

No: TA /TK/2021/...

**PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN FENOL
KAPASITAS PRODUKSI 85.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

**Nama : Via
Khoiriyah**

**Nama : Alvin
Ardiani**

No. Mahasiswi :16521027

No. Mahasiswi : 16521039

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2021/2022**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN PHENOL
KAPASITAS PRODUKSI 85.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK
Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama	: Via	Nama	: Alvin
Khoiriyah		Ardiani	
No. Mahasiswi	:16521027	No. Mahasiswi	: 16521039

Yogyakarta, 2 Januari 2021

Pembimbing I

Pembimbing II

Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc

Dyah Retno Sawitri S.T., M.Eng

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMMONIA DAN PHENOL
KAPASITAS PRODUKSI 85.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Via Khoiriyah Nama : Alvin Ardiani
No. Mahasiswi : 16521027 No. Mahasiswi : 16521039

Yogyakarta, 2 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 hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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



Via Khoiriyah



Alvin Ardiani

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN PHENOL
KAPASITAS PRODUKSI 85.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Via Khoriyah
No. Mahasiswa : 16521039

Telah di pertahankan 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, 21 Januari 2021

Tim Penguji,

Ketua : Ir. Asmanto Subagyo M.Sc

Anggota I : Dr. Diana S.T., M.Sc

Anggota II : Fadilla Noor Rahma S.T., M.Sc

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



(Dr.Suharno Rusdi)

NIP: 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN PHENOL
KAPASITAS PRODUKSI 85.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Alvin Ardiani
No. Mahasiswa : 16521039

Telah di pertahankan 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, 21 Januari 2021

Tim Penguji,

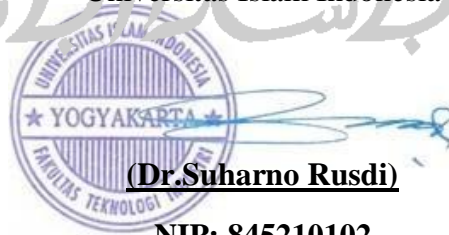
Ketua : Ir. Asmanto Subagyo M.Sc

Anggota I : Dr. Diana S.T., M.Sc

Anggota II : Fadilla Noor Rahma S.T., M.Sc

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



(Dr. Suharno Rusdi)

NIP: 845210102

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, Puji Syukur penulis ucapkan kepada Allah Tuhan Yang Maha Esa sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Melalui laporan Tugas Akhir ini diharapkan dapat memberi pengetahuan kepada para pembaca.

Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini merupakan salah satu syarat wajib yang harus ditempuh dalam Program Studi Teknik Kimia. Selain untuk menuntaskan program studi yang kami tempuh, Perancangan Pabrik ini ternyata telah memberikan banyak manfaat kepada penulis baik dari segi akademik maupun untuk pengalaman yang tidak dapat penulis temukan saat berada dibangku kuliah. Pada kesempatan ini penulis menyampaikan terimakasih atas segala bimbingan dan bantuan yang diberikan selama ini. Ucapkan terimakasih saya tujukan kepada :

1. Allah SWT, atas segala rahmat dan nikmatnya penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua kami atas kasih sayang, perhatian, doa yang selalu di panjatkan serta dukungan moril maupun material.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Kaprodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc., dan Ibu Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing tugas akhir.
5. Keluarga penulis yang senantiasa mendukung, mendoakan dan memberi motivasi selama proses pembuatan Tugas Akhir dilaksanakan.
6. Teman-teman seperjuangan yang selalu menemani dan berbagi kebahagiaan bersama.

Penulis sadar bahwa masih banyak kekurangan dan jauh dari kesempurnaan dalam pembuatan laporan tugas akhir ini. Maka dari itu penulis mengharapkan saran yang dapat membangun agar di kemudian dapat mengurangi apa yang kurang baik. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi penulis khususnya dan para pembaca.

Yogyakarta, 2 Januari 2021

Penulis



DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iv
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	v
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	vi
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
BAB I.....	xv
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas	2
1.3 Penentuan Proses	6
BAB II.....	9
PERANCANGAN PRODUK.....	9
2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku	9
2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	10
2.3 Pengendalian Kualitas.....	10
BAB III.....	14
PERANCANGAN PROSES	14
3.1 Uraian Proses.....	14
3.2 Spesifikasi Alat.....	18
3.3 Perencanaan Produksi	32
BAB IV	34
PERANCANGAN PABRIK	34
4.1 Lokasi Pabrik.....	34
4.2 Tata Letak Pabrik.....	38
4.3 Tata Letak Alat Proses	42
4.4 Alir Proses dan Material.....	44
4.5 Maintenance (Perawatan).....	55
4.6 Unit Pendukung Proses	56
4.7 Organisasi Perusahaan	68

4.8	Evaluasi Ekonomi.....	85
BAB V.....		99
PENUTUP.....		99
5.1	Kesimpulan.....	99
5.2	Saran.....	100
DAFTAR PUSTAKA.....		101
LAMPIRAN.....		102



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Anilin.....	3
Tabel 1. 2 Data Impor Anilin di Negara Jepang, Singapura dan India.....	4
Tabel 1. 3 Daftar Pabrik Penghasil Anilin di Dunia	5
Tabel 1. 4 Molar mass dan values of material	6
Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	9
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu	9
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	18
Tabel 3. 2 Spesifikasi Separator.....	19
Tabel 3. 3 Spesifikasi Compressor.....	20
Tabel 3. 4 Spesifikasi Accumulator	20
Tabel 3. 5 Spesifikasi Menara Distilasi	21
Tabel 3. 6 Spesifikasi Reaktor	22
Tabel 3. 7 Spesifikasi Vaporizer	23
Tabel 3. 8 Spesifikasi Expansion Valve	24
Tabel 3. 9 Spesifikasi Heat Exchanger.....	25
Tabel 3. 10 Spesifikasi Condenser	26
Tabel 3. 11 Spesifikasi Reboiler	27
Tabel 3. 12 Spesifikasi Blower	28
Tabel 3. 13 Spesifikasi Cooler	29
Tabel 3. 14 Spesifikasi Pompa.....	30
Tabel 3. 15 Lanjutan Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa	31
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	40
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total	44
Tabel 4. 3 Neraca Massa di Vaporizer-01	45
Tabel 4. 4 Massa di Vaporizer-02	45
Tabel 4. 5 Neraca Massa di Separator-01.....	45
Tabel 4. 6 Neraca Massa di Separator-02.....	46
Tabel 4. 7 Neraca Massa di Separator-03.....	46
Tabel 4. 8 Neraca Massa di Reaktor-01	47
Tabel 4. 9 Neraca Massa di Stripper-01	47
Tabel 4. 10 Neraca Massa di Menara Distilasi-01	48
Tabel 4. 11 Neraca Massa di Menara Distilasi-02	48
Tabel 4. 12 Neraca Massa di Splitter-01	49
Tabel 4. 13 Neraca Panas di Vaporizer-01	49
Tabel 4. 14 Neraca Panas di Vaporizer-02	49
Tabel 4. 15 Neraca Panas di Separator-01.....	50
Tabel 4. 16 Neraca Panas di Separator-02.....	50
Tabel 4. 17 Neraca Panas di Separator-03.....	50
Tabel 4. 18 Neraca Panas di Heat Exchanger-01	50
Tabel 4. 19 Neraca Panas di Stripper-01	51
Tabel 4. 20 Neraca Panas di Menara Distilasi-01	51
Tabel 4. 21 Neraca Panas di Menara Distilasi-02	51
Tabel 4. 22 Neraca Panas di Splitter-01	51
Tabel 4. 23 Neraca Panas di Reaktor-01	52
Tabel 4. 24 Air Pembangkit Steam	61

Tabel 4. 25 Air Pendingin	62
Tabel 4. 26 Total Kebutuhan Air	63
Tabel 4. 27 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan Shift	78
Tabel 4. 28 Kebutuhan Operator per alat proses	80
Tabel 4. 29 Gaji Karyawan.....	82
Tabel 4. 30 Lanjutan dari Tabel 4.29	83
Tabel 4. 31 Chemical Engineering Plant Cost Index	87
Tabel 4. 32 Physical Plant Cost	92
Tabel 4. 33 Direct Plant Cost (DPC).....	92
Tabel 4. 34 Fixed Capital Investment (FCI)	93
Tabel 4. 35 Working Capital (WC).....	93
Tabel 4. 36 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	93
Tabel 4. 37 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	93
Tabel 4. 38 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	94
Tabel 4. 39 Manufacturing Cost (MC).....	94
Tabel 4. 40 General Expenses (GE).....	94
Tabel 4. 41 Total Production Cost (TPS)	94
Tabel 4. 42 Fixed Cost (Fa).....	94
Tabel 4. 43 Variable Cost (Va).....	95
Tabel 4. 44 Regulated Cost (Ra).....	95



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Kebutuhan Anilin di Indonesia	3
Gambar 4. 1 Peta Lokasi Rencana Pendirian Pabrik.....	34
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1 : 3000	41
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	44
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif Pembuatan Anilin Kapasitas 85.000 Ton/Tahun	53
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif Pembuatan Anilin Kapasitas 85.000 Ton/Tahun ..	54
Gambar 4.6 Diagram Pengolahan Air	67
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan	71
Gambar 4. 8 Grafik Hubungan antara Biaya Tahunan dengan Kapasitas Produksi.....	97



ABSTRAK

Anilin merupakan salah satu produk yang paling banyak digunakan untuk bahan utama industri pembuatan *methylene diphenyl diisocyanate* (MDI). Beberapa industri memanfaatkan anilin sebagai bahan pembuatan *urethane*, akselerator produksi karet, bahan *intermediate* untuk herbisida dan pestisida, pembuatan pewarna, dan farmasi yang menyebabkan jumlah konsumsi akan terus meningkat setiap tahunnya. Sampai saat ini negara Indonesia masih terus melakukan impor produk tersebut karena belum adanya pabrik anilin. Berdasarkan latar belakang tersebut, maka dirancanglah pabrik anilin dengan kapasitas 85.000 ton/tahun. Anilin dibuat dari bahan baku amonia dan phenol dengan proses amonolisis phenol menggunakan katalis *silica-alumina*. Proses terjadi di dalam Reaktor *Fixed Bed* yang berlangsung pada kondisi operasi adiabatik, non-isothermal suhu 377 °C-385°C dan tekanan 16,7 atm. Reaksi berlangsung pada fase gas dan bersifat eksotermis. Pabrik anilin direncanakan akan didirikan di Gresik, Jawa Timur pada tahun 2030 dengan pertimbangan karena dekat dengan kawasan industri dan telah tersedianya sarana penunjang yang baik. Luas area pabrik adalah 33.738 m². Pabrik anilin ini membutuhkan bahan baku amonia sebanyak 3002,8474 kg/jam yang di peroleh dari Weihui Yubei Chemical Co., Ltd, China dan phenol sebanyak 12745,4814 kg/jam yang diperoleh dari Shanghai Chemical Plant Co., Ltd, China. Kebutuhan energi pada pabrik ini meliputi, kebutuhan listrik sebanyak 455,5310 Kwh, kebutuhan air sebanyak 506.979 kg/jam, kebutuhan udara bertekanan sebanyak 29,9059 m³/jam dan kebutuhan bahan bakar yang diperlukan 444,1391 kg/jam solar. Kelayakan pendirian pabrik kimia di Indonesia memiliki beberapa parameter yang telah diperhitungkan. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi dan sifat-sifat bahan yang terlibat di dalam operasi, maka pabrik anilin ini tergolong sebagai pabrik yang tergolong sebagai pabrik beresiko rendah. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan nilai presentase *Break Even Point* (BEP) adalah 45,45%, *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 43,90% dan setelah pajak adalah 32,92%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2 tahun dan setelah pajak adalah 2,5 tahun, *Shut Down Point* (SDP) 33,02%, laba sebelum pajak adalah Rp119.197.188.634 dan laba setelah pajak adalah Rp89.397.891.475. Dengan demikian pabrik anilin dengan kapasitas 85.000 ton/tahun ini dapat disimpulkan menarik dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : anilin, amonia, fenol, amonolisis fenol

ABSTRACT

Aniline is one of the most widely used products as the main raw material for the manufacture of methylene diphenyl diisocyanate (MDI). Several industries use aniline as a material in urethane production, an accelerator for rubber production, an intermediate for herbicides and pesticides, for the manufacture of dyes, and for pharmaceuticals which causes the amount of consumption continues to increase every year. To date, the Indonesian state continues to import these products because there is no aniline plant yet. Based on this background, an aniline plant with a capacity of 85,000 tons / year was designed. Aniline is made from ammonia and phenol through the ammonolysis of phenol process using silica-alumina catalyst. The process takes place in a Fixed Bed Reactor (FBR) under the operating conditions adiabatic, non-isothermal with temperature of 377 °C-385°C and pressure of 16,7 atm. The reaction takes place in the gas phase and is exothermic. The aniline plant is planned to be established in Gresik, East Java in 2030 with the consideration of its proximity to industrial areas and the availability of good supporting facilities. The area for the plant is 33.738 m². This aniline plant requires as much as 3002,8474 kg/hour of ammonia supplied by Weihui Yubei Chemical Co., Ltd, China and 12745,4814 kg/hour of phenol supplied by Shanghai Chemical Plant Co., Ltd, China. Energy needs at this plant include electricity needs of 455,5310 Kwh, water needs of 506.979 kg/hour, compressed air needs of 29,9059 m³/hour, and diesel fuel needs of 444,1391 kg/hour. The feasibility of establishing a chemical plant in Indonesia has several parameters that have been taken into account. Based on a review of the operating conditions and properties of the materials involved in the operation, this aniline plant is classified as a low-risk plant. The results of the economic evaluation show the percentage of Break Event Point (BEP) is 45,45%, Return On Investment (ROI) before tax is 43,90% and after tax is 32,92%, Pay Out Time (POT) before tax is 2 years and after tax is 2,5 years, Shut Down Point (SDP) is 33,02%, profit before tax is Rp119.197.188.634 and profit after tax is Rp89.397.891.475. Thus, this aniline plant with a capacity of 85,000 tons / year can be concluded as attractive and worthy of further study.

