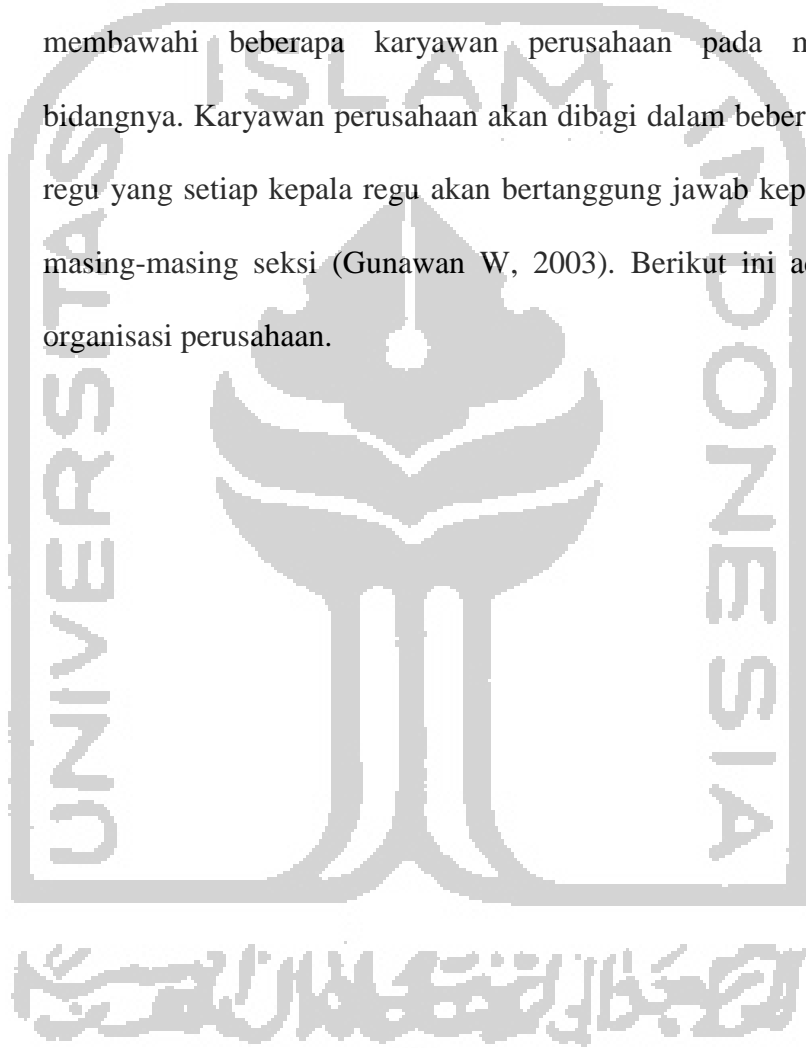
1. *Line system*, yaitu sistem yang digunakan pada perusahaan kecil. Pemegang komando tertinggi berada di pemilik perusahaan dan memberikan perintah langsung kepada bawahan.

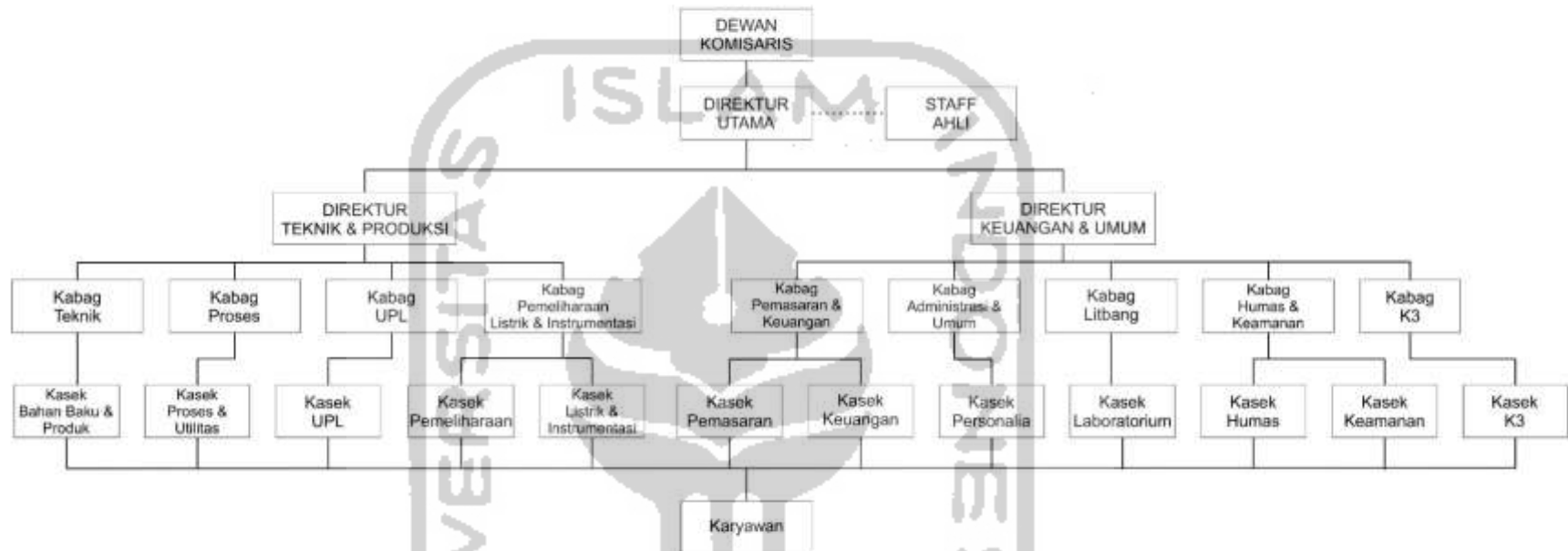
2. *Line and staff system*, yaitu sistem yang digunakan pada sebagian besar perusahaan dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya saja.
3. *Functional system*, yaitu system yang digunakan pada perusahaan besar dan kompleks dengan menempatkan karyawan sesuai dengan bidang yang dimiliki dan wewenangnya hanya sebatas bidang keahliannya saja.

Dengan berpedoman pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu *Line and Staff System*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Produksi membawahi bidang teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi keuangan, umum dan pemasaran.

Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi (Gunawan W, 2003). Berikut ini adalah struktur organisasi perusahaan.





Gambar 4.5 Struktur Organisasi

4.7.3. Tugas dan Wewenang

4.7.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan kumpulan dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pendirian suatu perusahaan. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan kekuasaan tertinggi yang dimiliki perusahaan jika berbentuk Perseroan Terbatas. Menurut Widjaja (2003) pemegang saham dalam RUPS memiliki wewenang yaitu:

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

4.7.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan orang yang bertanggung jawab kepada pemilik saham sehingga sehari-hari berfungsi sebagai pelaksana tugas. Dimana tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, alokasi sumber dana, target perusahaan dan pemasaran.
2. Mengawasi dan membantu tugas Direksi.

4.7.3.3. Dewan Direksi

Direksi Utama merupakan pimpinan tertinggi diperusahaan yang bertanggung jawab penuh atas seluruh perusahaan dan juga bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas kebijakan yang dipilih atau diambil.

Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama adalah :

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya. (Gunawan W, 2003)

4.7.3.4. Staff Ahli

Staff Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.7.3.5. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian dapat pula bertindak sebagai staff direktur bersama-sama staff ahli. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama yang terdiri dari:

4.7.3.5.1. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi. Kepala bagian teknik membawahi seksi Proses dan Utilitas. Tugas dan wewenang kepala bagian teknik sebagai berikut:

1. Menyusun program kerja dan jadwal pemeliharaan mesin, peralatan, dan fasilitas produksi agar proses produksi berjalan lancar.
2. Bertanggung jawab terhadap sarana dan prasarana pendukung kegiatan produksi dan unit utilitas.
3. Mengkoordinir kegiatan perbaikan mesin produksi dan utilitas dalam perusahaan jika terjadi kerusakan.

4.7.3.5.2. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian produksi membawahi seksi bahan baku dan produk. Tugas dan wewenang kepala bagian produksi sebagai berikut:

1. Mengatur dan mengawasi semua kegiatan produksi yang berlangsung di perusahaan.
2. Mengkoordinir dan mengarahkan karyawan produksi agar kegiatan produksi dapat berjalan dengan lancar dan efisien.
3. Merealisasikan target produksi yang telah ditetapkan oleh perusahaan.
4. Menetapkan sistem dan metode produksi dengan melakukan analisa aspek teknis dan ekonomis produk serta fasilitas produksi.
5. Menyusun laporan harian dan laporan berkala mengenai seluruh kegiatan produksi yang berlangsung dalam perusahaan.

4.7.3.5.3. Kepala Bagian UPL

Kepala bagian UPL bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang pengolahan limbah. Kepala bagian UPL membawahi seksi UPL.

Tugas dan wewenang kepala bagian UPL sebagai berikut:

1. Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik.
2. Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4.7.3.5.4. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Kepala bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.7.3.5.5. Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang keuangan serta pengadaan dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian Keuangan dan Pemasaran membawahi seksi Keuangan dan seksi Pemasaran.

Tugas dari kepala bagian Keuangan adalah:

1. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran keuangan.
2. Mengadakan perhitungan gaji dan insentif karyawan.

Tugas dari kepala bagian Pemasaran adalah:

1. Menetapkan strategi-strategi pemasaran yang efektif dan efisien.
2. Merencanakan serta melaksanakan strategi dan teknik pemasaran produk baik dalam jangka panjang maupun jangka pendek.
3. Mengelola seluruh kegiatan pemasaran produk sampai ke tangan konsumen.
4. Melakukan analisis pasar dan pesaing perusahaan.