Keywords: aniline, ammonia, phenol, ammonolysis of phenol

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan pada bidang Ilmu Pengetahuan dan Teknologi (IPTEK) serta telah dibukanya pasar bebas pada era globalisasi ini menjadikan suatu tantangan bagi Indonesia untuk membangun bidang-bidang industri yang kompetitif, khususnya pada bidang industri kimia. Kehadiran industri kimia dapat menjadi bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang dalam membentuk struktur ekonomi yang lebih kokoh dan seimbang. Hal ini dapat memicu kita untuk melakukan pencarian terobosan-terobosan khususnya pada bidang industri untuk menghasilkan suatu produk yang berkualitas, berdaya saing tinggi dan ramah lingkungan.

Anilin, fenilamin, aminobenzena adalah senyawa organik dengan rumus molekul ($C_6H_5NH_2$). Terdiri dari gugus fenil yang terikat pada gugus amino, anilin sebagai prototipe amina aromatic (Pothuganti,2013). Anilin merupakan bahan dasar organik yang digunakan sebagai bahan baku *urethane*, akselerator produksi karet, bahan *intermediate* untuk herbisida dan pestisida, pembuatan pewarna, dan farmasi. Pada tahun 2013, pasar terbesar global untuk anilin adalah pembuatan methylene diphenyl diisocynate (MDI) sekitar 85%, kegunaan lain termasuk herbisida dan pestisida sekitar 2%, pewarna dan pigmen 2%, farmasi 2% serta produksi karet sekitar 9% (Lamture, 2018).

Kebutuhan anilin dalam negeri dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan. Terbukti melalui data *bps.go.id* kebutuhan impor anilin di Indonesia pada tahun 2014 mencapai 1.236,637 ton dan semakin meningkat pada tahun 2019 yakni 1.772,738 ton. Untuk menutupi kebutuhan akan anilin ini dilakukan dengan cara impor dari negara lain seperti China.

Dalam hal ini untuk mengurangi ketergantungan impor dari negara lain tersebut, menghemat devisa negara dan memicu berdirinya industri-industri baru yang menggunakan bahan baku anilin ini maka sebaiknya didirikan industri anilin di Indonesia.

1.2 Penentuan Kapasitas

Sebelum menentukan kapasitas terdapat beberapa dasar pertimbangan pendirian pabrik anilin di Indonesia, yaitu:

1. Menurut Badan Pusat Statistik (BPS) pabrik anilin belum pernah didirikan di Indonesia, sedangkan untuk di luar negeri terdapat beberapa negara yang sudah mengoperasikan pabrik anilin secara komersial.
2. Rata-rata impor anilin di Indonesia sepanjang tahun 2014-2019 terus meningkat.
3. Dengan produksi anilin tersebut kebutuhan anilin di Indonesia dapat terpenuhi dan tidak perlu lagi mengimpor anilin dari negara lain. Indonesia juga dapat mengekspor anilin karena produk ini di negara lain banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan *methylene diphenyl diisocyanate* (MDI), sedangkan sisanya digunakan sebagai akselerator produksi karet, bahan *intermediate* untuk herbisida dan pestisida, pembuatan pewarna, dan farmasi.
4. Pabrik anilin akan dibangun pada tahun 2030. Penentuan kapasitas ini ditinjau dari beberapa pertimbangan antara lain:
 - Kebutuhan Produk Indonesia
 - a. Pasokan
Pasokan terdiri dari produksi dalam negeri maupun luar negeri dan import.
 - Produksi Dalam Negeri
Sampai saat ini untuk produksi dalam negeri, pabrik anilin belum pernah didirikan di Indonesia, sedangkan di luar negeri terdapat beberapa negara yang sudah mengoperasikan pabrik anilin secara komersial.

- Impor

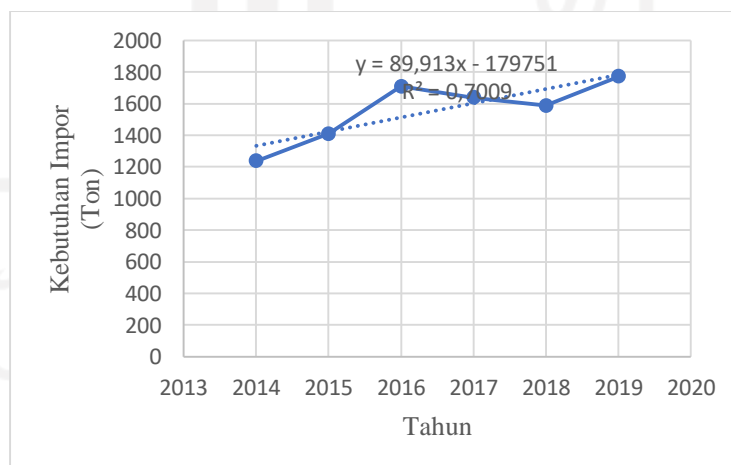
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan impor anilin di Indonesia mengalami peningkatan secara kuantitatif dari tahun 2014 hingga 2019 dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1. 1 Data Impor Anilin

Tahun	Kebutuhan Impor
2014	1.236,637
2015	1.408,563
2016	1.709,150
2017	1.638,091
2018	1.587,733
2019	1.772,738

(Sumber: Badan Pusat Statistik 2020)

Dari Tabel 1.1 kebutuhan impor anilin di Indonesia pada tahun 2030 dapat diprediksi dengan membuat grafik kebutuhan impor vs tahun seperti pada Gambar 1.1 berikut:



Gambar 1. 1 Grafik Kebutuhan Anilin di Indonesia

Dari Gambar 1.1 dapat diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$\text{Jumlah} = 89,913(\text{tahun}) - 179751$$

Dari persamaan tersebut dapat diperkirakan kebutuhan impor anilin di Indonesia pada tahun 2030 sebesar 2.772,645 ton. Mengingat produksi dalam negeri produk anilin berharga nol, maka supply pada tahun 2030 hanya merupakan nilai import. Jadi, dapat dibulatkan bahwa supply sama dengan 3.000 ton/tahun.

b. Permintaan

Permintaan terdiri dari ekspor dan konsumsi dalam negeri

- Ekspor

Berdasarkan data pertumbuhan pabrik, belum adanya pabrik anilin yang berdiri di Indonesia, maka tidak ada ekspor produk anilin atau nilai ekspor sama dengan nol.

- Konsumsi Dalam Negeri

Berdasarkan keadaan tidak adanya produksi dalam negeri maka produk anilin dan nilai ekspor berharga nol, maka konsumsi dalam negeri sama dengan nilai import dimana nilai import adalah 3.000 ton/tahun yang didapat dari proyeksi nilai import.

c. Kebutuhan Anilin di Luar Negeri

Kebutuhan anilin di luar negeri seperti negara Jepang, Singapura dan India adalah sebagai berikut: (Sumber : data.un.org, 2020)

Tabel 1.2 Data Impor Anilin di Negara Jepang, Singapura dan India

Negara	Kebutuhan Impor (ton)				
	2014	2015	2016	2017	2018
Jepang	2.300,972	2.777,970	962,832	7.236,020	16.338,280
Singapura	3.197,113	3.751,068	4.755,616	4.570,982	3.598,522
India	37.275,755	38.268,331	45.800,271	55.473,444	85.708,535

Seperti metode sebelumnya untuk mendapatkan perkiraan kebutuhan impor anilin di Jepang, Singapura dan India digunakan

metode regresi linear dengan $x = 30$ didapatkan perkiraan kebutuhan impor tahun 2030 yaitu Jepang sebanyak 51468,9472 ton/tahun, Singapura sebanyak 6246,4850 dan India sebanyak 212204,2094 ton/tahun sehingga dapat mengambil 30% dari total kebutuhan yaitu sebesar 82.000 ton/tahun.

d. Peluang

Peluang penentuan kapasitas suatu pabrik yang akan didirikan juga dapat mengacu pada jumlah kapasitas pabrik penghasil anilin di dunia sebagai berikut :

Tabel 1. 3 Daftar Pabrik Penghasil Anilin di Dunia

Data Kapasitas Produksi Aniline di Dunia		
No	Pabrik	Kapasitas (ton/thn)
1	Aristech Chemical, Haverhill, Ohio	91.000
2	Du Pont, Beaumont Tex	113.000
3	First chemical, Pascagoula, Miss	136.000
4	Mobay, New Martinsville, W.Va	18.000
5	Rubicon, Geismar, LA	172.000

(Sumber : Pothuganti, 2013)

Dengan pertimbangan kebutuhan dalam negeri maupun luar negeri serta mengacu daftar pabrik penghasil anilin di dunia, maka dipilih kapasitas 85.000 ton/tahun sebagai kapasitas ekonomis pabrik ini, dengan harapan akan mampu menutupi kebutuhan anilin dalam negeri maupun luar negeri.

e. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor yang penting dalam proses pendirian suatu pabrik. Bahan baku utama dalam pembuatan anilin yaitu amonia dan phenol. Bahan baku berupa amonia dapat diperoleh dengan cara impor dari Weihui Yubei Chemical Co., Ltd, China yang memiliki kapasitas sebesar 453.100 ton/tahun sedangkan untuk bahan baku berupa phenol dapat diperoleh juga dengan cara impor

dari Shanghai Chemical Plant Co., Ltd, China yang memiliki kapasitas sebesar 225.000 ton/tahun.

1.3 Penentuan Proses

1.3.1 Proses Produksi Anilin

Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan proses reaksi yaitu dengan cara melihat dari segi aspek ekonomi dan aspek teknis. Cara menentukan pemilihan proses dari aspek ekonomi yaitu dengan menghitung *economic potential* untuk menentukan proses reaksi yang paling masuk akal berdasarkan biaya bahan baku, produk dan produk samping. Berikut rumus untuk menentukan nilai *economic potential* (Smith, 2005).

$$EP = (\text{value of product}) - (\text{raw materials costs}).$$

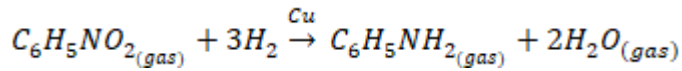
Tabel 1. 2 Molar mass dan values of material

No.	Material	Molar Mass (kg · kmol ⁻¹)	Value (\$ · kg ⁻¹)
1.	Nitrobenzene	123,11	2,32
2.	Hydrogen	2,016	0,59
3.	Aniline	93,129	3,30
4.	Air	18,015	0
5.	Chlorobenzene	112,56	1,38
6.	Ammonium Chloride	53,49	0,14
7.	Amonia	17,031	0,32
8.	Phenol	94,113	1,47

1. Proses Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Uap

Proses reduksi *nitrobenzene* merupakan proses pembuatan anilin dari *nitrobenzene* uap yang direaksikan dengan hidrogen pada temperature 300°C dan tekanan 1 atm. Reaksi terjadi dalam reaktor *fluidized bed* yang mengandung katalis *silica supported copper* dengan waktu reaksi yang sangat pendek. Katalis yang digunakan mengalami deaktivasi yang cukup cepat sehingga harus selalu diregenerasi. Reaksi terjadi dengan perbandingan mol umpan nitrobenzene dan hidrogen sebesar 1 : 9.

Konversi yang diperoleh sebesar 99%. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:

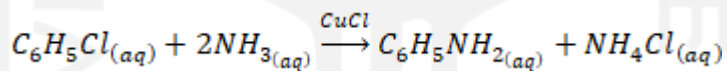


Nilai *economic potential* yang diperoleh dari reaksi ini adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} EP &= (\text{Value of products}) - (\text{Raw material costs}) \\ &= 18,26 \$ \cdot \text{kmol}^{-1} \text{ aniline product.} \end{aligned}$$

2. Proses Aminasi Chlorobenzene

Proses aminasi *chlorobenzene* adalah proses pembuatan anilin dengan mereaksikan *chlorobenzene* dengan amonia cair. *Chlorobenzene* cair dialirkan ke rooled steel autoclave yang disusun secara horizontal. Katalis yang digunakan adalah *copper chloride*. Reaksi dimulai pada temperatur 180°C dan dipertahankan pada temperatur 210-220°C dengan pengadukan konstan. Tekanan berkisar antara 59-74 atm. Konversi yang diperoleh sebesar 91%. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:

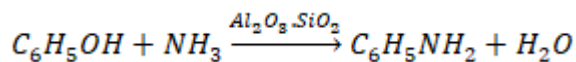


Nilai *economic potential* yang diperoleh dari reaksi ini adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} EP &= (\text{Value of products}) - (\text{Raw material costs}) \\ &= 147,59 \$ \cdot \text{kmol}^{-1} \text{ aniline product.} \end{aligned}$$

3. Proses Amonolisis Phenol

Pada proses amonilisis *phenol*, *ammonia* dan *phenol* direaksikan dalam fase gas pada temperatur 377°C-385°C dan tekanan 17 atm. Reaksi berlangsung dalam reaktor *fixed bed* dengan menggunakan katalis *silica-alumina*. *Ammonia* dibuat berlebih terhadap *phenol* dengan perbandingan 20 : 1. Dari proses ini dihasilkan produk samping berupa *diphenylamine* (DPA). Konversi yang diperoleh sebesar 99%. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Nilai *economic potential* yang diperoleh dari reaksi ini adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} EP &= (\text{Value of products}) - (\text{Raw material costs}) \\ &= 162,99 \$ \cdot \text{kmol}^{-1} \text{ aniline product.} \end{aligned}$$

Dengan memperhatikan aspek ekonomi dan aspek teknis dari tiga proses diatas dapat dibuat tabel berikut untuk menentukan proses yang akan dipilih dalam pembuatan pabrik anilin. Oleh karena itu dibuat perbandingan antara ke-3 proses tersebut dengan memberi nilai :

- (*) = kurang
- (**) = cukup
- (***) = baik

Tabel 1. 5 Perbandingan berbagai proses pembuatan anilin

Parameter	Hidrogenasi <i>Nitrobenzene</i> Fase Uap	Aminasi <i>Chlorobenzene</i>	<i>Ammonolysis</i> <i>Phenol</i>
Bahan Baku	<i>Nitrobenzene</i> dan <i>Hydrogen</i>	<i>Chlorobenzene</i> dan <i>Ammonia</i>	<i>Ammonia</i> dan <i>Phenol</i>
Produk Utama	Anilin	Anilin	Anilin
Katalis	Cu (*)	CuCl (**)	Al ₂ O ₃ -SiO ₂ (***)
Temperatur	300°C (**)	210-220°C (***)	377-385°C (*)
Tekanan	1 atm (***)	59-74 atm (*)	16,7 atm (**)
Konversi	99% (***)	91% (*)	99% (***)
Produk Samping	Tidak Ada (*)	Tidak Ada (*)	Diphenylamine (*)
<i>Ecocomic Potential</i>	18,26 \$· kmol ⁻¹ (*)	147,59 \$· kmol ⁻¹ (**)	162,99 \$· kmol ⁻¹ (***)
Total (*)	11	10	13

Dari tabel 1.5 dapat disimpulkan bahwa proses yang paling menguntungkan adalah proses *Ammonolysis Phenol*.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk pada perancangan pabrik anilin sesuai yang diinginkan, maka mekanisme pembuatan anilin dirancang berdasarkan variabel utama antara lain: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas pada setiap prosesnya.

2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Nama	Amonia	Phenol	Aniline
Rumus Molekul	NH_3	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$
Kenampakan	Gas	Cairan bening yang tidak berwarna	Cairan bening yang tidak berwarna
Berat Molekul (gr/mol)	17	94	93
Densitas (gr/cm^3)	0,73	1,059	1,0217
Titik Lebur ($^\circ\text{C}$)	-78	41	-6,02
Titik Didih ($^\circ\text{C}$)	-34	182	184,4
Temperature Kritis ($^\circ\text{C}$)	132,6	421,2	425,6
Tekanan Kritis (atm)	-161,7	-212,5	49,5
Viskositas (cP)	0,125	3,437	4,35
Kemurnian (%)	99,9999	min.99	99

(Sumber : Othmer, 2000)

2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Nama	Silika-Alumina
Rumus Molekul	$Al_2O_3SiO_2$
Kenampakan	Padatan gel silinder
Berat Molekul (gr/mol)	102
Densitas Bulk (gr/cm ³)	0,8
Porositas	0,35
Diameter (mm)	3
Luas Permukaan (m ² /gr)	350

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan suatu aktivitas untuk menjaga dan mengarahkan agar kualitas produk tersebut dapat dipertahankan sebagaimana yang direncanakan (Ahyari, 1992).

Untuk mempertahankan dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan dapat mengacu kepada standar mutu ISO 9000, sehingga kegiatan pengendalian kualitas memiliki fungsi sebagai berikut:

1. Membantu dalam membangun pengendalian mutu pada berbagai titik dalam proses produksi.
2. Memelihara dan mengkalibrasi peralatan proses.
3. Melaksanakan pengendalian mutu terhadap bahan baku/mentah.
4. Mengorganisasikan inspeksi pada setiap tahap proses dan pemeriksaan stempat (*spot check*) bila diperlukan.
5. Melaksanakan pemeriksaan (inspeksi) akhir untuk menilai mutu produk akhir dan efektivitas pengendalian mutu.
6. Memberikan umpan balik data cacat dari tuntutan konsumen kepada bagian rekayasa.

Kegiatan pengendalian kualitas selain berkepentingan dengan upaya untuk menemukan kesalahan, kerusakan atau ketidaksesuaian suatu produk atau proses dalam memenuhi fungsi yang diharapkan juga mencoba menemukan penyebab terjadinya kesalahan tersebut untuk memberikan solusi alternatif dalam menyelesaikan masalah yang timbul (Wignjosoebroto, 2003). Penyimpangan kualitas terjadi dikarenakan beberapa hal: mutu bahan baku kurang baik, kerusakan alat dan kesalahan operasi. Penyimpangan dapat dilihat dari hasil monitor alat kontrol atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas pada pabrik anilin antara lain:

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas dari bahan baku tersebut saat digunakan apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses di dalam pabrik. Oleh karena itu sebelum masuk pada tahap proses produksi, dilakukan pengujian kualitas bahan baku yaitu: amonia dan phenol terlebih dahulu. Terdapat beberapa parameter yang dapat di uji seperti: densitas, volatilitas, viskositas, kadar komposisi komponen bahan baku dan kemurnian bahan baku.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Pengendalian kualitas pada bahan pembantu juga dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari awal sebelum masuk tahap dilakukan proses produksi diharapkan produk utama dapat dihasilkan secara maksimal.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produk dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah dilakukan sejak proses awal dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang proses dapat dilakukan analisa di Laboratorium maupun menggunakan alat kontrol sehingga sudah melalui tahapan-tahapan seperti uji kemurnian dan komposisi komponen produk,

2.3.4 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian dan pengawasan jalannya proses produksi dapat dilakukan menggunakan alat pengendalian yang berpusat di *control room*. Pengendalian proses produksi pada pabrik ini meliputi alat sistem kontrol dan aliran sistem kontrol. Beberapa alat kontrol dan aliran sistem kontrol yang dijalankan dan yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

2.3.4.1 Alat Sistem Kontrol

1. Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, serta *termocouple* untuk sensor suhu.
2. *Controller Indicator*, meliputi: *level indicator control*, *temperature indicator control*, *pressure indicator control*, *flow indicator control*.
3. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan *variable controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.3.4.2 Aliran Sistem Kontrol

1. Aliran *pneumatic* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
2. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
3. Aliran *mechanic* (aliran gerakan / perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.5 Pengendalian Kualitas Bahan Proses

Unit pengendalian bahan proses merupakan faktor pendukung pada saat proses produksi yang dimana bagian penting ini untuk mendukung berjalannya proses suatu pabrik. Utilitas di pabrik anilin dirancang antara lain meliputi unit pengadaan air, unit pengadaan steam, unit pengadaan udara tekan, unit pengadaan listrik, unit pengadaan bahan bakar dan unit pengolahan limbah.

1. Unit Pengadaan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air laut dan air sungai untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut:

- a. Air pendingin (air sungai).
- b. Air konsumsi umum.

2. Unit Pengadaan Steam

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan steam sebagai media pemanas untuk alat-alat seperti: heat exchanger, vaporizer dan reboiler.

3. Unit Pengadaan Udara Tekan

Unit ini bertugas untuk menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic* untuk penyediaan udara tekan di bengkel, dan untuk keperluan *back wash*.

4. Unit Pengadaan Listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, peralatan utilitas, peralatan elektronik atau listrik, AC, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PT. PLN dan dari generator sebagai cadangan bila listrik dari PT. PLN mengalami gangguan.

5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan *boiler* dan *generator*.

2.3.6 Pengendalian Kualitas Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula. Maka dari itu pengendalian kualitas waktu dibutuhkan untuk mengefesienkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

2.3.7 Pengendalian Kualitas Produk Pada Waktu Pemindahan

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan dari produk anilin pada saat akan dipindahkan dari alat proses terakhir ke bagian gudang produk serta menuju ke mobil tangki atau kapal yang mana produk siap untuk dipasarkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan dalam perancangan pabrik, maka perlu disusun tahapan-tahapan mulai dari mempersiapkan bahan baku hingga memproses produk yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan anilin terdiri dari 3 tahapan:

- Persiapan bahan baku.
- Reaksi dalam reaktor.
- Pemisahan dan pemurnian produk.

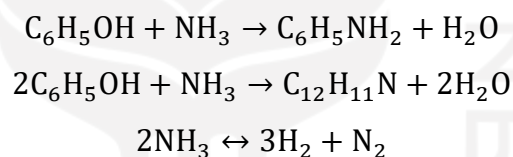
1. Persiapan Bahan Baku

Dalam proses pembuatan anilin dengan metode amonolisis phenol bahan baku yang dibutuhkan adalah amonia (NH_3) dan phenol ($\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$). Umpan amonia (aliran 1) berupa cairan dengan suhu 30°C , tekanan 17 atm dan massa aliran sebesar 3002,8474 kg/jam. Amonia dialirkan menggunakan pompa (P-03) dan dikombinasikan dengan aliran *recycle amonia* dari hasil bawah (aliran 4) *Separator* (SP-01) yang berupa *liquid* untuk diuapkan kembali menuju *Vaporizer* (VP-01) dengan suhu masuk 33°C . Hasil penguapan (aliran 3) dari *Vaporizer* (VP-01) diumpukan menuju *Separator* (SP-01) untuk dipisahkan antara fasa amonia *liquid* dan amonia *gases*. Untuk umpan phenol (aliran 6) berupa cairan dengan suhu 43°C , tekanan 1 atm dan massa aliran sebesar 12745,4814 kg/jam. Pada kondisi operasi tersebut, yang menunjukkan bahwa phenol yang berupa *liquid* disimpan dalam Tangki Penyimpanan Phenol (T-02) dengan suhu diatas suhu lingkungan (30°C) adalah dengan dipasangnya *coil* pemanas untuk menjaga suhu pada bahan baku phenol tetap pada fase *liquid*. Phenol dialirkan dan dinaikkan tekanannya menggunakan pompa (P-04) dari tekanan 1 atm menjadi 16,7 atm serta dikombinasikan dengan aliran *recycle phenol* dari hasil bawah (aliran 9) dari *Separator* (SP-02) yang berupa *liquid* dan diuapkan kembali menuju *Vaporizer* (VP-02) dengan suhu masuk 176°C . Hasil penguapan (aliran 8) dari *Vaporizer* (VP-

02) diumpungkan menuju *Separator* (SP-02) untuk dipisahkan antara fasa air dan gas. Hasil atas keluaran *Separator* (aliran 5 dan 10) yang berupa gas dikombinasikan dengan aliran 17 yang merupakan hasil keluaran dari *Compressor-01* menuju *Heat Exchanger-01* untuk dipanaskan suhunya mencapai 377°C dimana reaksi *amonolysis phenol* telah berlangsung. Di dalam *Heat Exchanger -01* ini tidak terjadi reaksi meskipun terjadi pencampuran aliran arus yang merupakan campuran bahan baku dan recycle fase gas NH₃, H₂O, N₂, dan H₂ dikarekan tidak adanya katalis *silica-alumina* di dalam *Heat Exchanger-01* ini.