4.7.3.5.6. Kepala Bagian Administrasi dan Umum

Kepala Bagian Administrasi dan Umum bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan personalia. Kepala bagian Administrasi dan Umum membawahi seksi personalia.

Tugas dari kepala bagian administrasi dan umum adalah:

1. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
2. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
3. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

4.7.3.5.7. Kepala Bagian Litbang

Kepala Bagian Litbang bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang kegiatan yang berhubungan

dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

Kepala Bagian Litbang membawahi seksi Laboratorium.

Tugas dari kepala bagian Litbang adalah:

1. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk.
2. Memberikan rekomendasi terhadap tindakan koreksi proses yang berjalan.

4.7.3.5.8. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Kepala Bagian Humas dan Keamanan bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Humas dan Keamanan membawahi seksi Humas dan seksi Keamanan.

Tugas dari kepala bagian Humas dan Keamanan adalah:

1. Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.
2. Menjalin relasi atau kerja sama dengan instansi lain.
3. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
4. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan.
5. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.7.3.5.9. Kepala Bagian K3

Kepala Bagian K3 bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang kesehatan, keselamatan kerja.

Tugas dari kepala bagian K3 adalah:

1. Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
2. Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
3. Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
4. Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

4.7.3.6. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.7.3.7. Status Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown* pabrik). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

1. Karyawan *nonshift*/harian adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Senin – Kamis : 07.00 – 17.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jumat : 07.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

2. Karyawan *Shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain: bagian produksi, bagian teknik, dan bagian keamanan. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut:

a) Shift operasi:

1. Shift pagi : 07.00 – 15.00

2. Shift sore : 15.00 – 23.00

3. Shift malam : 23.00 – 07.00

b) Shift keamanan:

1. Shift pagi : 06.00 – 14.00

2. Shift sore : 14.00 – 22.00

3. Shift malam : 22.00 – 06.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu (A, B, C, D) dimana 4 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jadwal pembagian kerja *shift* selama 15 hari tersaji dalam Tabel 4.12.

Tabel 4.12. Jadwal pembagian kerja *shift* selama 15 hari

Grup	A	B	C	D
Hari				
1	Shift 1	-	Shift 2	Shift 3
2	Shift 1	Shift 2	-	Shift 3
3	Shift 1	Shift 2	Shift 3	-
4	-	Shift 2	Shift 3	Shift 1
5	Shift 2	-	Shift 3	Shift 1
6	Shift 2	Shift 3	-	Shift 1
7	Shift 2	Shift 3	Shift 1	-
8	-	Shift 3	Shift 1	Shift 2
9	Shift 3	-	Shift 1	Shift 2
10	Shift 3	Shift 1	-	Shift 2
11	Shift 3	Shift 1	Shift 2	-
12	-	Shift 1	Shift 2	Shift 3
13	Shift 1	-	Shift 2	Shift 3

14	Shift 1	Shift 2	-	Shift 3
15	Shift 1	Shift 2	Shift 3	-

4.7.4. Ketenagakerjaan

Menurut statusnya, karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan Kontrak Yaitu Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.
3. Karyawan Borongan Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.7.5. Fasilitas Karyawan

Kesejahteraan atau fasilitas yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan
 - a) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - b) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

c) Tunjangan lain yang besarnya ditentukan berdasarkan undang-undang yang berlaku.

2. Cuti

a) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

b) Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.

c) Cuti hamil bagi karyawan wanita.

d) Pakaian kerja, diberikan pada setiap karyawan sejumlah 1 pasang untuk setiap tahunnya.

3. Pengobatan

a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

4. Kantin perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.

5. Transportasi perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan.

6. Asuransi perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.

7. Tempat ibadah, perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.

4.7.6. Golongan dan Jabatan Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Berdasarkan peraturan Pemerintah No 78 Tahun 2015 tentang upah minimum kota Cilegon tahun 2019 sebesar Rp 3.622.214,- . Berikut ini adalah penggolongan jabatan dan gaji sesuai tabel 4.13

Tabel 4.13 Jabatan dan Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/ bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp. 40.000.000,-	Rp. 40.000.000,-
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp. 30.000.000,-	Rp. 30.000.000,-
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp. 30.000.000,-	Rp. 30.000.000,-
4	Ka. Bag. Teknik	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
6	Ka. Bag. UPL	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-

7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
11	Ka. Bag. K3	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, Instrumentasi	1	Rp. 20.000.000,-	Rp. 20.000.000,-
13	Ka. Sek. UPL	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
14	Ka. Sek. Proses & utilitas	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-

18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
24	Ka. Sek. K3	1	Rp. 15.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
25	Karyawan Personalia	7	Rp. 8.000.000,-	Rp. 56.000.000,-
26	Karyawan Humas	7	Rp. 8.000.000,-	Rp. 56.000.000,-
27	Karyawan Litbang	5	Rp. 8.000.000,-	Rp. 40.000.000,-
28	Karyawan Pembelian	6	Rp. 8.000.000,-	Rp. 48.000.000,-
29	Karyawan Pemasaran	6	Rp. 8.000.000,-	Rp. 48.000.000,-
30	Karyawan Administrasi	8	Rp. 8.000.000,-	Rp. 64.000.000,-
31	Karyawan Proses	8	Rp. 8.000.000,-	Rp. 64.000.000,-

32	Karyawan Laboratorium	5	Rp. 8.000.000,-	Rp. 40.000.000,-
33	Karyawan Pemeliharaan	8	Rp. 8.000.000,-	Rp. 64.000.000,-
34	Karyawan Utilitas	6	Rp. 8.000.000,-	Rp. 48.000.000,-
35	Karyawan K3	6	Rp. 8.000.000,-	Rp. 48.000.000,-
36	Operator proses	24	Rp. 8.000.000,-	Rp. 168.000.000
37	Operator utilitas	12	Rp. 8.000.000,-	Rp. 80.000.000,-
38	Karyawan Keamanan	8	Rp. 4.500.000,-	Rp. 32.000.000,-
39	Sekretaris	3	Rp. 5.500.000,-	Rp. 36.000.000,-
40	Dokter	2	Rp. 12.500.000,-	Rp. 25.000.000,-
41	Perawat	3	Rp. 5.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
42	Paramedis (apoteker dan asisten apoteker)	3	Rp. 5.000.000,-	Rp. 15.000.000,-
43	Supir	4	Rp. 4.800.000,-	Rp. 19.000.000,-
44	Cleaning Service	10	Rp. 4.500.000,-	Rp. 45.000.000,-
	Total	160	Rp 605.800.000,-	Rp1.455.700.000,

4.8. Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak dan layak atau tidak layak jika didirikan. Bagian terpenting dari prarancangan ini adalah estimasi harga

dari alat-alat, karena harga digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisis ekonomi, dimana analisis ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dalam titik impas. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b) Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a) Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b) Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a) *Percent Return on investment* (ROI)
 - b) *Pay out time* (POT)
 - c) *Break event point* (BEP)
 - d) *Shut down point* (SDP)
 - e) *Discounted cash flow* (DCF)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan

atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.
2. *Pay Out Time* (POT) adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
3. *Break Even Point* (BEP) adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.
4. *Shut Down Point* (SDP) adalah 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 keuntungan).
5. *Discounted Cash Flow* merupakan Analisa kelayakan ekonomi yang memperkirakan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4.8.1. Harga Alat

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 sebelumnya dikalikan rasio indeks harga. Diasumsikan kenaikan harga setiap tahun adalah linear, sehingga dapat ditentukan indeks nilai pada tahun tertentu sesuai Tabel 4.14

Tabel 4.14 Index Nilai Setiap Tahun

No.	(Xi)	Index (Yi)	XY	X ²
1	1987	324,000	643788,0000	3948169,0000
2	1988	343,000	681884,0000	3952144,0000
3	1989	355,000	706095,0000	3956121,0000
4	1990	361,300	719348,3000	3964081,0000
5	1991	361,300	719348,3000	3964081,0000
6	1992	358,200	713534,4000	3968064,0000
7	1993	359,200	715885,6000	3972049,0000
8	1994	368,100	733991,4000	3976036,0000
9	1995	381,100	760294,5000	3980025,0000
10	1996	381,700	761873,2000	3984016,0000
11	1997	386,500	771840,5000	3988009,0000
12	1998	389,500	778221,0000	3992004,0000
13	1999	390,600	780809,4000	3996001,0000
14	2000	394,100	788200,0000	4000000,0000
15	2001	394,300	788994,3000	4004001,0000
16	2002	395,600	791991,2000	4008004,0000

17	2003	402,000	805206,0000	4012009,0000
18	2004	444,200	890176,8000	4016016,0000
19	2005	468,200	938741,0000	4020025,0000
20	2006	499,600	1002197,6000	4024036,0000
21	2007	525,400	1054477,8000	4028049,0000
22	2008	575,400	1155403,2000	4032064,0000
23	2009	521,900	1048497,1000	4036081,0000
24	2010	550,800	1107108,0000	4040100,0000
25	2011	585,700	1177842,7000	4044121,0000
26	2012	584,600	1176215,2000	4048144,0000
27	2013	567,300	1141974,9000	4052169,0000
28	2014	576,100	1160265,4000	4056196,0000
29	2015	556,800	1121952,0000	4060225,0000
30	58029	12796,2	25625248,5	116118059

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan

berikut:

$$y = 9.88x + (-19324.59)y$$

Dengan :

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan di atas di dapat harga indeks pada tahun 2023 adalah 658,5638. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries and Newton, 1955)

$$E_x = E_x \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana:

E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan: (Peters et al., 2003)

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

Dimana:

E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

C_b : Kapasitas alat b

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada *Peter & Timmerhaus, "Plant Design And Economic for Chemical Engineering", 3th edition*. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 1,183.