2. Reaksi di dalam reaktor

Jenis reaktor yang digunakan untuk proses pembuatan anilin dengan menggunakan metode *amonolysis phenol* adalah *adiabatic reactor* atau *fixed bed reactor* yang terdiri dari *bed-packed* berupa katalis *silica-alumina*. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor sebagai berikut:



Konversi phenol di dalam reaktor adalah 95% dengan selektifitas anilin sebesar 99% pada reaksi pertama (Telang et al, 2001). Reaksi kedua membentuk produk samping berupa difenilamin selagi reaksi ketiga adalah dekomposisi amonia. Reaksi ini bersifat sedikit eksotermis, jadi keluaran (aliran 113) dari *Reactor* (R-01) sedikit lebih panas dari pada umpan masuk (aliran 12) ke dalam *Reactor* (R-01) dan juga ada penurunan tekanan keluaran *Reactor* (R-01) sebesar 0,9 atm. Oleh karena itu, keluaran (aliran 13) dari *Reactor* (R-01) memiliki kondisi sebagai berikut: suhu 385°C dan tekanan 16,6 atm.

3. Pemisahan dan Pemurnian Produk

Hasil keluaran dari *Reactor* (R-01) berupa amonia, phenol, air, anilin, difenilamin, nitrogen dan hydrogen yang kemudian dimasukkan kedalam *Partial Condenser* (CDP-01) untuk mengembunkan produk yang terbentuk (fosgen) dan memisahkannya dari N₂, H₂, NH₃. Suhu masuk pada *Partial Condenser* (CDP-01) adalah 385°C dan suhu keluar yang diinginkan adalah 60°C serta beroperasi

pada tekanan 15,7 atm. Setelah melalui proses kondensasi pada *Partial Condenser* (CDP-01), hasilnya berupa N_2 , H_2 , NH_3 , H_2O , C_6H_5OH , $C_6H_5NH_2$, $C_{12}H_{11}N$ dalam fasa gas dan cair.

Bagian pemurnian terdiri dari Stripper (STP-01) untuk memisahkan aliran 14 menjadi *product* dan *non-product*. STP-01 yang terdiri dari 9 *stage* (*non-condenser*) dan letak umpan berada pada *stage* ke-1. Tekanan pada kolom atas stripper adalah 15 atm dan suhu $36^\circ C$, sedangkan tekanan pada kolom bawah stripper adalah 15,1 atm dan suhu $289^\circ C$. Komponen *Light key* berupa amonia dan *Heavy key* berupa air. Teori mengatakan bahwa semua komponen yang lebih ringan akan terangkat menuju ke bagian atas stripper. Sehingga komponen N_2 , H_2 menuju ke aliran 15. Teori juga mengatakan bahwa komponen apapun yang lebih berat akan menuju pada bawah stripper. Jadi, komponen phenol, anilin dan difenilamine akan mengalir menuju ke aliran 21. Adapun komponen utamanya adalah 99,9% amonia dan 10% air pergi ke kolom distilat.

Dari Stripper (STP-01) aliran dibagi menjadi 2, yaitu 98,9% menuju aliran 16 untuk proses *recycle amonia* dan sisanya 1,1% dari menuju aliran 18 untuk *purging gases*. *Purging gases* ini diperlukan tentunya memiliki tujuan untuk menurunkan tumpukan tekanan yang dapat beresiko terjadinya ledakan atau kebakaran mengingat komponen yang terkandung pada hasil atas Stripper (STP-01) sebagian besar berupa gas inert yaitu N_2 , H_2 , NH_3 , H_2O . Aliran dari *recycle amonia* memiliki tekanan dan suhu yang tidak sama dengan aliran 12, maka perlu melewati sebuah *Compressor* (C-01) dan *Heat Exchanger* (HE-01). Aliran 16 berupa aliran *non-product*, tetapi dapat digunakan sebagai bahan bakar atau pemanas. Hasil keluaran bawah (aliran 21) dari STP-01 selanjutnya akan diumpankan menuju Menara Distilasi (MD-01).

Menara Distilasi (MD-01) terdiri dari 19-stage dan umpan atas terdiri dari 2 aliran yaitu aliran 23 dan 26. Tekanan dan suhu pada kolom atas distilasi adalah 1 atm dan $113^\circ C$, dan tekanan dan suhu pada kolom bawah distilasi adalah 1 atm dan $200^\circ C$. Komponen kunci pada MD-01 adalah air dan phenol. Kolom distilat terdiri dari 99,99% air, 6% phenol dan 5% anilin. Hasil dari kolom distilasi (aliran 24)

diembunkan menuju (*Condenser-02*), suhu masuk sebesar 113°C dengan tekanan 1 atm, dan suhu keluar yang diinginkan adalah 43°C dan terjadi penurunan tekanan sebesar 0,3 atm. Hasil dari CD-02 (aliran 25) selanjutnya menuju *Separator* (SP-03) untuk pemisahan *aqueous product* dan *liquid (organic) product*. *Organic product* (aliran 26) diumpankan kembali menuju umpan kolom Menara Distilasi (MD-01) yang terdiri dari 7% amonia, 3% air, 30,5% phenol dan 86% anilin dari aliran 25. Karena aliran 26 memiliki tekanan di bawah dari aliran 23 yaitu 0,7 atm maka *Pump* (P-09) digunakan untuk mengalirkan dan menaikkan tekanan pada aliran 26 menjadi 1 atm. *Aquoeus product* (aliran 27) dari *Separator* (SP-03) merupakan keluaran yang berupa *non-product*. Aliran ini akan masuk ke dalam unit pengolahan limbah (UPL-02). Keluaran bawah (aliran 29) dari Menara Distilasi (MD-01) akan menjadi umpan pada kolom distilasi berikutnya.

Kolom pemisahan dan pemurnian produk terakhir adalah Menara Distilasi (MD-02) yang terdiri dari *75-stage* dan umpan kolom terdapat pada *stage* ke 11. Tekanan dan suhu pada kolom atas distilasi adalah 0,2 atm dan 129°C , dan tekanan serta suhu pada kolom bawah distilasi adalah 1,5 atm dan 227°C . Komponen utama pada kolom distilat (aliran 30) adalah anilin. Aliran 30 terdiri dari 100% air, 19,5% phenol dan 92,5% anilin. Aliran 30 diumpankan menuju *Cooler* (CL-03) untuk didinginkan sesuai dengan suhu lingkungan. Keluaran (aliran 31) dari *Cooler* (CL-03) memiliki kondisi sebagai berikut: suhu 30°C dan tekanan 0,2 atm. Hasil bawah (aliran 33) dari Menara Distilasi (MD-02) menuju *Cooler* (CL-04) untuk didinginkan menjadi 30°C kemudian dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL-03).

3.2 Spesifikasi Alat

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Nama	Tangki Penyimpanan Amonia	Tangki Penyimpanan Phenol	Tangki Penyimpanan Anilin
Kode	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan Amonia selama 30 hari sebanyak 2162050,1373 kg	Menyimpan Phenol selama 30 hari sebanyak 9176746,5925 kg	Menyimpan Anilin selama 14 hari sebanyak 3606060,6062 kg
Jenis	Silinder Horizontal	Silinder tegak dengan <i>conical head</i>	Silinder tegak dengan <i>conical head</i>
Fase	Cair	Cair	Cair
Jumlah	1	1	1
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	30	43
	Tekanan (atm)	17	1
Bahan	<i>Stainless Steels SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Carbon Steels SA 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steels SA 283 Grade C</i>
Diameter tangki (m)	24,3840	15,86	11,59
Tinggi tangki (m)	9,1440	9,3179	7,4879
Tebal Shell (in)	0,1875	0,1875	0,1875
Tebal Head (in)	0,625	0,1875	0,1875
Harga (\$)	389.442	234.782	255.302

Tabel 3. 2 Spesifikasi Separator

Nama		Separator-01	Separator-02	Separator-03
Kode		SP-01	SP-02	SP-03
Fungsi		Memisahkan campuran uap dan cairan yang keluar dari Vaporizer-01	Memisahkan campuran uap dan cairan yang keluar dari Vaporizer-02	Memisahkan <i>aqueous product</i> dan <i>liquid (organic) product</i> keluaran atas Menara Distilasi-02
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	43	266	43
	Tekanan (atm)	17	16,7	0,7
Tipe		Vertikal separator single stage dengan <i>torispherical head</i>	Vertikal separator single stage dengan <i>torispherical head</i>	Horizontal separator single stage dengan <i>torispherical head</i>
Jumlah		1	1	1
Diameter (m)		0,3556	0,5080	0,9144
Tinggi (m)		1,3599	1,9192	3,4141
Tebal Head (in)		0,1875	0,1875	0,1875
Tebal Shell (in)		0,1875	0,1875	0,1875
Harga (\$)		7.910	10.891	15.247

Tabel 3. 3 Spesifikasi Compressor

Nama	Compressor-01
Kode	C-01
Fungsi	Menaikkan tekanan recycle amonia dari tekanan 14,97 atm ke 16,67 atm menuju R-01
Jenis	Centrifugal compressor
Jumlah stage	1
Daya motor (hp)	78,4899
Harga (\$)	71.542

Tabel 3. 4 Spesifikasi Accumulator

Nama	Accumulator-01
Kode	ACC-01
Fungsi	Menampung sementara cairan hasil kondensasi CD-03 agar arus refluk dan distilat MD-03 stabil
Jenis	Tangki silinder horizontal
Bahan	Carbon steels SA 238 Grade C
Diameter (m)	0,8245
Panjang (m)	5,4132
Tebal shell (in)	0,187
Tebal head (in)	0,187
Harga (\$)	9.796

Tabel 3. 5 Spesifikasi Menara Distilasi

Nama			Stripper-01	Menara Distilasi-01	Menara Distilasi-02
Kode			STP-01	MD-01	MD-02
Fungsi			Memurnikan produk anilin hasil keluaran dari R-01	Memurnikan produk anilin hasil keluaran dari STP-01	Memurnikan produk anilin hasil keluaran dari MD-01
Jumlah			1	1	1
Kondisi Operasi	Umpan Menara	Suhu (°C)	60	117	200
		Tekanan (atm)	15,7	1	1,4
	Puncak Menara	Suhu (°C)	36	113	129
		Tekanan (atm)	15	1	0,2
	Dasar Menara	Suhu (°C)	214	200	227
		Tekanan (atm)	15,1	1,4	1,5
Letak umpan masuk			Stage-1	Stage-6	Stage-11
Jumlah Plate			9	19	75
Diameter (m)			2,90	0,3326	0,7700
Tebal Shell (in)			2,50	0,217	0,1875
Tebal Head (in)			2,00	0,730	0,1875
Tinggi (m)			7,75	18,1973	20,5568
Bahan Konstruksi			Stainless Steels SA-167 Grade 3 Type 304	Stainless Steels SA-167 Grade 3 Type 304	Carbon Steels SA 283 Grade C
Harga (\$)			112.365	79.445	92.100

Tabel 3. 6 Spesifikasi Reaktor

Nama	Reaktor-01	
Kode	R-01	
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi amonia (NH_3) dan phenol ($\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$) menjadi anilin ($\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$) dengan bantuan katalis silica-alumina	
Tipe	<i>Fixed Bed Reactor</i>	
Jumlah	1	
Kondisi	<i>Adiabatic, non-isothermal</i>	
Tekanan masuk (atm)	16,7	
Tekanan keluar (atm)	16,6	
Suhu masuk ($^{\circ}\text{C}$)	377	
Suhu keluar ($^{\circ}\text{C}$)	385	
Fase	Gas	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steels 167 Grade 3 Type 304</i>	
Tebal dinding (in)	2,6558	
Tebal head (in)	1,7542	
Katalis	Jenis	<i>Silica-alumina</i>
	Bentuk	Padatan gel silinder
	Densitas (gr/cm^3)	0,8
	Diameter (m)	0,003
Diameter kolom (m)	2,8918	
Tinggi total reaktor (m)	26,6	
Harga (\$)	362.032	

Tabel 3. 7 Spesifikasi Vaporizer

Nama	Vaporizer-01	Vaporizer-02	
Kode	VP-01	VP-02	
Fungsi	Menguapkan dan memanaskan umpan amonia dari T-01 menggunakan pemanas steam	Menguapkan dan memanaskan umpan phenol dari T-02 menggunakan pemanas steam	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger	Shell and Tube Heat Exchanger	
Tekanan (atm)	17	16,7	
Beban Panas (kJ/jam)	4921204,8733	49832162,3239	
Jumlah (buah)	1	1	
Luas transfer panas (ft ²)	212,0183	787,1962	
Shell side	ID (in)	13 1/4	25
	Pass	1	1
Tube side	OD (in)	3/4	1/2
	BWG	12	16
	Panjang (ft)	18	12
	Pass	1	1
	Jumlah (buah)	109	532
Rd (Btu/jam · ft ² · °F)	0,007	0,006	
Rdmin (Btu/jam · ft ² · °F)	0,005	0,005	
Uc (Btu/jam · ft ² · °F)	2147,2097	721,3781	
Ud (Btu/jam · ft ² · °F)	129,2915	86,9451	
Harga (\$)	66.491	56.976	