Tabel 4.15 Harga Alat Proses

Nama Alat	Harga 2014 (\$)	Harga 2023 (\$)	jumlah	Harga Alat (\$)
Tangki Propylene	\$ 52.300,00	\$ 61.858,64	2	\$ 123.717,27
Tangki Benzene	\$ 127.900,00	\$ 151.275,71	1	\$ 151.275,71
Tangki Cumene	\$ 166.500,00	\$ 196.930,46	1	\$ 196.930,46
Vaporizer-01	\$ 86.100,00	\$ 101.836,11	1	\$ 101.836,11
Vaporizer-02	\$ 79.800,00	\$ 94.384,69	1	\$ 94.384,69
Kompresor-01	\$ 10.500,00	\$ 12.419,04	1	\$ 12.419,04
Heat Exchanger- 01	\$ 25.300,00	\$ 29.923,97	1	\$ 29.923,97
Heat Exchanger- 02	\$ 19.800,00	\$ 23.418,76	1	\$ 23.418,76

Reaktor Fixed Bed	\$ 581.500,00	\$ 687.778,15	1	\$ 687.778,15
Expansion Valve	\$ 3.000,00	\$ 3.548,30	1	\$ 3.548,30
Condenser-01	\$ 39.200,00	\$ 46.364,41	1	\$ 46.364,41
Separator	\$ 7.000,00	\$ 8.279,36	1	\$ 8.279,36
Heat Exchanger-03	\$ 17.500,00	\$ 20.698,40	1	\$ 20.698,40
Heat Exchanger-04	\$ 25.400,00	\$ 30.042,24	1	\$ 30.042,24
Heat Exchanger-05	\$ 49.900,00	\$ 59.020,00	1	\$ 59.020,00
Menara Distilasi	\$ 20.000,00	\$ 23.655,31	1	\$ 23.655,31
Condenser-02	\$ 42.900,00	\$ 50.740,64	1	\$ 50.740,64
Reboiler-01	\$ 21.100,00	\$ 24.956,35	1	\$ 24.956,35
Tangki Accumulator	\$ 300,00	\$ 354,83	1	\$ 354,83
Pompa-01	\$ 30.500,00	\$ 36.074,35	1	\$ 36.074,35
Pompa-02	\$ 34.100,00	\$ 40.332,30	1	\$ 40.332,30
Pompa-03	\$ 34.100,00	\$ 40.332,30	1	\$ 40.332,30
Pompa-04	\$ 34.100,00	\$ 40.332,30	1	\$ 40.332,30
Pompa-05	\$ 34.100,00	\$ 40.332,30	1	\$ 40.332,30
Pompa-06	\$ 30.500,00	\$ 36.074,35	1	\$ 36.074,35

Total = \$ 1.922.821,91

= Rp 27.163.705.098,25

Tabel 4.16 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga Total (\$)
Pompa-01	PU-01	2	\$ 43.439,38
Pompa-02	PU-02	2	\$ 43.439,38
Pompa-03	PU-03	2	\$ 43.439,38
Pompa-04	PU-04	2	\$ 43.439,38
Pompa-05	PU-05	2	\$ 43.439,38
Pompa-06	PU-06	2	\$ 43.439,38
Pompa-07	PU-07	2	\$ 41.381,72
Pompa-08	PU-08	2	\$ 41.381,72
Pompa-09	PU-09	2	\$ 41.381,72
Pompa-10	PU-10	2	\$ 34.751,50
Pompa-11	PU-11	2	\$ 34.751,50
Pompa-12	PU-12	2	\$ 34.751,50
Pompa-13	PU-13	2	\$ 30.864,82
Pompa-14	PU-14	2	\$ 30.864,82
Pompa-15	PU-15	2	\$ 41.381,72
Pompa-16	PU-16	2	\$ 26.292,26
Pompa-17	PU-17	2	\$ 41.381,72

Pompa-18	PU-18	2	\$ 26.292,26
Pompa-19	PU-19	2	\$ 41.381,72
Pompa-20	PU-20	2	\$ 21.948,32
Pompa-21	PU-21	2	\$ 41.381,72
Bak Sedimentasi	BS	1	\$ 1.486,08
Bak Penggumpal	BP	1	\$ 1.486,08
Bak Air Pendingin	BAP	1	\$ 1.714,71
Tangki Alum	TP-01	1	\$ 7.932,26
Tangki Klorin	TP-02	1	\$ 8.573,56
Tangki Asam Sulfat	TP-03	1	\$ 1.486,08
Tangki Natrium Hidroksida	TP-04	1	\$ 1.486,08
Tangki Hydrazine	TP-05	1	\$ 1.486,08
Tangki Air Filter	TP-06	1	\$ 69.617,32
Tangki Air Bersih	TP-07	1	\$ 95.891,29
Tangki Penampung Sementara Air Proses	TP-08	1	\$ 28.970,64
Tangki Umpan Boiler	TP-09	1	\$ 95.891,29
Clarifier	CLU	1	\$ 90.794,02
Sand Filter	SFU	1	\$ 48.278,30
Kation Exchanger	KEU	1	\$ 66.501,12
Anion Exchanger	AEU	1	\$ 66.501,12

Deaerator	DAU	1	\$ 24.278,04
Cooling Tower	CTU	1	\$ 38,93
Generator	GU	1	\$ 194.672,43
Tangki Bahan Bakar generator	TP-10	1	\$ 62.872,78
Tangki Bahan Bakar boiler	TP-11	1	\$ 28.970,64

Total = \$ 1.689.754,17
= Rp 23.871.157.176,57

4.8.2. Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah:

1. Kapasitas produksi : 30.000 ton / tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun: 2023
4. Nilai kurs dollar : 1\$ = Rp 14.127,00 (4 Oktober 2019)
5. Umur alat : 10 tahun

4.8.3. Perhitungan Biaya

4.8.3.1. Modal (Capital Investment)

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik Asam Asetat ini memerlukan rencana *physical*

plant cost, direct plant cost, fixed capital instrument seperti pada

Tabel 4.17 sampai Tabel 4.19

Tabel 4.17 *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 51.034.862.274,81	\$ 3.612.576
2	Delivered Equipment Cost	Rp 12.758.715.568,70	\$ 903.144
3	Instalasi cost	Rp 8.626.838.902,95	\$ 610.663
4	Pemipaan	Rp 12.129.666.727,42	\$ 858.616
5	Instrumentasi	Rp 12.813.305.205,84	\$ 907.008
6	Insulasi	Rp 2.001.827.751,48	\$ 141.702
7	Listrik	Rp 5.103.486.227,48	\$ 361.258
8	Bangunan	Rp 216.000.000.000,00	\$ 15.289.870
9	Land & Yard Improvement	Rp 267.000.000.000,00	\$ 18.899.979
	Total	Rp 587.468.702.658,69	\$ 41.584.816

Tabel 4.18 Direct Plant Cost

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Construction	Rp 117.493.740.532	\$ 8.316.963
2	Physical Plant Cost	Rp 704.962.443.190	\$ 49.901.780
	Total DPC	Rp 822.456.183.722	\$ 58.218.743

Tabel 4.19 Fixed Capital Investment

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Plant Cost	Rp 704.962.443.190	\$ 49.901.780
2	Contractor's fee	Rp 28.198.497.728	\$ 1.996.071
3	Contingency	Rp 70.496.244.319	\$ 4.990.178
	Total FCI	Rp 803.657.185.237	\$ 56.888.029

2. Working Capital Investment

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu seperti pada Tabel 4.20.

Tabel 4.20 Working Capital Investment

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 3.742.595.537	\$ 264.925
2	Inproses Inventory	Rp 715.413.283	\$ 50.642

3	Product Inventory	Rp 10.015.785.964	\$ 708.982
4	Extended Credit	Rp 17.979.818.181,82	\$ 1.272.727
5	Available Cash	Rp 42.924.796.990	\$ 3.038.493
	Total Working Capital (WC)	Rp 75.378.409.956	\$ 5.335.769

4.8.3.2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

1. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 4.21 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 176.436.646.752	\$ 12.489.322
2	Labor	Rp 26.300.400.000	\$ 1.861.712
3	Supervision	Rp 6.575.100.000	\$ 465.428
4	Maintenance	Rp 32.146.287.409	\$ 2.275.521
5	Plant Supplies	Rp 4.821.943.111	\$ 341.328
6	Royalty and Patents	Rp 42.381.000.000	\$ 3.000.000
7	Utilities	Rp 24.966.227.384	\$ 1.767.270
	Total (DMC)	Rp 313.627.604.656	\$ 22.200.581

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4.22 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Payroll Overhead	Rp 3.945.060.000	\$ 279.257
2	Laboratory	Rp 2.630.040.000	\$ 186.171
3	Plant Overhead	Rp 13.150.200.000	\$ 930.856
4	Packaging and Shipping	Rp 42.381.000.000	\$ 3.000.000
	Total (IMC)	Rp 62.106.300.000	\$ 4.396.284

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4.23 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depreciation	Rp 80.365.718.524	\$ 5.688.803
2	Propertu taxes	Rp 8.036.571.852	\$ 568.880
3	Insurance	Rp 8.036.571.852	\$ 568.880
	Total (FMC)	Rp 96.438.862.228	\$ 6.826.563