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Expansion Valve*

Nama	<i>Expansion Valve - 01</i>	<i>Expansion Valve - 02</i>
Kode	EV-01	EV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran splitter menuju UPL-01 dari tekanan 14,97 atm ke 1 atm	Menurunkan tekanan hasil bawah STP-01 menuju MD-02 tekanan 15,14 atm ke 1,02 atm
Jenis	Globe valve	Globe valve
IPS (in)	5	8
Sch	80	80
OD (in)	4,8130	7,625
ID (in)	5,563	8,625
Luas Area (ft ²)	0,1263	0,3117
Kecepatan alir (m/s)	3,0843	2,0042
Jumlah (buah)	1	1
Harga (\$)	2.294	2.063

Tabel 3. 9 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Nama	Heat Exchanger -01	
Kode	HE-01	
Fungsi	Memanaskan dan menaikkan suhu keluaran campuran dari SP-01, SP-02 dan SPL-01 menuju R-01 dengan media pemanas superheated steam	
Jenis	Shell and Tube Exchanger	
Bahan	Stainless steels SA-167 Grade 3 Type 304	
Beban Panas (kJ/jam)	60323601,1145	
Luas Transfer Panas (ft ²)	1988,2148	
Shell side	ID (in)	25
	Pass	1
Tube side	ID (in)	0,920
	OD (in)	1
	BWG	18
	Panjang (ft)	20
	Pass	1
Jumlah (buah)	1	
Rd (Btu/jam · ft ² · °F)	0,0071	
Uc (Btu/jam · ft ² · °F)	1185,8705	
Ud (Btu/jam · ft ² · °F)	126,5734	
Harga (\$)	112.806	

Tabel 3. 10 Spesifikasi *Condenser*

Nama		<i>Condenser Partial-01</i>	<i>Condenser-02</i>	<i>Condenser-03</i>
Kode		CDP-01	CD-02	CD-03
Fungsi		Mengembunkan sebagian gas yang keluar dari R-01	Mengembunkan hasil atas MD-02 dengan media pendingin cooling water	Mengembunkan hasil atas MD-03 dengan media pendingin cooling water
Jenis		Condenser Parsial Shell and Tube Heat Exchanger	Condenser Total Shell and Tube Heat Exchanger	Condenser Total Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan		Stainless steels SA-167 Grade 3 Type 304	Stainless steels SA-167 Grade 3 Type 304	Carbon steels SA 283 Grade C
Luas Transfer Panas (ft ²)		1036,2676	562,4729	730,8481
Beban Panas (kJ/jam)		11819607,5439	7115280,6590	11723527,1419
Shell side	ID (in)	26	12	17,520
	B	5,2	2,4	3,45
Tube side	ID (in)	0,625	0,625	0,625
	OD (in)	3/4	3/4	3/4
	BWG	12	18	16
	Panjang (ft)	12	20	20
	Pass	2	1	1
Rd (Btu/jam · ft ² · °F)		0,5290	0,0038	0,060
Uc (Btu/jam · ft ² · °F)		193,168	674,6831	44,653
Ud (Btu/jam · ft ² · °F)		158,588	189,7599	39,378
Harga (\$)		244.870	37.602	55.715

Tabel 3. 11 Spesifikasi *Reboiler*

Nama		<i>Reboiler-01</i>	<i>Reboiler-02</i>	<i>Reboiler-03</i>
Kode		RB-01	RB-02	RB-03
Fungsi		Menguapkan sebagian hasil bawah keluaran STP-01 dengan menggunakan pemanas <i>steam</i>	Menguapkan sebagian hasil bawah keluaran MD-02 dengan menggunakan pemanas <i>steam</i>	Menguapkan sebagian hasil bawah keluaran MD-03 dengan menggunakan pemanas <i>steam</i>
Jenis		<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan		<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Luas Transfer Panas (ft ²)		2935,4358	427,9340	870,0016
Beban Panas (kJ/jam)		63318238,86	8725715,135	4788174,657
<i>Shell side</i>	ID (in)	39	12	21 ¼
	Pass	1	1	1
<i>Tube side</i>	OD (in)	¾	¾	¾
	BWG	18	18	16
	Panjang (ft)	20	20	16
	Pass	1	1	1
Rd (Btu/jam.ft ² .°F)		0,006	0,008	0,008
Uc (Btu/jam.ft ² .°F)		216	444	751
Ud (Btu/jam.ft ² .°F)		54,2986	64,5443	84,8307
Harga (\$)		72.567	30.380	32.902

Tabel 3. 12 Spesifikasi Blower

Nama	Blower-01	Blower-02	Blower-03	Blower-04
Kode	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04
Fungsi	Menghembuskan keluaran SP-01 menuju HE-01	Menghembuskan keluaran SP-02 menuju HE-01	Menghembuskan aliran 14 menuju C-01	Menghembuskan aliran 16 menuju UPL-01
Jenis	Centrifugal Blower	Centrifugal Blower	Centrifugal Blower	Centrifugal Blower
Power Blower (Hp)	0,05	0,083	1	0,05
Harga (\$)	6.420	12.381	11.235	5.503



Tabel 3. 13 Spesifikasi Cooler

Nama			Cooler-01		Cooler-02		Cooler-03		Cooler-04	
Kode			CL-01		CL-02		CL-03		CL-04	
Fungsi			Mendinginkan hasil bawah STP-01 dari temperatur 289°C ke 117°C menuju MD-02		Mendinginkan hasil keluaran SP-03 menuju UPL-02 dari temperatur 43°C ke 30°C		Mendinginkan keluaran hasil atas MD-03 menuju T-03 dari temperatur 129°C ke 30°C		Mendinginkan keluaran bawah MD-03 menuju UPL-03 dari temperature 35°C ke 30°C	
Jenis			<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan			<i>Stainless steels SA-167 Grade 3 Type 304</i>		<i>Stainless steels SA-167 Grade 3 Type 304</i>		<i>Carbon steels SA 283 Grade C</i>		<i>Carbon steels SA 283 Grade C</i>	
Luas Transfer Panas (ft ²)			107,7724		123,982		341,2318		39,96	
Beban Panas (kJ/jam)			2473916,4924		69898,2948		1487249,941		279611,367	
Inner Pipe	ID (in)	OD (in)	1 ³ / ₈	1 ² / ₃	1 ¹ / ₄	1 ² / ₃	-		1 ³ / ₈	1 ² / ₃
Outer Pipe	ID (in)	OD (in)	2,067	2,38	2	2,38	-		2,067	2,38
Shell side	ID (in)	Pass	-		-		15 ¹ / ₄	1	-	
Tube side	OD (in)	BWG	-		-		³ / ₄	16	-	
	Panjang (ft)	Pass	-		-		16	1	-	
Rd (Btu/jam · ft ² · °F)			0,0035		0,007		0,0158		0,016	
Uc (Btu/jam · ft ² · °F)			145,129		58,040		351,54		360,97	
Ud (Btu/jam · ft ² · °F)			96,26		41,045		79,303		85,66	
Harga (\$)			4.471		19.603		23.157		13.069	

Tabel 3. 14 Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa 1	Pompa 2	Pompa 3	Pompa 4	Pompa 5	Pompa 6	
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	
Fungsi	Mengalirkan bahan baku amonia dari tangki truk menuju tangki penyimpanan (T-01)	Mengalirkan bahan baku phenol dari tangki truk menuju tangki penyimpanan (T-02)	Mengalirkan amonia dari tangki penyimpanan menuju vaporizer-01	Mengalirkan phenol dari tangki penyimpanan menuju vaporizer-02	Mengalirkan keluaran CDP-01 menuju STP-01	Mengalirkan keluaran RB-02 menuju MD-02	
Jenis	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	
Kapasitas (gpm)	22,3722	53,3350	22,2558	55,7762	67,1826	69,8074	
Ukuran pipa	ID (in)	1,939	3,068	1,939	3,068	3,068	3,364
	OD (in)	2,375	3,5	2,375	3,5	3,5	4
	SCH	80	80	80	40	40	80
	IPS (in)	2	3	2	3	3	3,5
Total head (m)	2,432	2,9991	2,511	2,7784	3,2090	3,8179	
Daya pompa (HP)	0,137	0,582	0,1413	0,4620	0,5067	0,5754	
Motor Penggerak (HP)	0,5	1	0,5	0,8	0,8	0,8	
Harga (\$)	13.298	14.445	13.298	14.445	14.445	20.406	

Tabel 3. 15 Lanjutan Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa 7	Pompa 8	Pompa 9	Pompa 10	Pompa 11	Pompa 12	Pompa-13
Kode	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13
Fungsi	Mengalirkan hasil kondensasi dari SP-03 menuju MD-02	Mengalirkan hasil keluaran CL-03 menuju SP-03	Mengalirkan hasil bawah RB-02 menuju MD-03	Memompa embunan dari accumulator (ACC -01) ke puncak menara distilasi 3 (MD-03)	Mengalirkan produk anilin dari arus keluar CL-05 ke tangki penyimpanan anilin (T-03)	Mengalirkan produk anilin dari T-03 menuju mobil tangki	Mengalirkan keluaran CL-05 dari RB-03 menuju UPL-03
Jenis	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump
Kapasitas (gpm)	2,6734	12,5876	61,1302	51,1168	46,6026	46,6026	7,0447
Ukuran pipa	ID (in)	0,742	1,500	2,900	2,900	2,900	1,278
	OD (in)	1,05	2,375	3,500	3,500	3,500	1,660
	SCH	80	80	80	80	80	80
	IPS (in)	0,75	1,5	3	3	3	1,25
Total head (m)	3,6838	2,3723	4,2536	3,6500	2,5402	1,5994	1,4830
Daya pompa (HP)	0,0409	0,1437	1,0245	0,4770	0,3320	0,2239	0,0331
Motor Penggerak (HP)	0,5	0,5	1,5	0,8	0,5	0,5	0,5
Harga (\$)	5.961	7.337	11.235	11.235	11.235	11.235	7.337

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar terdapat dua hal yang perlu diperhatikan yaitu faktor eksternal dan internal. Pertama adalah faktor eksternal yaitu faktor yang berkaitan dengan kemampuan pasar terhadap jumlah produksi yang dihasilkan. Kedua adalah faktor internal yaitu faktor yang berkaitan dengan kemampuan suatu pabrik dalam menghasilkan produk.

1. Kemampuan pasar

Kemampuan pasar dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan dengan kemampuan pabrik, sehingga rencana produksi harus disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan dengan kemampuan pabrik.

Untuk mengatasi kemungkinan kemampuan pasar yang lebih kecil dibandingkan dengan kemampuan pabrik maka, direncanakan beberapa kemungkinan pemecahan:

- Rencana produksi disesuaikan dengan kemampuan pasar atau jumlah produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan sisi keuntungan dan kerugian.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan jumlah produksi sementara disimpan dan dipasarkan pada tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran baru.

2. Kemampuan pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa hal, yaitu:

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian bahan baku yang memenuhi kualitas dan kuantitas akan mencapai target produksi yang diinginkan.

b. Tenaga kerja

Kurang terampilnya tenaga kerja dapat menyebabkan kerugian pada pabrik, sehingga diperlukan pelatihan-pelatihan untuk mendukung kemampuan para tenaga kerja agar kemampuan mereka meningkat.

c. Peralatan atau mesin

Kemampuan dan efektifitas mesin dalam proses produksi akan memperlancar pencapaian kapasitas produksi yang diinginkan.

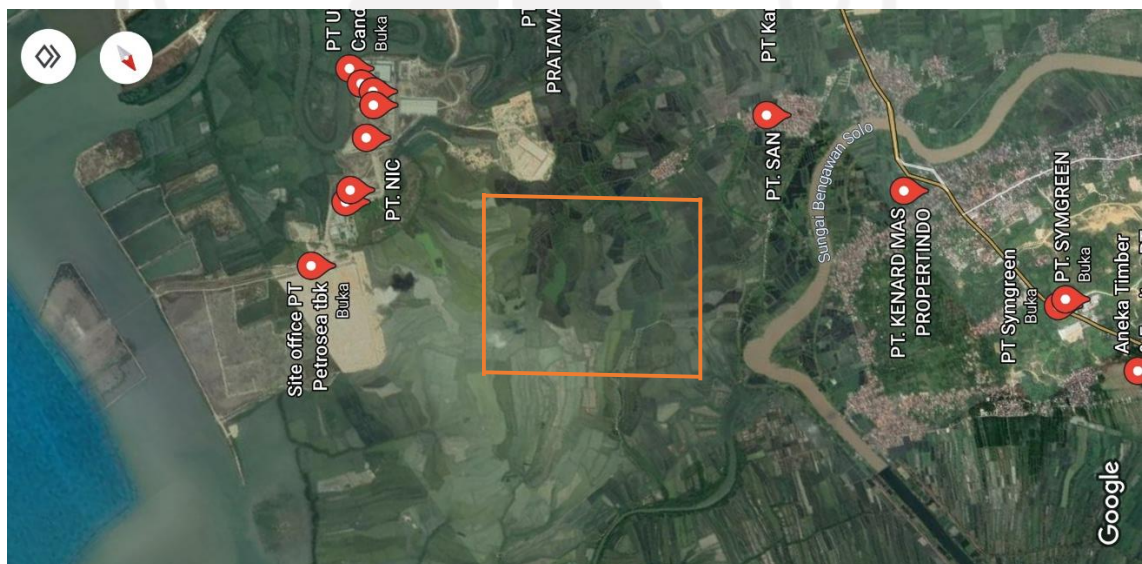


BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik perlu diperhatikan dalam pendirian suatu pabrik. Lokasi sangat mendukung untuk terjadinya dan kelancaran proses produksi, dimana hal tersebut dapat berpengaruh pada pemasaran atau distribusi produk, ketersediaan bahan baku, tenaga kerja dan fasilitas lainnya. Dalam pemilihan lokasi pabrik terdapat faktor yang perlu dipertimbangkan yaitu bahan baku, utilitas, transportasi, tenaga kerja, iklim, serta faktor-faktor ekonomi, sosial dan hukum.



Gambar 4. 1 Peta Lokasi Rencana Pendirian Pabrik

Pabrik anilin dengan kapasitas 85.000 ton/tahun ini direncanakan dibangun di daerah Gresik, Jawa Timur yang merupakan kota berorientasi terhadap industri, jasa dan perdagangan. Lokasi ini berada di dekat Kawasa Industri Gresik. Adapun faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam lokasi pemilihan suatu pabrik tersebut antara lain :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang mempengaruhi tujuan utama dari sebuah pabrik yang meliputi produksi dan distribusi. Faktor-faktor primer

yang berpengaruh dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik ini, antara lain :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pabrik anilin dipenuhi dengan cara impor yaitu amonia yang di peroleh dari Weihui Yubei Chemical Co., Ltd, China Sedangkan phenol diperoleh dari Shanghai Chemical Plant Co., Ltd, China. Maka dipilihlah lokasi yang dekat dengan pelabuhan laut Gresik untuk mempermudah proses pengiriman.

2. Pemasaran

Produk anilin akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik bahan baku *urethane*, akselerator produksi karet, bahan *intermediate* untuk herbisida dan pestisida, pembuatan pewarna, dan farmasi yang ada di wilayah Jawa Timur dan Indonesia lainnya, serta untuk memenuhi kebutuhan pabrik bahan baku pembuatan *methylene diphenyl diisocyanate* (MDI) di luar negeri terutama di negara Asia Tenggara. Pemasaran ini dilakukan dengan pertimbangan produk anilin dibutuhkan di pabrik-pabrik tersebut. Dimana sebelum pabrik anilin ini dibangun, kebutuhan anilin di Indonesia selalu dipasok dari negara lain seperti China, sehingga diharapkan agar selain memenuhi kebutuhan anilin dalam negeri, produk anilin dapat di ekspor untuk meningkatkan devisa negara.

3. Kebutuhan Air dan Energi

Air yang digunakan diperoleh dari Sungai Bengawan Solo yang telah diolah sebelumnya dengan menggunakan unit utilitas untuk selanjutnya digunakan dalam keperluan proses dan kebutuhan lainnya (kantor, laboratorium, kantin dan tempat ibadah serta poliklinik). Iklim di pulau jawa merupakan iklim tropis basah sehingga rata-rata curah hujan dalam satu tahun sebanyak 100 hari atau 1900 mm pertahun. Suhu udara rata-rata adalah sekitar 21°C-34°C dengan kelembaban udara sekitar 76-88. Energi merupakan faktor utama dalam operasional suatu pabrik, tenaga listrik diperoleh dari PT. PLN Gresik untuk memenuhi kebutuhan

perusahaan, sedangkan untuk kebutuhan proses digunakan generator listrik dengan bahan bakar solar dan sebagai cadangan pada saat *emergency* dapat digunakan listrik yang dihasilkan dari *genset*. Pembangkit listrik utama untuk pabrik diperoleh dari generator solar yang bahan bakarnya diperoleh dari PT. Pertamina.

4. Sarana Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalur laut, udara maupun darat. Kawasan Industri Gresik mempunyai lokasi yang strategis. Untuk impor dan ekspor jalur laut, kawasan ini didukung oleh PT. Pelabuhan Indonesia III (Pelindo). Kawasan industri ini juga mudah aksesnya melalui jalur darat karna dekat dengan Tol Surabaya. Begitupun dengan pemasaran produk anilin dari pabrik ini akan dipasarkan dalam bentuk drum, sehingga pengirimannya menggunakan kontainer. Sedangkan pengiriman luar pulau jawa dan ekspor dapat digunakan jalur laut seperti melalui Pelabuhan Indonesia III-Gresik.

5. Tenaga Kerja

Sebagai kawasan industri, daerah Gresik, Jawa Timur merupakan salah satu tujuan tempat para pencari kerja. Tenaga kerja ini merupakan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan baik yang *skill* maupun *non-skill*.

6. Kondisi Geografis dan Sosial

Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik. Pemerintah Gresik memiliki kebijakan untuk mendukung berdirinya pabrik di wilayah tersebut.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan (berdampak) pada proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik tersebut. Adapun faktor-faktor sekunder yang dimaksud:

1. Perluasan Area Unit

Suatu pabrik perlu mempertimbangkan tentang adanya pengembangan. Oleh karena itu diperlukan tanah yang cukup luas untuk melakukan perluasan area pabrik, namun yang tidak mengganggu wilayah pemukiman penduduk. Kawasan Industri Gresik-Jawa Timur merupakan suatu kawasan industri yang telah memenuhi faktor kelayakan baik mengenai iklim, sosial dan karakteristik lingkungan. Sehingga tidak menghambat pendirian dan kelangsungan operasional dari pabrik.

2. Perizinan

Dalam pendirian suatu pabrik perlu memperhatikan lokasi suatu pabrik berada di daerah khusus kawasan industri yang dapat mempermudah perizinan pendiriann suatu pabrik. Selain itu, perlu dipertimbangkan tata letak pabrik yang sedemikian rupa agar mempermudah para pelaku industri maupun proses dari pabrik tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik antara lain :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua alat proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan area tanah seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Suatu pabrik sebaiknya dekat dengan prasarana dan fasilitas sosial yang mempermudah para pelaku industri dalam meningkatkan kesejahteraan dan saraf hidup. Prasarana dan fasilitas sosial yang perlu diperhatikan

adalah jalan, transportasi, tempat ibadah, bank, sarana pendidikan, perumahan serta hiburan.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan dan pengaturan yang dilakukan untuk menentukan tempat peletakan keseluruhan bagian perusahaan yaitu terdiri dari area proses, area utilitas, kantor, area perluasan dan yang lain sebagainya, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Dengan mempertimbangkan beberapa faktor berikut (Peters and Timmerhaus, 1991):

1. Urutan Proses Produksi
2. Pengembangan lokasi baru atau perluasan lokasi yang belum dikembangkan di masa mendatang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik hingga bahan baku.
4. Pemeliharaan dan perbaikan.
5. Keamanan terutama dari kemungkinan kecelakaan kerja dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan hingga konstruksi bangunan yang memenuhi syarat dan standar yang telah ada.
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan yang akan dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
8. Pembuangan limbah cair
9. Service area meliputi: fasilitas olahraga, kantin, tempat ibadah, tempat parkir dan lain sebagainya harus diatur sedemikian rupa, sehingga tidak terlalu jauh dengan lokasi kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik dapat menimbulkan beberapa keuntungan sebagai berikut (Peters and Timmerhaus, 1991):

1. Mengurangi jarak transportasi antara bahan baku dengan produksi, sehingga dapat mengurangi material *handling*.

2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah segala proses perbaikan mesin atau peralatan yang rusak atau di *blow-down*.
3. Mengurangi ongkos atau biaya produksi
4. Meningkatkan keselamatan kerja.
5. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

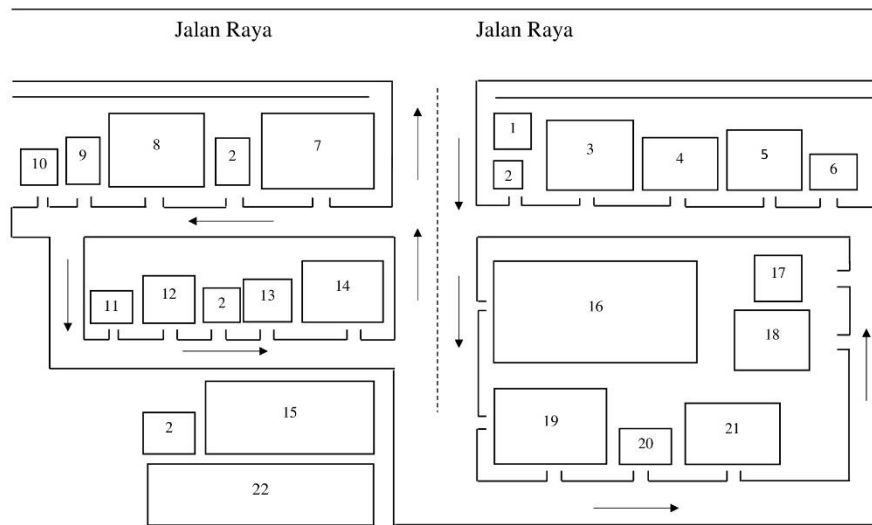
Luas total tanah yang dibutuhkan diperkirakan mencapai 33.738m² sudah termasuk dengan perluasan pabrik. Tata letak bangunan disusun dengan mempertimbangkan dari mulai pengangkutan bahan baku dan personel yang ekonomis. Perincian luas tanah dan bangunan dapat dilihat pada tabel 4.1



Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	P (m)	L (m)	Luas (m ²)
Kantor Utama	55	40	2200
Aula	35	30	1050
Perpustakaan	8	15	120
Pos Keamanan	10	10	100
Mess Karyawan	80	30	2400
Area Parkir	30	20	600
Parkir Truck	30	25	750
Klinik	10	10	100
Masjid	20	12	240
Kantin	20	15	300
Bengkel	35	20	700
Unit Pemadam Kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	16	20	320
Utilitas	50	40	2000
Area Proses	90	60	5400
Control Room	20	15	300
Control Utilitas	15	10	150
Jalan	880	15	13200
Taman A	8	15	120
Taman B	8	8	64
Taman C	10	10	100
Taman D	15	15	225
Ruang K3	15	12	180
Ruang generator	20	15	300
Perluasan Pabrik	95	25	2375
Total			33738

Tata letak pabrik anilin dapat dilihat pada gambar 4.2 sebagai berikut:



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1 : 3000

Berikut merupakan keterangan dari gambar 4.2 pabrik anilin yang akan dibangun :

Keterangan :

- | | |
|----------------------|---------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 12. Kantin |
| 2. Taman A, B, C, D | 13. Masjid |
| 3. Parkir Truck | 14. Tempat Parkir Umum |
| 4. Gudang | 15. Mess Karyawan |
| 5. Ruang Generator | 16. Area Proses |
| 6. Pemadam Kebakaran | 17. Laboratorium |
| 7. Kantor Utama | 18. Control Room Proses |
| 8. Aula | 19. Area Utilitas |
| 9. Perpustakaan | 20. Control Room Utilitas |
| 10. Poliklinik | 21. Bengkel |
| 11. Ruang K3 | 22. Area Perluasan Pabrik |

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses adalah penataan letak alat-alat yang digunakan dalam proses pembuatan dari penyimpanan bahan baku hingga menjadi produk yang siap dipasarkan. Tata letak harus disusun sedemikian rupa agar proses produksi dapat berjalan lancar dan menghasilkan produk dengan kualitas yang baik dan sesuai dengan yang diinginkan seperti pada gambar 4.3. Penyusunan alat proses yang baik dapat meminimalisir kegagalan produksi dan produktifitas karyawan. Beberapa hal yang harus dipertimbangkan pada perancangan tata letak alat proses seperti gambar 4.3 berikut ini:

1. Aliran Bahan Baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat dapat memberikan keuntungan pada bidang ekonomi yang besar serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan dalam proses produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa diatas tanah dan perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih. Sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah harus diatur sedemikian rupa agar tidak mengganggu berjalannya lalu lintas para pekerja.

2. Lalu lintas alat berat

Sebaiknya diperhatikan arak antar alat dan lebar jalan agar seluruh alat proses dapat tercapai oleh pekerja dengan mudah, ketika terjadi gangguan atau kerusakan alat proses dapat segera diperbaiki tanpa membutuhkan waktu dan tenaga yang besar. Selain itu, keselamatan para pekerja selama bertugas harus diprioritaskan, karena keselamatan dan kenyamanan pekerja harus diutamakan agar meningkatkan semangat dalam berkerja dan produktivitas kerja.