Tabel 4.24 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 313.627.604.656	\$ 22.200.581
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 62.106.300.000	\$ 4.396.284
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 96.438.862.228	\$ 6.826.563
	Total (MC)	Rp 472.172.766.885	\$ 33.423.428

4. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 4.25 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	Rp 28.330.366.013	\$ 2.005.406
2	Sales Expense	Rp 70.825.915.033	\$ 5.013.514
3	Research	Rp 37.773.821.351	\$ 2.673.874
4	Finance	Rp 35.161.423.808	\$ 2.488.952
	Total General Expenses(GE)	Rp 172.091.526.204	\$ 12.181.746

Tabel 4.26 *Total Production Cost*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Manufacturing Cost (MC)	Rp 472.172.766.884,684	\$ 33.423.428
General Expenses(GE)	Rp 172.091.526.204,277	\$ 12.181.746
Total Production Cost (TPC)	Rp 644.264.293.088,961	\$ 45.605.174

4.8.4. Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan = Rp 847.620.000.000,00

Total Biaya Produksi = Rp 644.264.293.088,96

Keuntungan = Total penjualan – Total Biaya Produksi

= Rp 203.355.706.911

2. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak = 48,5% x Rp 203.355.706.911

= Rp 98.627.517.851,85

Keuntungan = Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak

= Rp 104.728.189.059,19

4.8.5. Analisa Kelayakan

4.8.5.1. Return on Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

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

1. ROI sebelum pajak (ROI_b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries dan Newton, 1955).

$$ROI_b = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% = 32,7\%$$

2. ROI setelah Pajak (ROI_a)

$$ROI_a = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% = 22,86\%$$

4.8.5.2. *Pay Out Time* (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Menurut Aries dan Newton (1955) syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimal adalah 5 tahun.

$$POT_b = \frac{\text{Fixed Capital Invesment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} = 3,06 \text{ tahun}$$

$$POT_a = \frac{\text{Fixed Capital Invesment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} = 4,37 \text{ tahun}$$

4.8.5.3. *Break Event Point* (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi dibawah BEP.

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

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

Tabel 4.27 Annual Fixed Manufacturing Cost (*Fa*)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depreciation	Rp 80.365.718.524	\$ 5.688.803
2	Propertu taxes	Rp 8.036.571.852	\$ 568.880
3	Insurance	Rp 8.036.571.852	\$ 568.880
	Total Fa	Rp 96.438.862.228	\$ 6.826.563

Tabel 4.28 Annual Regulated Expenses (*Ra*)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp 26.300.400.000	\$ 1.861.712
2	Payroll Overhead	Rp 3.945.060.000	\$ 279.257
3	Supervision	Rp 6.575.100.000	\$ 465.428

4	Plant Overhead	Rp 13.150.200.000	\$ 930.856
5	Laboratorium	Rp 2.630.040.000	\$ 186.171
6	General Expense	Rp 172.091.526.204	\$ 12.181.746
7	Maintenance	Rp 32.146.287.409	\$ 2.275.521
8	Plant Supplies	Rp 4.821.943.111	\$ 341.328
	Total Ra	Rp 261.660.556.725	\$ 18.522.019

Tabel 4.29 Annual Variable Value (Va)

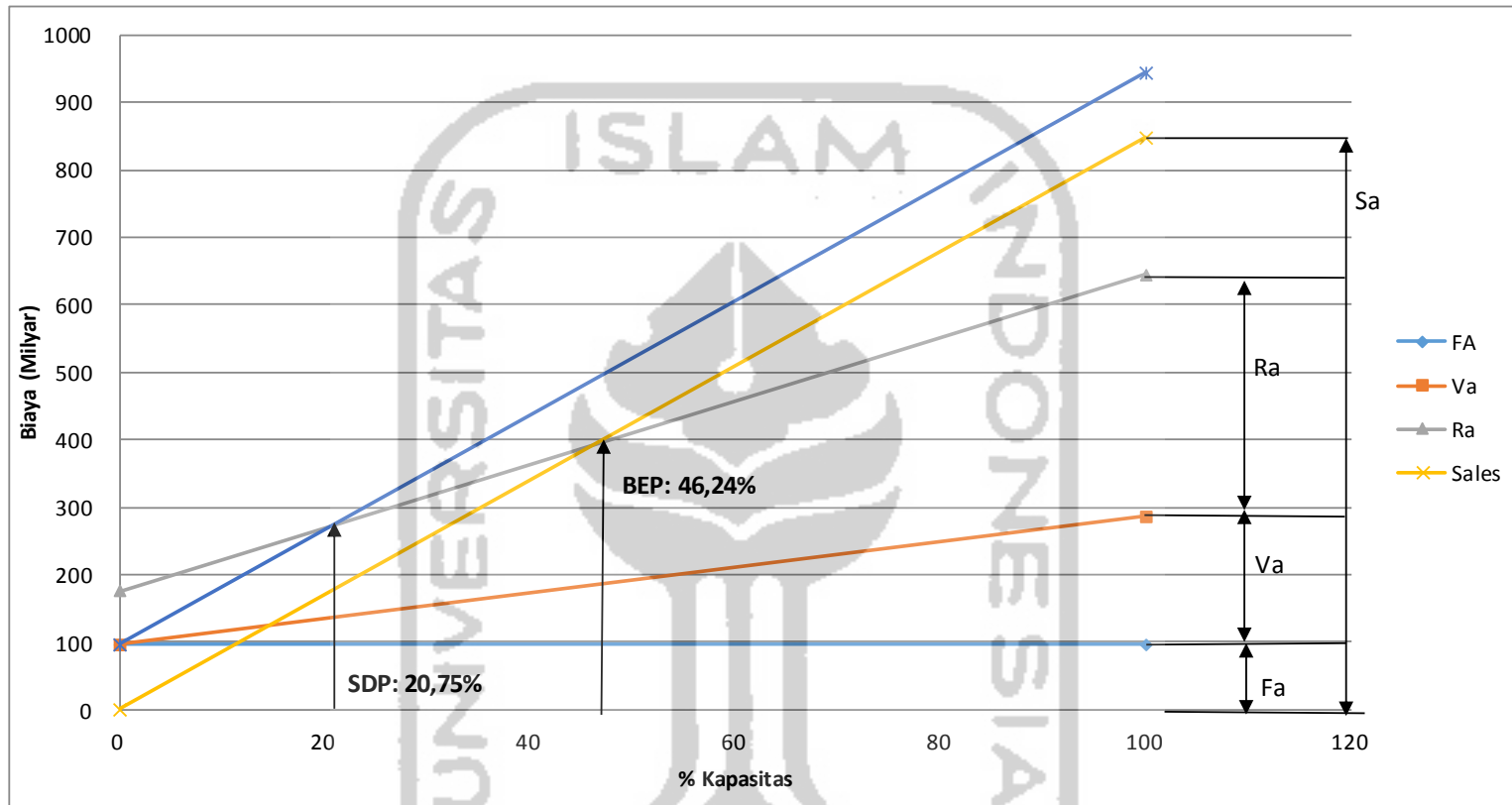
No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 176.436.646.752	\$ 12.489.322
2	Packaging and Shipping	Rp 42.381.000.000	\$ 3.000.000
3	Utilities	Rp 24.966.227.384	\$ 1.767.270
4	Royalty & Patent	Rp 42.381.000.000	\$ 3.000.000
	Total Va	Rp 286.164.874.135	\$ 20.256.592

Tabel 4.30 Annual Sales Value (Sa)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Annual Sales Value	Rp 847.620.000.000	\$ 60.000.000,00
	Total Sa	Rp 847.620.000.000	\$ 60.000.000,00

Sesuai dengan tabel 4.27 – 4.30 maka diperoleh BEP sebesar :

$$BEP = \left(\frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \right) \times 100\% = 46,24\%$$



Gambar 4.6 Grafik

4.8.5.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point dapat dinyatakan dalam beberapa pengertian, yaitu:

1. 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).
2. 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.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \left(\frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \right) = 20,75\%$$

4.8.5.5. *Discount Cash Flow Rate (DCFR)*

Discount Cash Flow Rate (DCFR) adalah :

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menghitung DCFR adalah :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF}$$

$$= [(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1 + \frac{(WC + SV)}{CF}]$$

Dimana :

FCI = Fixed Capital Investment

WC = Working Capital

SV = Salvage Value

CF = Cash Flow

= profit after taxes + depresiasi + finance

n = Umur Pabrik = 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan maka diperoleh :

Umur pabrik	: 10 Tahun
Fixed Capital Investment (FCI)	: Rp 803.657.185.237
Working Capital (WC)	: Rp 75.378.409.956
Salvage Value (SV) = depresiasi	: Rp 80.365.718.524
Cash Flow (CF)	: Rp 115.527.142.331