3. Aliran udara

Aliran udara dan arah hembusan angin di dalam atau di sekitar area proses juga perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan para pekerja.

4. Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik harus memadai, terutama pada tempat-tempat yang berpotensi bahaya atau berisiko tinggi perlu diberi penerangan tambahan.

5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

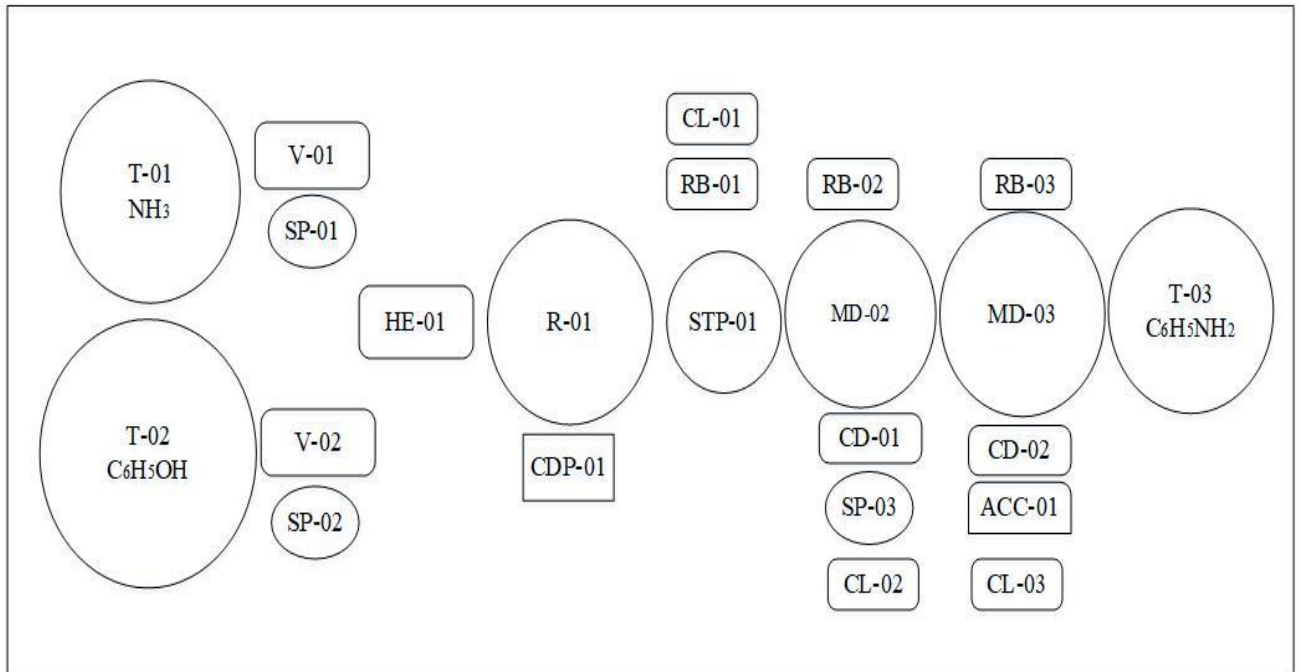
Lalu lintas manusia dan kendaraan juga perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah apabila terjadi gangguan pada alat proses sehingga dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diperhatikan.

6. Pertimbangan ekonomi

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

7. Jarak antar alat proses

Jarak antar proses bertujuan untuk mengantisipasi apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut agar tidak menyambar ke alat yang lainnya. Untuk mengantisipasi bahaya pada alat proses tertentu, maka alat proses dengan tekanan dan suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan atau diberi jarak lebih dari alat proses lainnya. Hal ini juga bertujuan agar tidak membahayakan alat proses lain yang berada di sekitarnya.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)			
	Arus 1	Arus 5	Arus 18	Arus 26	Arus 30	Arus 34
NH3	3002,8474	12108,2073	453,7116	41,2878	0	0
C6H5OH	0	637,2741	0	25,7162	107,0289	472,6652
H2O	0	0	3,4668	2836,1781	0,2924	0
C6H5NH2	0	0	0	82,4100	10625,0019	559,2106
C12H11N	0	0	0	0	0	103,4028
N2	0	0	360,6700	0	0	0
H2	0	0	77,2864	0	0	0
Subtotal	3002,8474	12745,4814	895,1348	2985,5921	10732,3232	1135,2786
Total	15748,3288		15748,3288			

4.4.1.2 Neraca Massa Komponen

a. Vaporizer (VP-01)

Tabel 4. 3 Neraca Massa di Vaporizer-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NH ₃	3002,8474	750,7119	3753,5593
Total	3753,5593		3753,5593

b. Vaporizer (VP-02)

Tabel 4. 4 Massa di Vaporizer-02

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₆ H ₅ OH	12108,2073	3027,0518	15135,2591
H ₂ O	637,2741	159,3185	796,5926
Subtotal	12745,4814	3186,3703	15931,8517
Total	15931,8517		15931,8517

c. Separator (SP-01)

Tabel 4. 5 Neraca Massa di Separator-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4 (Top)	Arus 2 (Bottom)
NH ₃	3753,5593	3002,8474	750,7119
Total	3753,5593	3753,5593	

d. Separator (SP-02)

Tabel 4. 6 Neraca Massa di Separator-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8 (Top)	Arus 6 (Bottom)
C ₆ H ₅ OH	15135,2591	12108,2073	3027,0518
H ₂ O	796,5926	637,2741	159,3185
Subtotal	15931,8517	12745,4814	3186,3703
Total	15931,8517	15931,8517	

e. Separator (SP-03)

Tabel 4. 7 Neraca Massa di Separator-03

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 23	Arus 24	Arus 25
NH ₃	44,3955	41,2878	3,1077
C ₆ H ₅ OH	37,0018	25,7162	11,2855
H ₂ O	2923,8950	2836,1781	87,7168
C ₆ H ₅ NH ₂	588,6428	82,4100	506,2328
Subtotal	3593,9350	2985,5921	608,3428
Total	3593,9350	3593,9350	

f. Reaktor *Fixed Bed* (R-01)

Tabel 4. 8 Neraca Massa di Reaktor-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 10		Arus 11	
NH ₃	43795,6435		41287,7954	
C ₆ H ₅ OH	12108,2073		605,4104	
H ₂ O	948,9707		3151,6339	
C ₆ H ₅ NH ₂	0		11266,6225	
C ₁₂ H ₁₁ N	0		103,4028	
N ₂	32427,5123		32788,1823	
H ₂	6948,7526		7026,0391	
Total	96229,0863		96229,0863	

g. Stripper (STP-01)

Tabel 4. 9 Neraca Massa di Stripper

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 12 (Feed)	Arus 13 (Distilat)	Arus 19 (Bottom)
NH ₃	41287,7954	41246,5076	41,2878
C ₆ H ₅ OH	605,4104	0,0000	605,4104
H ₂ O	3151,6339	315,1634	2836,4705
C ₆ H ₅ NH ₂	11266,6225	0	11266,6225
C ₁₂ H ₁₁ N	103,4028	0	103,4028
N ₂	32788,1823	32788,1823	0
H ₂	7026,0391	7026,0391	0
Subtotal	96229,0863	81375,8923	14853,1940
Total	96229,0863	96229,0863	

h. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4. 10 Neraca Massa di Menara Distilasi-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 21 (Feed)	Arus 24 (Recycle)	Arus 22 (Distilat)	Arus 27 (Bottom)
NH ₃	41,2878	3,1077	44,3955	0
C ₆ H ₅ OH	605,4104	11,2855	37,0018	579,6941
H ₂ O	2836,4705	87,7168	2923,8950	0,2924
C ₆ H ₅ NH ₂	11266,6225	506,2328	588,6428	11184,2125
C ₁₂ H ₁₁ N	103,4028	0	0	103,4028
Subtotal	14853,1940	608,3428	3593,9350	11867,6019
Total	15461,5368		15461,5368	

i. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4. 11 Neraca Massa di Menara Distilasi-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 27 (Feed)	Arus 28 (Distilat)	Arus 31 (Bottom)
C ₆ H ₅ OH	579,6941	107,0289	472,6652
H ₂ O	0,2924	0,2924	0
C ₆ H ₅ NH ₂	11184,2125	10625,0019	559,2106
C ₁₂ H ₁₁ N	103,4028	0	103,4028
Subtotal	11867,6019	10732,3232	1135,2786
Total	11867,6019	11867,6019	

j. Splitter (SPL-01)

Tabel 4. 12 Neraca Massa di Splitter-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 16
NH ₃	41246,5076	40792,7960	453,7116
H ₂ O	315,1634	311,6966	3,4668
N ₂	32788,1823	32427,5123	360,6700
H ₂	7026,0391	6948,7526	77,2864
Subtotal	81375,8923	80480,7575	895,1348
Total	81375,8923	81375,8923	

4.4.2 Neraca Panas

a. Vaporizer (VP-01)

Tabel 4. 13 Neraca Panas di Vaporizer-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{in}	907289,8306	Q _{out}	4921204,8733
Q _{pemanas}	4013915,0428		
Q _{total}	4921204,8733	Q _{total}	4921204,8733

b. Vaporizer (VP-02)

Tabel 4. 14 Neraca Panas di Vaporizer-02

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{in}	44667995,4078	Q _{out}	49832162,3239
Q _{pemanas}	5164166,9161		
Q _{total}	49832162,3239	Q _{total}	49832162,3239

c. Separator (SP-01)

Tabel 4. 15 Neraca Panas di Separator-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{in}	181486,5918	Q _{out-1}	115587,6599
		Q _{out-2}	65898,9319
Q _{total}	181486,5918	Q _{total}	181486,5918

d. Separator (SP-02)

Tabel 4. 16 Neraca Panas di Separator-02

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{in}	6358119,0566	Q _{out-1}	4571655,8375
		Q _{out-2}	1786461,2191
Q _{total}	6358119,0566	Q _{total}	6358119,0566

e. Separator (SP-03)

Tabel 4. 17 Neraca Panas di Separator-03

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{in}	400367,0237	Q _{out-1}	101343,0838
		Q _{out-2}	299023,9399
Q _{total}	400367,0237	Q _{total}	400367,0237

f. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 4. 18 Neraca Panas di Heat Exchanger-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{in}	31996367,3253	Q _{out}	92319968,4398
Q _{total}	31996367,3253	Q _{total}	92319968,4398

g. Stripper (STP-01)

Tabel 4. 19 Neraca Panas di Stripper-01

Panas masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{umpan}	25152072,3433	Q _{bottom}	86016750,2563
Q _{reboiler}	63315576,3199	Q _{distillat}	2450898,4079
Q _{total}	88467648,6642	Q _{total}	88467648,6642

h. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4. 20 Neraca Panas di Menara Distilasi-01

Panas masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{umpan}	2087368,5670	Q _{bottom}	3127827,4889
Q _{reboiler}	8725715,1351	Q _{distillat}	569975,5543
		Q _{Condenser}	7115280,6590
Q _{total}	10813083,7022	Q _{total}	10813083,7022

i. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4. 21 Neraca Panas di Menara Distilasi-02

Panas masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{umpan}	3127827,4889	Q _{bottom}	4089797,0424
Q _{reboiler}	4776778,7377	Q _{distillat}	1549319,6916
		Q _{condenser}	2265489,4926
Q _{total}	7904606,2267	Q _{total}	7904606,2267

j. Splitter (SPL-01)

Tabel 4. 22 Neraca Panas di Splitter-01

Panas masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q _{in}	2484340,0920	Q _{out}	2484340,0920