Discount Cash Flow Rate (DCFR) dihitung secara trial and error

Dimana trial and error diperoleh nilai $i = 0,09651$

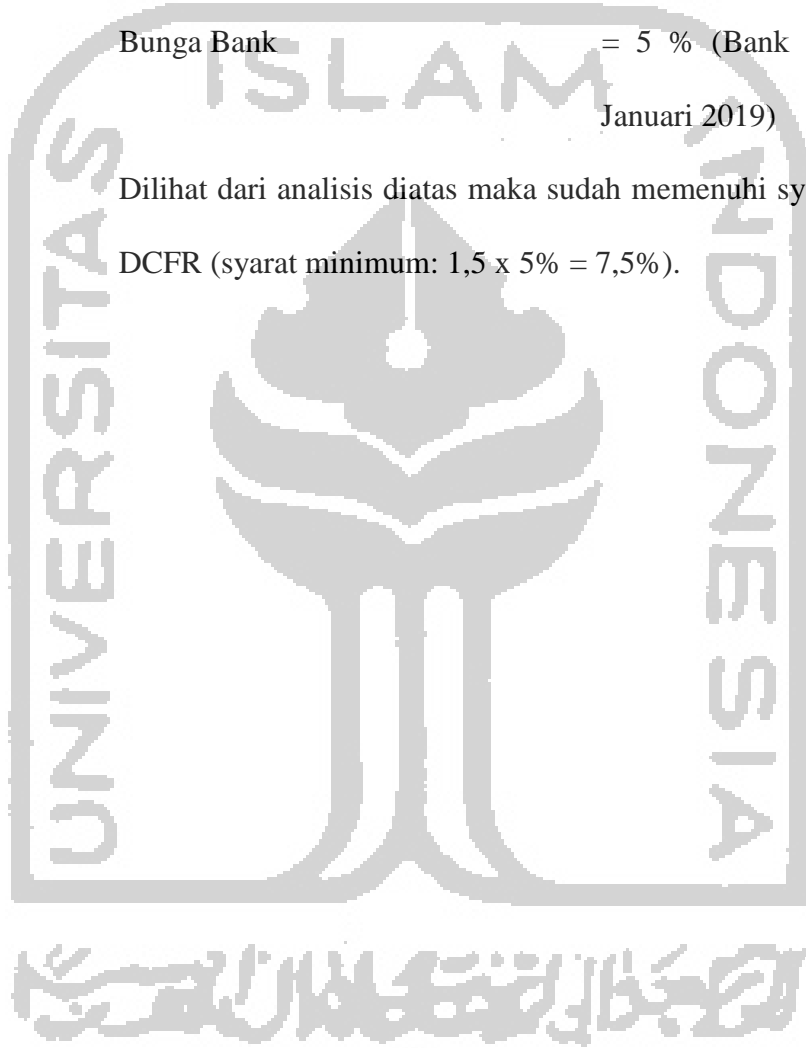
DCFR = 9,651 %

Minimum nilai DCFR = 1,5 x Bunga deposito bank

Bunga Bank = 5 % (Bank Indonesia per Januari 2019)

Dilihat dari analisis diatas maka sudah memenuhi syarat minimum

DCFR (syarat minimum: $1,5 \times 5\% = 7,5\%$).



BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Kesimpulan prarancangan pabrik Cumene dari *propylene* dan *benzene* dengan proses *Q-max* adalah sebagai berikut:

1. Ditinjau dari segi pengadaan bahan baku, pemasaran produk, penyerapan tenaga kerja, transportasi, iklim dan letak geografi, maka pabrik ini direncanakan akan didirikan di daerah Cilegon, Banten.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi kelayakan adalah sebagai berikut:
 - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak diperoleh sebesar Rp 203.355.706.911 sedangkan keuntungan pabrik setelah pajak diperoleh sebesar Rp 104.728.189.059,19
 - b. Nilai ROI sebelum pajak sebesar 32,70% dan nilai ROI sesudah pajak sebesar 22,86%. Menurut Aris Newton (1955), untuk pabrik kimia beresiko rendah harga ROI sebelum pajak minimum sebesar 11%, sehingga memenuhi syarat.
 - c. Pay Out Time sebelum pajak adalah 3,06 tahun dan sesudah pajak adalah 4,37 tahun. Nilai ini berada dibawah POT maksimum yang besarnya 5 tahun untuk pabrik beresiko rendah.

- d. Diperoleh nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 46,24%.
Untuk pabrik di Indonesia nilai BEP sekitar 40% sampai 60%.
- e. Diperoleh nilai shut down point (SDP) sebesar 20,75%
- f. Nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) diperoleh sebesar 9,65%.

3. Dengan mempertimbangkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi diatas maka pabrik Cumene dengan kapasitas 30.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

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.

DAFTAR PUSTAKA

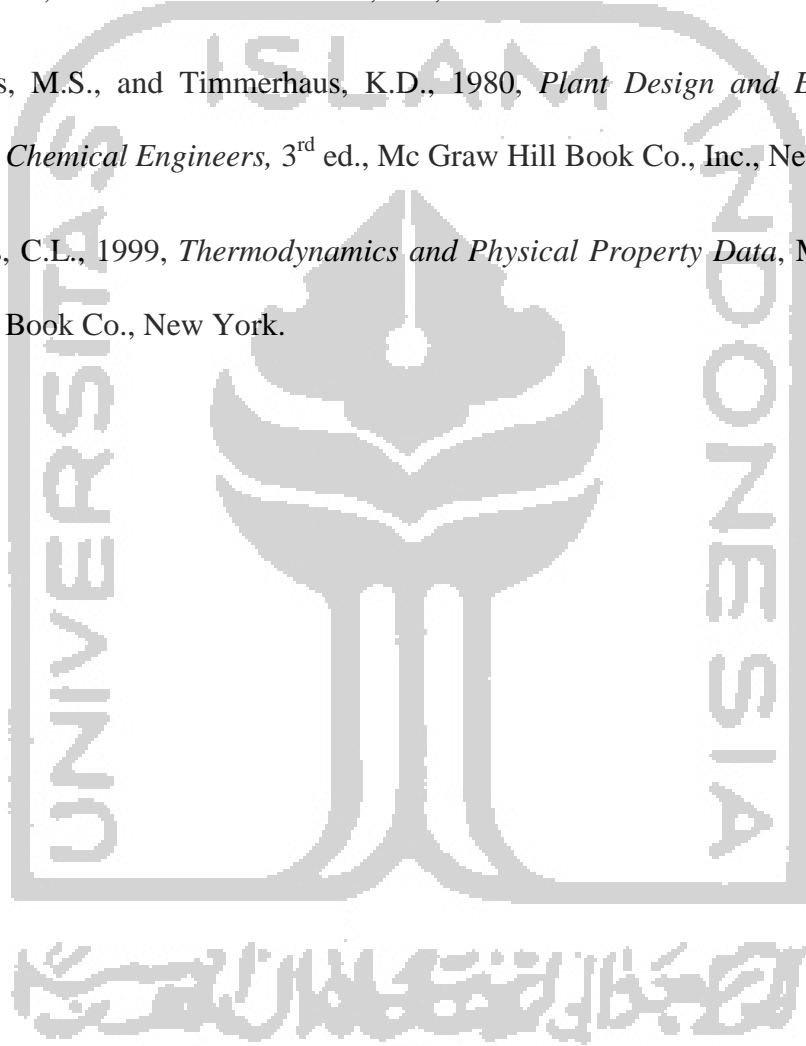
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1954, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, 2010-2017, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Jakarta
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, 4th ed., Modern Asia Edition, John Willey and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.N., 1983, *Process Equipment Design*, 3rd ed., Wiley Eastern Ltd., New Delhi.
- Coulson, J.H., and Richardson, J.F., 1989, *Chemical Engineering*, vol. 6, Pergamon, Press, Oxford.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., Clark, R.L., 1975, *Industrial Chemical*, 4th ed., John Willey and Sons Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, Mc Graw Hill Book Company, Tokyo.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1978, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol. 1, 3rd ed., John Wiley and sons, New York.
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston.

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

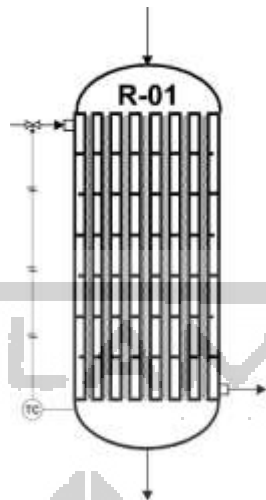
Yaws, C.L., 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc. Graw-Hill Book Co., New York.



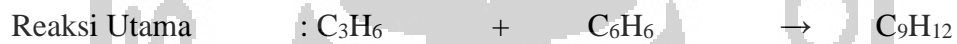


LAMPIRAN A**REAKTOR**

- Jenis : *Fixed bed multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *benzene* dan *propylene* menjadi *cumene/isopropylbenzene*
- Kondisi Operasi : Suhu = 350°C
Tekanan = 25 atm
Reaksi = Eksotermis
- Tujuan :
1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menghitung *pressure drop*
 3. Menghitung berat katalis
 4. Menghitung waktu tinggal katalis
 5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi dalam reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih jenis reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. umur katalis panjang 12-15 bulan
- c. reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

(Hill, hal. 425-431)

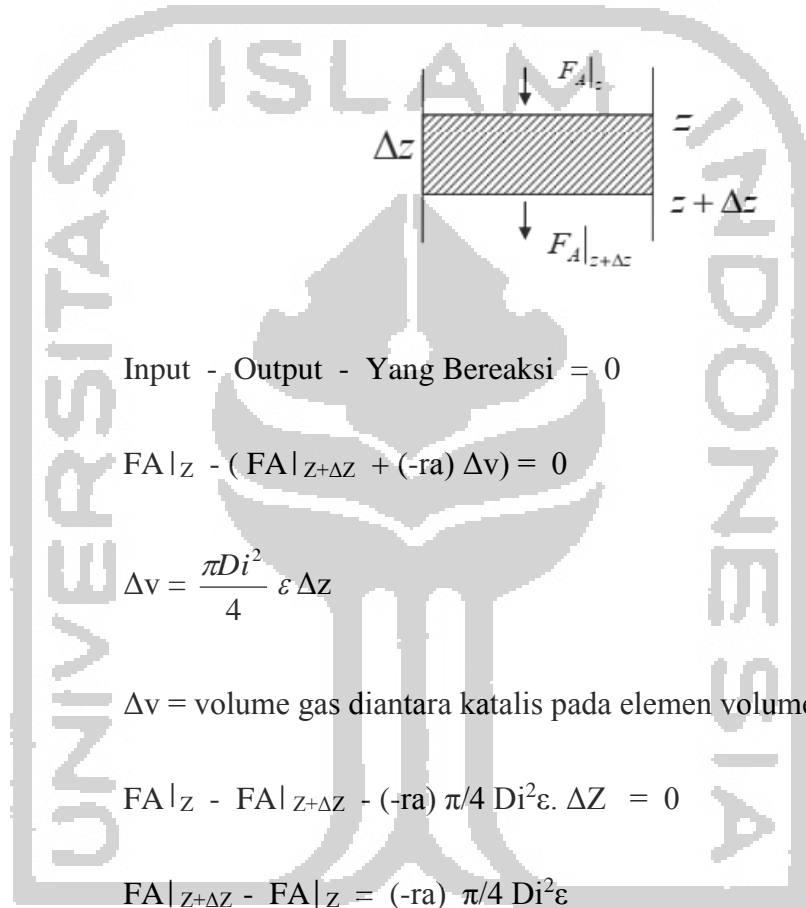
2. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca Massa Reaktor

Reaksi berlangsung alam keadaan steady state dalam reaktor setebal

ΔZ dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume:

Input – Output – Yang bereaksi = 0



$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \epsilon$$

Dimana $F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$FA_o \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A)\pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A)\pi D_i^2}{4FA_o} \varepsilon$$

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{-(r_A)\pi D_i^2}{4FA_o} \varepsilon$$

Dimana :

$$\frac{dX_A}{dz} = \text{perubahan konversi persatuan panjang}$$

$$\varepsilon = \text{porositas}$$

$$(-r_A) = \text{kecepatan reaksi} = k C_A \cdot C_B$$

$$Z = \text{tebal tumpukan katalisator}$$

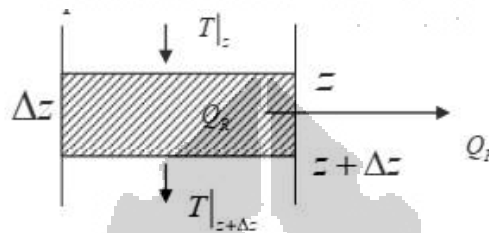
$$D_i = \text{diameter dalam pipa}$$

Tabel 1 Komposisi dengan perhitungan kapasitas

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Propylene	1339,6463	13,2750
Propane	7,0583	7,0583
Benzene	4992,5349	2532,4061
Toluene	5,8964	5,8964

Cumene	3,7898	3789,7729
DPIB	-	0,5169
TOTAL	6348,9257	6348,9257

b. Neraca Panas Elemen Volume



Input – Output = Acc

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_o} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

: ΔZ

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A_o} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$(\Sigma m.C_p)$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{dXA}{dZ}\right)}{(\Sigma m.C_p)} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

Dimana:

$\frac{dT}{dZ}$ = Perubahan Suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

D_o = Diameter luar

T = Suhu gas

T_s = Suhu penelitian

C_p = Kapasitas panas

c. Neraca Panas Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 540°C

Komposisi Dowtherm A : 73,5 % Diphenyl Oxyde

26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/g.K}$$

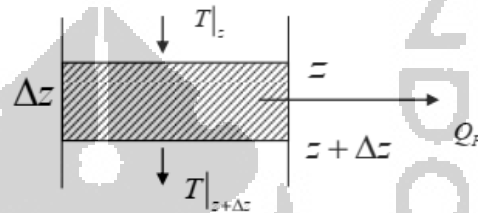
$$P = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5808 - 0,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4}, \text{ cal/J.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$\text{Input} - \text{output} = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p.C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$-(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

d. Penurunan Tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data-data Sifat Fisis Bahan

a. Menentukan Umpan Yi Masuk

Tabel 2 Umpan Yi Masuk Reaktor

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	yi
<i>Propylene</i>	42,1	1339,6463	31,8206	0,3315
<i>Propane</i>	44,1	7,0583	0,1601	0,0017

<i>Benzene</i>	78,1	4992,5349	63,9249	0,6659
<i>Toluene</i>	92,1	5,8964	0,0640	0,0007
<i>Cumene</i>	120,2	3,7898	0,0315	0,0003
<i>DIPB</i>	162,3	0,0000	0,0000	0,0000
Total		6348,9257	96,0011	1,0000

b. Menentukan Volume Gas Reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 96,0011 \text{ kmol/jam} = 26,6670 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.K}$$

$$P = 25 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 49489,7050 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

c. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT} = \frac{(25 \text{ atm})(66,1339 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{(82,05 \frac{\text{atm.cm}^3}{\text{mol.K}})(623\text{K})} = 0,0356 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan Viskositas Umpan

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

Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A (micropoise)	B (micropoise)	C (micropoise)
<i>Propylene</i>	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
<i>Propane</i>	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
<i>Benzene</i>	-0,151	2,5706E-01	-8,9797E-06

<i>Toluene</i>	1,787	2,3566E-01	-9,3508E-06
Cumene	-12,027	2,5591E-01	-4,3606E-05
DIPB	-3,377	2,0894E-01	-4,4368E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	μ_{gas} (micropoise)	μ_{gas} (kg/ s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} (lb/ jam.ft)
<i>Propylene</i>	0,3315	169,027	1,69027E-05	0,061	0,040904534
<i>Propane</i>	0,0017	156,975	1,56975E-05	0,057	0,037987934
<i>Benzene</i>	0,6659	156,512	1,56512E-05	0,056	0,037875928
<i>Toluene</i>	0,0007	144,974	1,44974E-05	0,052	0,035083675
Cumene	0,0003	130,480	1,3048E-05	0,047	0,031576203
DIPB	0,0000	109,572	1,09572E-05	0,039	0,026516451
Total	1,0000	867,540	0,0000868	0,312	0,2099447

Tabel 5 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor (lanjutan)

Komponen	$\mu_{\text{gas.yi}}$ (kg/ s.m)	$\mu_{\text{gas.yi}}$ (kg/jam.m)	$\mu_{\text{gas.yi}}$ (lb/ jam.ft)	$\mu_{\text{gas.yi}}$ (micropoise)
<i>Propylene</i>	5,60258E-06	0,0202	0,013558242	56,0258
<i>Propane</i>	2,61709E-08	0,0000942	0,000063334	0,2617
<i>Benzene</i>	1,04218E-05	0,0375	0,025220705	104,2178
<i>Toluene</i>	9,66803E-09	0,0000348	0,000023397	0,0967
<i>Cumene</i>	4,28526E-09	1,54269E-05	0,000010370	0,042852594
DIPB	0	0	0	0
Total	1,60645E-05	0,0578321	0,0388760	160,645

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000016 \text{ kg/s.m}$$

$$= 0,00016 \text{ g/s.cm}$$

e. Menentukan Konduktivitas Gas Umpan

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

Tabel 6 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A (W/m.K)	B (W/m.K)	C (W/m.K)
<i>Propylene</i>	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
<i>Propane</i>	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
<i>Benzene</i>	-0,00565	3,4493E-05	6,9298E-08
<i>Toluene</i>	-0,00776	4,4905E-05	6,4514E-08
<i>Cumene</i>	-0,00803	4,2071E-05	1,1791E-07
DIPB	-0,02095	8,8293E-05	6,1091E-09

Tabel 7 Perhitungan Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Yi	k _{gas} (W/m.K)	Yi. k _{gas} (/m.K)
<i>Propylene</i>	0,3315	0,0611065	0,0202544
<i>Propane</i>	0,0017	0,0632518	0,0001055
<i>Benzene</i>	0,6659	0,0427357	0,0284567
<i>Toluene</i>	0,0007	0,0452556	0,0000302
Cumene	0,0003	0,0639445	0,0000210
DIPB	0,0000	0,0364277	0,0000000
Total	1,0000	0,313	0,0489

$$k \text{ campuran} = 0,0489 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,1759 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$= 0,0420 \text{ kkal/jam.m.K}$$

$$= 0,000117 \text{ kal/dtk.cm.K}$$

f. Menentukan Kapasitas Umpan Panas Campuran Gas

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

Tabel 8 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)	(J/mol.K)
<i>Propylene</i>	31,2980	0,0724	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
<i>Propane</i>	28,2770	0,1160	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
<i>Benzene</i>	-31,3680	0,4746	-3,1137E-04	8,5237E-08	-5,0524E-12

<i>Toluene</i>	-24,0970	0,5219	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12
Cumene	10,1490	0,5114	-1,7703E-05	-2,2612E-07	8,8002E-11
DIPB	-70,177	1,2283	-9,85E-04	4,22E-07	-7,60E-11

Tabel 9 Perhitungan Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	yi	BM	Cp (J/mol.K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kJ/kg.K)	Cpi=Cp.yi (kJ/kg.K)
<i>Propylene</i>	0,3315	42,1	109,3456	109,3456	2,5973	0,8609
<i>Propane</i>	0,0017	44,1	130,6809	130,6809	2,9633	0,0049
<i>Benzene</i>	0,6659	78,1	163,3056	163,3056	2,0910	1,3923
<i>Toluene</i>	0,0007	92,1	200,2535	200,2535	2,1743	0,0015
Cumene	0,0003	120,2	280,4479	280,4479	2,3332	0,0008
DIPB	0,0000	162,3	403,3773	403,3773	2,4854	0,0000
Total	1,0000		1287,4108	1287,4108	14,6444	2,2604

Tabel 10 Perhitungan Kapasitas Panas Umpan Reaktor (lanjutan)

Komponen	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (kJ/jam.K)	Cp.yi (kJ/kmol.K)
<i>Propylene</i>	1339,6463	1153,2971	36,2438
<i>Propane</i>	7,0583	0,0349	0,2179
<i>Benzene</i>	4992,5349	6951,2866	108,7414
<i>Toluene</i>	5,8964	0,0085	0,1335

Cumene	3,7898	0,0029	0,0921
DIPB	0,0000	0,0000	0,0000
Total	6348,9257	8104,6300	145,4287

g. Menentukan Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Tabel 11 Data Panas Reaksi Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
<i>Propylene</i>	31,2980	0,0724	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
<i>Propane</i>	28,2770	0,1160	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
<i>Benzene</i>	-31,3680	0,4746	-3,1137E-04	8,5237E-08	-5,0524E-12
<i>Toluene</i>	-24,0970	0,5219	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12
Cumene	10,1490	0,5114	-1,7703E-05	-2,2612E-07	8,8002E-11
DIPB	-70,1770	1,2283	-9,8495E-04	4,2208E-07	-7,6005E-11

Tabel 12 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
<i>Propylene</i>	20,4200	20420,0000	28448,1938	28448,1938
<i>Propane</i>	-103,8500	-103850,0000	33569,0098	33569,0098

<i>Benzene</i>	82,9300	82930,0000	41434,6086	41434,6086
<i>Toluene</i>	50,0000	50000,0000	51070,8713	51070,8713
Cumene	3,9300	3930,0000	72102,4583	72102,4583
DIPB	-77,6000	-77600,0000	103995,8694	103995,8694

Dari data didapat:

$$\Delta H_{R298} = -99420,0000 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{total}} = -195705,1268 \text{ kJ/kmol}$$

h. Data Sifat Katalis (QZ-2000)

Jenis : QZ-2000 (*zeolite*)

Diameter : 2,2 mm

Density : 645 kg/m³

Porositas : 0,5

4. Dimensi Reaktor

a. Menentukan Ukuran dan Jumlah Tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) 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)

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Dimana :

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$D_p/D_t = 0,15$

$D_p = 0,22 \text{ cm}$

$D_t = 1,4667 \text{ cm} = 0,5774 \text{ in}$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari Table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 0,75 in = 1,9050 cm

Outside diameter = 1,05 in = 2,6670 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,824 in = 2,0930 cm

$$\text{Flow area per pipe} = 0,534 \text{ in}^2 = 3,4452 \text{ cm}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,275 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa turbulen dipilih $N_{Re} = 3100$

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

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

Dalam hubungan ini:

$$\mu = \text{viskositas umpan} = 0,00016 \text{ g/cm.dtk}$$

$$Dt = \text{Diameter tube} = 2,0930 \text{ cm}$$

$$Gt = 0,2379 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{dtk} = 8565,8408 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$\text{Luas Penampang Total} : At = \frac{G}{Gt} = 7441,9118 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas Penampang Pipa} : Ao = \frac{\pi}{4} ID^2 = 3,4387 \text{ cm}^2$$

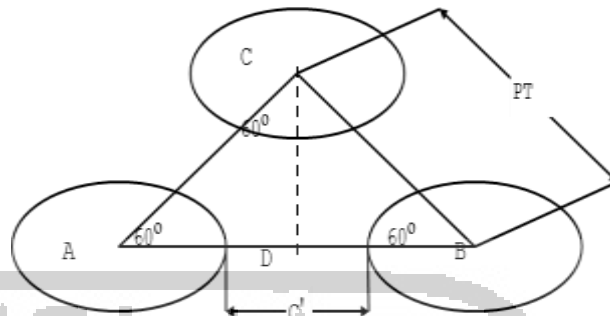
Jumlah Pipa Maksimum Dalam Reaktor :

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao} = 2155,4539$$

Nt diambil 2100 buah.

b. Menghitung Diameter dalam Reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$Pt = 1,25 \times ODt$$

$$= 1,25 \times 1,05$$

$$= 1,2915 \text{ in}$$

$$C' = Pt - OD$$

$$= 1,2915 - 1,05$$

$$= 0,2415 \text{ in}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot Pt^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 157,8926 \text{ cm}$$

$$= 62,1625 \text{ in}$$

Jadi diameter dalam reaktor adalah $157,8926 \text{ cm} = 62,1625 \text{ in} = 1,5789$

m

c. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

(Brownell, pers. 13-1, p.254)

Dimana :

t_s = tebal shell

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan *Carbon Steel SA 283 Grade C*

$E = 0,85$ (*double welded butt joint, tabel 13.2, P.254*)

$f = 12650$ psi

$C = 0,125$

$P = 441$ psi

$$t_s = \frac{(441) \left(\frac{62,1625}{2} \right)}{(12650 \times 0,85) - (0,65 \times 441)} = 1,4319 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding reaktor standar $1 \frac{1}{2}$ in.

Diameter luar reaktor = $ID + 2t_s$

$$= 62,1625 \text{ in} + (2 \times 1,4319 \text{ in})$$

$$= 65,1625 \text{ in}$$

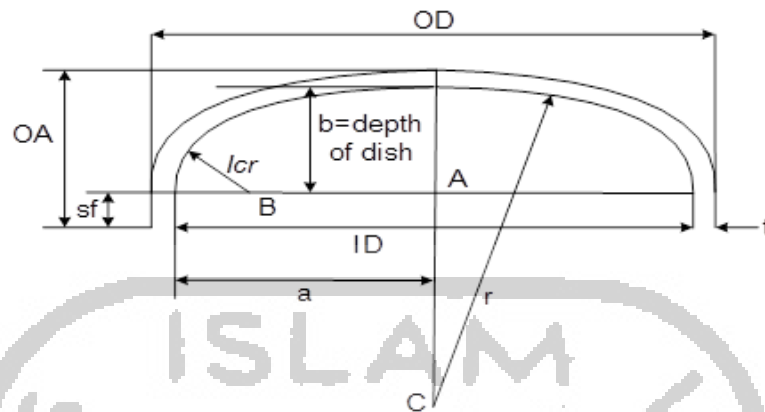
Sehingga dipilih diameter luar reaktor $66 \text{ in} = 1,6740 \text{ m}$

5. Menghitung Head Reaktor

a. Menghitung Tebal Head Reaktor

Bentuk head : *Elipstical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Keterangan :

ID	= diameter dalam <i>head</i>
OD	= diameter luar <i>head</i>
a	= jari-jari dalam <i>head</i>
t	= tebal <i>head</i>
r	= jari-jari luar <i>dish</i>
icr	= jari-jari dalam sudut <i>icr</i>
b	= tinggi <i>head</i>
sf	= <i>straight flange</i>
OA	= tinggi total <i>head</i>

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$th = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

(Brownell, 1979)

P	= tekanan design, psi
ID _s	= diameter dalam reactor, in
F	= maksimum allowable stress
E	= efisiensi pengelasan

C = faktor korosi, in

$$th = \frac{(441)(62,1625)}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 441)} + 0,125 = 1,4050 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar = 1 ½ in

b. Menghitung Tinggi Head Reaktor

$$ODs = 66 \text{ in}$$

$$ts = 1,5 \text{ in}$$

didapat :

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

$$r = 40 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 30,0812 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 28,5812 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 37,5000 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 24,2768 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 15,7232 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 1 ½ in didapat sf = 1,5 – 4,5 in
perancangan digunakan sf = 4,5 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$hH = th + b + sf$$

$$= (1,5 + 15,7232 + 4,5) \text{ in}$$

$$= 21,7232 \text{ in}$$

$$= 0,5518 \text{ m}$$

c. Menghitung Tinggi Reaktor

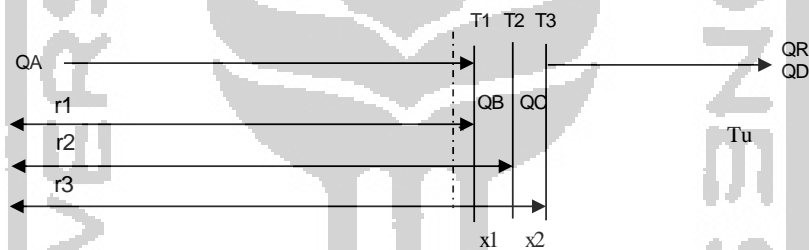
Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top

$$\begin{aligned}
 HR &= 181,1025 \text{ in} + (2 \times 21,7232 \text{ in}) \\
 &= 224,5488 \text{ in} \\
 &= 5,7035 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Tebal Isolasi Reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

– Sifat-sifat Fisis Bahan

- Bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Kern):

$$k_{is} = 0,1713 \text{ W/m.C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

- *Carbon steel* : $k_s = 40,6714 \text{ W/m.C}$

- Sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313 \text{ K}$$

$$\nu = 1,70082\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,0272 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,7049$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,0000191 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,7895 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,8382 \text{ m}$$

$$L = 4,6000 \text{ m}$$

a. Perpindahan Panas Konduksi :

$$Q_B = \frac{2\pi.k_{is}.(T_1-T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots \text{ (a)}$$

$$Q_c = \frac{2\pi k i s L (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots (b)$$

b. Perpindahan Panas Konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \quad \dots (c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas Radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad \dots (d)$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$$

Kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 459,2283 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 7,5500 \text{ cm}$$

7. Menghitung Tinggi Reaktor

Untuk menghitung tinggi reaktor digunakan metode Rungu Kutta.

Metode Runge-Kutta merupakan metode yang paling banyak diterapkan untuk integrasi numerik persamaan diferensial biasa dengan initial value problem, karena menghasilkan pendekatan yang cukup baik. Metode ini menggunakan pendekatan deret Taylor yang cukup akurat, tanpa membutuhkan perhitungan turunan yang lebih tinggi.

Metode Runge-Kutta ini untuk menghitung tinggi reaktor (z) dan Konversi reaksi (x). Penyelesaian Persamaan Diferensial untuk menghitung tinggi reaktor (z) dan konversi reaksi (x) di tube setiap inkremen i (Δz) dengan Metode Numeris Runge Kutta dihitung dengan menggunakan *Microsoft Excel*.

Tabel 13 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta Reaktor

z (m)	x	T (K)	Ts (K)	$ \Delta CP \cdot dT$ (j/mol)	$(-\Delta HR)$	P (atm)
0	0	623	373	45325,02836	246695,0284	25,0
0,10	0,0971	622,9712	428,3437	45319,94298	246689,943	25,0
0,20	0,1847	622,9814	468,3202	45321,7475	246691,7475	25,0
0,30	0,2638	622,9882	498,5139	45322,93733	246692,9373	25,0
0,40	0,3353	622,9928	521,9379	45323,7522	246693,7522	25,0
0,50	0,3998	622,9960	540,4372	45324,32233	246694,3223	25,0
0,60	0,4581	622,9983	555,2324	45324,72516	246694,7252	25,0
0,70	0,5107	622,9999	567,1757	45325,01008	246695,0101	25,0
0,80	0,5583	623,0010	576,8845	45325,21018	246695,2102	25,0
0,90	0,6012	623,0018	584,8200	45325,3484	246695,3484	25,0

1,00	0,6399	623,0023	591,3336	45325,44109	246695,4411	25,0
1,10	0,6749	623,0027	596,6983	45325,50009	246695,5001	25,0
1,20	0,7064	623,0029	601,1288	45325,53414	246695,5341	25,0
1,30	0,7350	623,0029	604,7956	45325,54976	246695,5498	25,0
1,40	0,7607	623,0030	607,8359	45325,55186	246695,5519	25,0
1,50	0,7839	623,0029	610,3605	45325,54416	246695,5442	25,0
1,60	0,8049	623,0028	612,4592	45325,52946	246695,5295	25,0
1,70	0,8239	623,0027	614,2056	45325,50993	246695,5099	25,0
1,80	0,8410	623,0026	615,6601	45325,4872	246695,4872	25,0
1,90	0,8564	623,0025	616,8722	45325,46252	246695,4625	25,0
2,00	0,8704	623,0023	617,8829	45325,43682	246695,4368	25,0
2,10	0,8830	623,0022	618,7261	45325,4108	246695,4108	25,0
2,20	0,8943	623,0020	619,4297	45325,385	246695,385	25,0
2,30	0,9046	623,0019	620,0171	45325,3598	246695,3598	25,0
2,40	0,9139	623,0017	620,5076	45325,33546	246695,3355	25,0
2,50	0,9222	623,0016	620,9173	45325,31218	246695,3122	25,0
2,60	0,9298	623,0015	621,2595	45325,29006	246695,2901	25,0
2,70	0,9366	623,0014	621,5454	45325,2692	246695,2692	25,0
2,80	0,9427	623,0013	621,7843	45325,2496	246695,2496	25,0
2,90	0,9483	623,0011	621,9839	45325,23128	246695,2313	25,0
3,00	0,9533	623,0011	622,1507	45325,21422	246695,2142	25,0
3,10	0,9579	623,0010	622,2901	45325,19838	246695,1984	25,0

3,20	0,9620	623,0009	622,4067	45325,18372	246695,1837	25,0
3,30	0,9656	623,0008	622,5041	45325,17017	246695,1702	25,0
3,40	0,9690	623,0007	622,5855	45325,15769	246695,1577	25,0
3,50	0,9720	623,0007	622,6535	45325,14621	246695,1462	25,0
3,60	0,9747	623,0006	622,7104	45325,13567	246695,1357	25,0
3,70	0,9772	623,0006	622,7580	45325,126	246695,126	25,0
3,80	0,9794	623,0005	622,7977	45325,11715	246695,1171	25,0
3,90	0,9814	623,0005	622,8310	45325,10905	246695,1091	25,0
4,00	0,9832	623,0004	622,8587	45325,10166	246695,1017	25,0
4,10	0,9848	623,0004	622,8819	45325,09491	246695,0949	25,0
4,20	0,9863	623,0003	622,9013	45325,08876	246695,0888	25,0
4,30	0,9876	623,0003	622,9176	45325,08315	246695,0831	25,0
4,40	0,9888	623,0003	622,9311	45325,07804	246695,078	25,0
4,50	0,9899	623,0003	622,9425	45325,0734	246695,0734	25,0
4,60	0,9909	623,0002	622,9519	45325,06918	246695,0692	25,0

Resume :

Konversi (x) : 0,9909

Suhu gas masuk (T_{in}) : 623,0000 K

Suhu gas keluar (T_{out}) : 623,0002 K

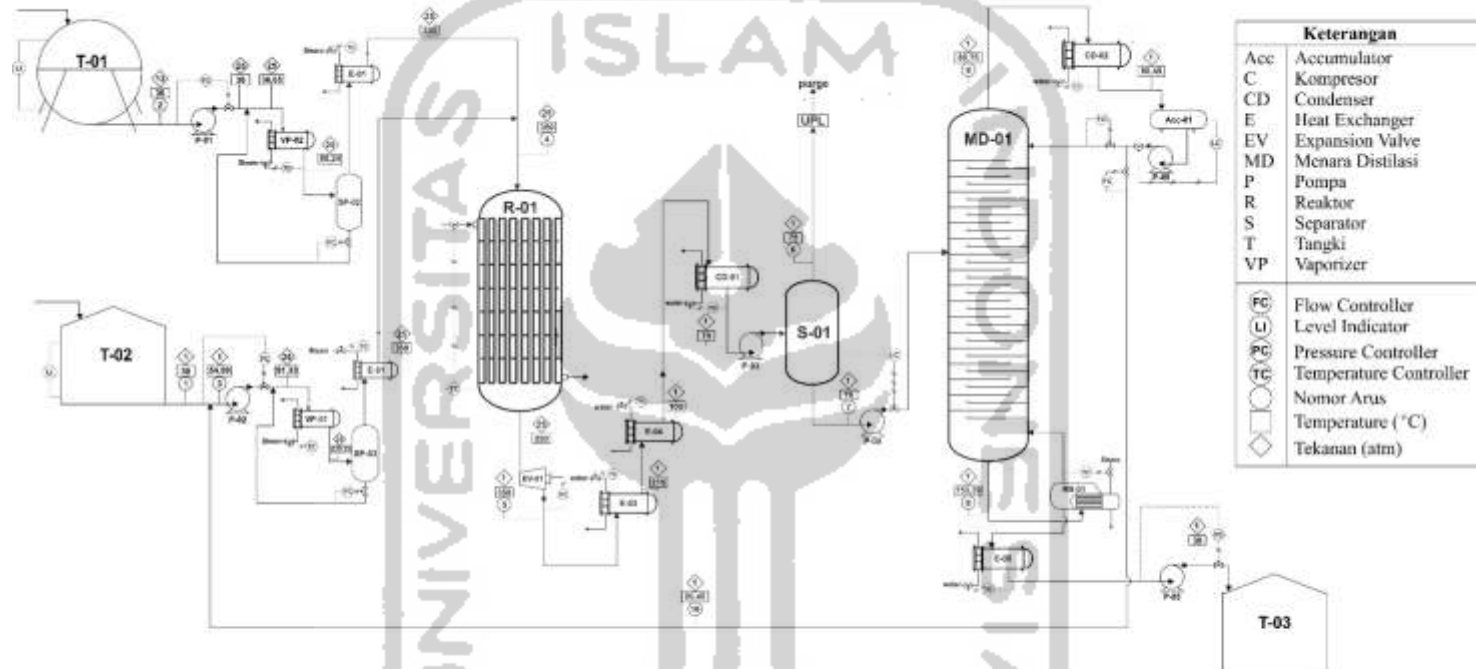
Panjang (z) : 4,6000 m

Tekanan masuk (P_{in}) : 25,0000 atm

Tekanan keluar (P_{out}) : 25,0000 atm



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI PROPYLENE DAN BENZENE
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	Neraca Massa (kg/jam)									
	Nomor Arus									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Propylene		1339,6463		1339,6463	13,2750	13,2750				
Propane		7,0583		7,0583	7,0583	7,0583				
Benzene	2562,2377		4992,5349	4992,5349	2532,4061	101,2962	2431,1099	2430,2972	0,8127	2430,2972
Toluene	0,8019		5,8964	5,8964	5,8964	0,2359	5,6605	5,0945	0,5661	5,0945
Cumene			3,7898	3,7898	3789,7729		3789,7729	3,7898	3785,9831	3,7898
DPiB					0,5169		0,5169		0,5169	
Jumlah	2563,0396	1346,7047	5002,2210	6348,9257	6348,9257	121,8654	6227,0602	2439,1814	3787,8788	2439,1814

 JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK CUMENE DARI PROPYLENE DAN BENZENE KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN	
Dibuat oleh:	Nomor Mahasiswa:
1. Muhammad Zaimul Asif	14521259
2. Wismo Tri Prabowo	14521344
Dosen Pembimbing:	
1. Ir. Aris Sugih Arto Kholil, M.M.	
2. Titus Mutiara, S.T., M.Eng.	