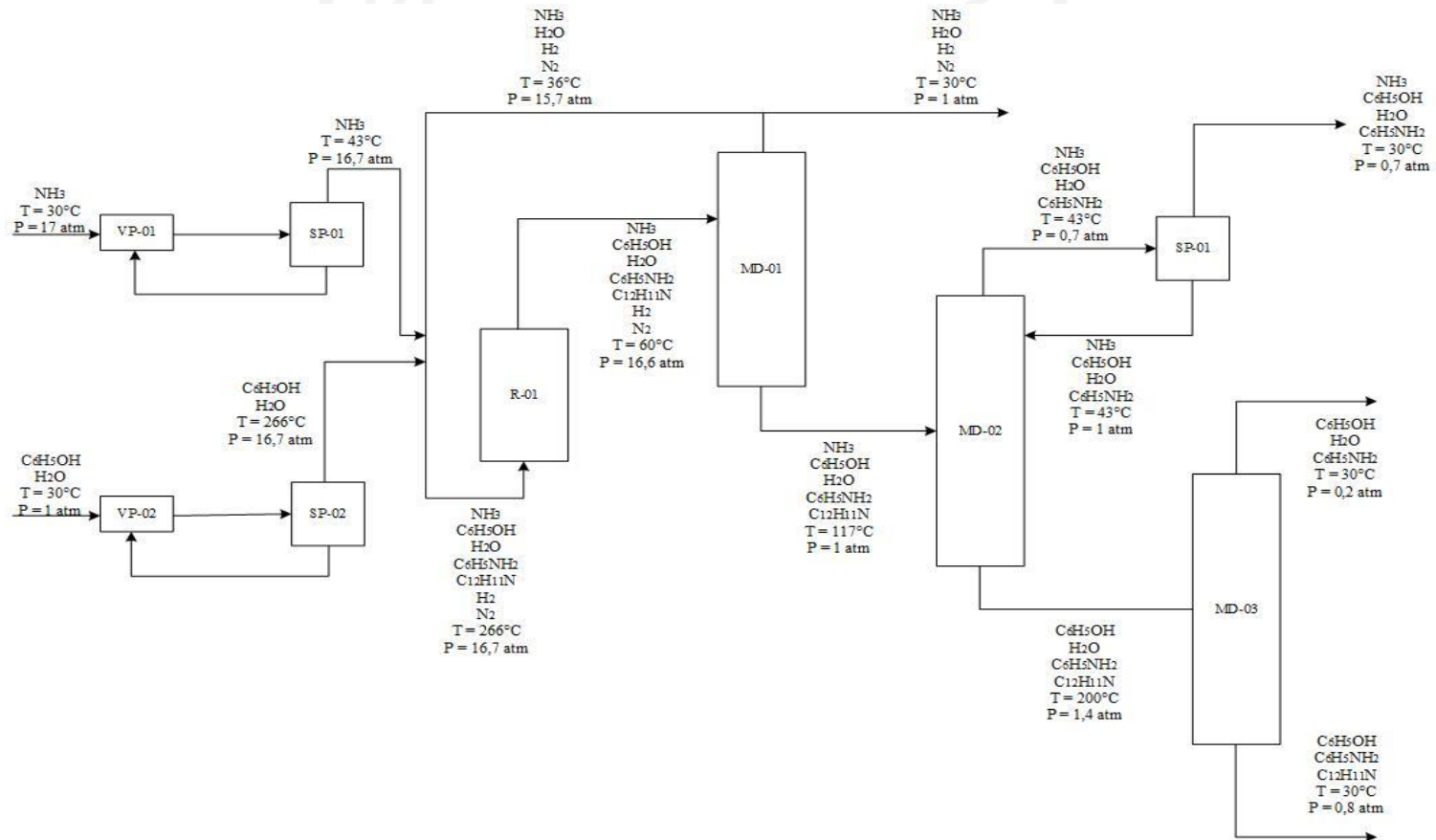
k. Reaktor *Fixed Bed*

Tabel 4. 23 Neraca Panas di Reaktor-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
ΔH_{in}	-88196166,2570	ΔH_{out}	-89943050,1723
ΔH_{reaksi}	-1746883,9153		
ΔH_{total}	-89943050,1723	ΔH_{total}	-89943050,1723

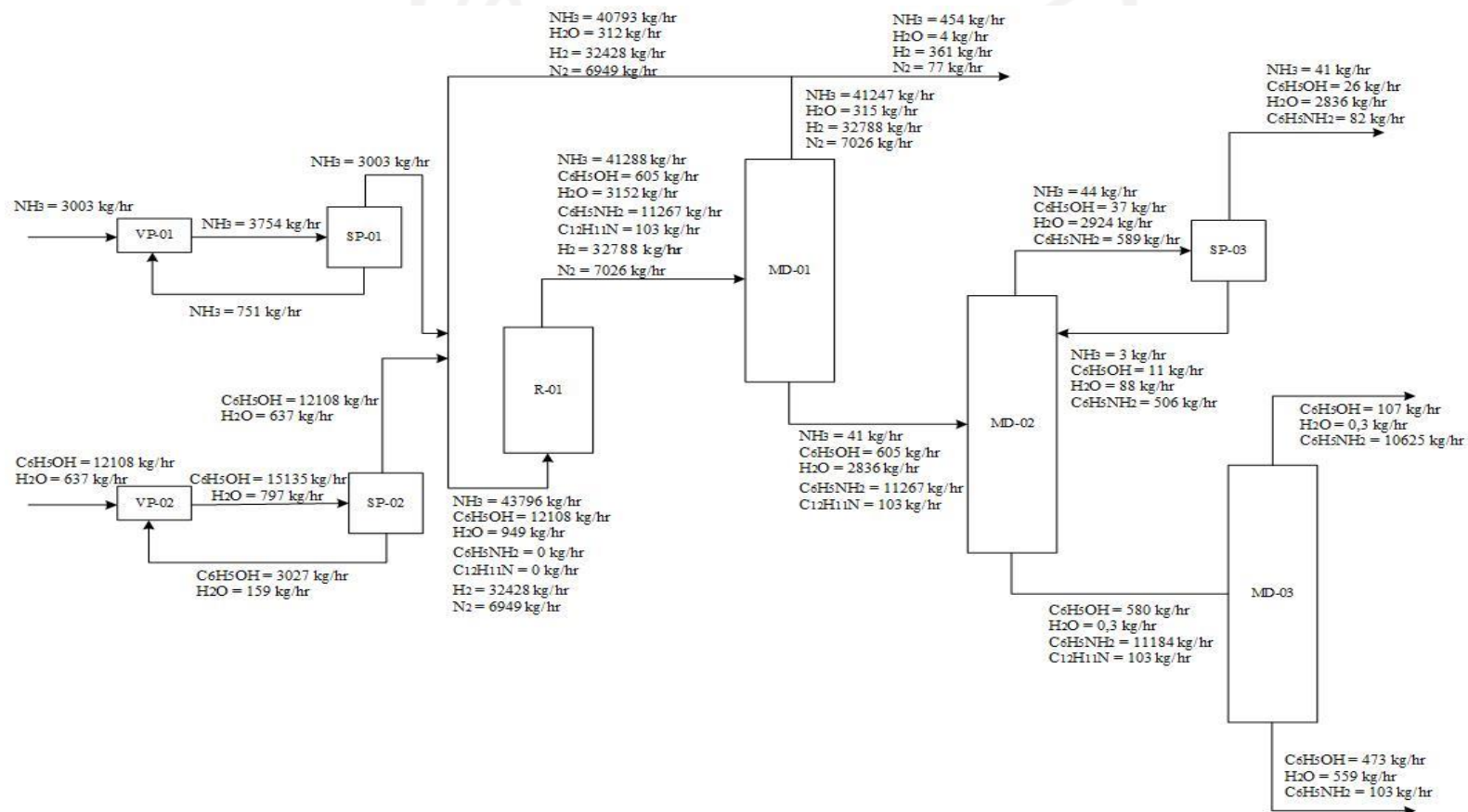


4.4.3 Diagram Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif Pembuatan Anilin Kapasitas 85.000 Ton/Tahun

4.4.4 Diagram Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif Pembuatan Anilin Kapasitas 85.000 Ton/Tahun

4.5 Maintenance (Perawatan)

Perawatan memiliki fungsi untuk menjaga fasilitas, sarana dan semua peralatan pabrik yaitu dengan cara pemeliharaan serta perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas alat menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dengan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan dalam pabrik terbagi menjadi dua, berdasarkan pada perbedaan waktu perawatan yaitu:

1. Perawatan Preventif

Perawatan yang dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan.

2. Perawatan Periodik

Perawatan yang dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapatkan perawatan secara khusus dan bergantian. Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Penjadwalan mesin setiap alat meliputi:

a. Over head 1×1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak dan kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

b. Repairing

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

- Umur alat

Semakin tua umur suatu alat maka semakin banyak juga perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang baik atau berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

- Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja yang memiliki *skill* dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau utilitas adalah unit yang bertugas menyediakan sarana penunjang untuk menjamin kelancaran proses produksi. Unit utilitas yang diperlukan dalam prarancangan pabrik anilin ini diantaranya:

1. Unit pembangkit *steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan steam yang diperlukan pada nit produksi. Steam pada unit produksi berfungsi sebagai media pemanas.

2. Unit penyediaan dan pengolahan air

Unit ini berfungsi menyediakan air bersih sebagai air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan *hydrant*.

3. Unit pembangkit listrik

Unit ini berfungsi sebagai penyedia tenaga listrik untuk tenaga penggerak peralatan proses dan untuk penerangan. Listrik disuplai dari PT. PLN dan sebagai cadangan menggunakan generator.

4. Unit penyedia bahan bakar

Unit ini berperan menyediakan bahan bakar untuk generator.

5. Unit pengolahan limbah

Unit ini berfungsi mengolah limbah yang dihasilkan oleh pabrik, baik limbah dari proses produksi maupun di luar proses produksi sebelum dibuang ke lingkungan.

6. Unit pengadaan udara tekan (*Power Air System*)

Unit ini berfungsi untuk menyediakan udara instrument sebagai penggerak alat-alat instrument.

4.6.1 Unit Penyediaan Air dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

4.6.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan kebutuhan penunjang yang sangat penting dalam berdirinya suatu pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air di suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air laut, air sungai, air danau maupun air sumur. Dalam perancangan pabrik anilin ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Berikut pertimbangan menggunakan air sungai:

1. Lokasi pendirian pabrik terletak tidak jauh dari kawasan aliran sungai yang memudahkan dalam pengangkutan dan penggunaan air sebagai kebutuhan pabrik. Dengan begitu dapat meminimalisir anggaran transportasi.
2. Ketersediaan air sungai sangat berlimpah pada lokasi tersebut sehingga dapat meminimalisir kendala akan kekurangan sumber air.

Air dalam unit utilitas dapat digunakan sebagai berikut:

1. Air Proses

Air ini digunakan dalam proses pembuatan produk secara langsung. Syarat agar air dapat digunakan adalah cukup murni, bebas dari segala jenis pengotor.

2. Air Pendingin

Faktor-faktor yang digunakan sebagai media pendingin:

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

3. Air Uap (*Steam*)

Bahan baku pembuatan *steam* adalah air umpan *boiler*. Zat-zat yang terkandung didalam air umpan *boiler* dapat menyebabkan kerusakan *boiler*.

4. Air Domestik atau Air Sanitasi

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

a. Syarat fisika, seperti:

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

b. Syarat kimia, seperti:

- Tidak mengandung bakteri.
- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik yang terlarut di dalam air.

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Untuk mendapatkan air bersih yang dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di dalam pabrik, maka perlu dilakukan pengolahan air baku dari Sungai Bengawan Solo. Dilakukan pengolahan air baku ini karena air dari sumber masih mengandung kotoran seperti lumpur, tanah dan pengotor lainnya. Mula-mula, air baku yang diperoleh dari Sungai Bengawan Solo dilewatkan di *screener* lalu diumpankan di bak pengendap awal untuk mengendapkan kotoran yang masih terkandung dalam air. Kemudian air ditambahkan *aluminium sulfate* yang berperan sebagai koagulan untuk menetralsir muatan negatif partikel yang berasal dari *suspended solid*. Ditambahkan pula *caustic* yang berfungsi menetralkan pH air agar pH air mencapai 6,4 sampai 6,7.

Pengolahan air ini melalui beberapa tahapan sebagai berikut:

1. *Clarifier*

Pada *clarifier*, terjadi proses flokulasi yang merupakan proses penyatuan flok dari partikel yang sulit membentuk flok, sehingga dapat membentuk flok yang lebih berat untuk di-*blowdown*. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di-*blowdown* secara berkala sesuai waktu yang ditentukan.

2. *Sand filter*

Keluaran air dari *clarifier* selanjutnya dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau terbawa bersama air dari *clarifier*. Air yang telah melalui proses di *sand filter* dimasukkan ke dalam tangki penampung sementara untuk dialirkan sebagai air proses, sebagai media pendingin, demineralisasi dan sebagiannya lagi digunakan untuk air keperluan umum atau air sanitasi.

3. Demineralisasi

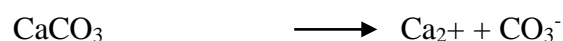
Demineralisasi merupakan proses menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk memperoleh konduktivitas di bawah 0,3 ohm dan kandungan silika di bawah 0,2 ppm. Proses ini dilakukan karena air umpan *boiler* memerlukan air murni yang terbebas dari garam-garam murni terlarut.

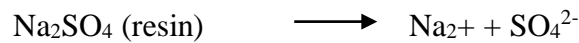
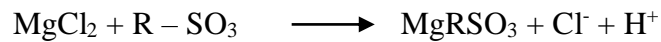
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. *Kation exchanger*

Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. Sehingga air yang keluar dari *kation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

Reaksi:





Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

Reaksi:



b. *Anion exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

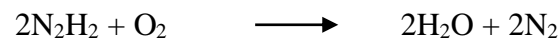
Reaksi:



c. *Daerasi*

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

Reaksi:



Air yang keluar dari daerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler*

d. *Cooling tower*

Proses yang terjadi pada *cooling tower* adalah pengolahan air panas menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media

pendinginnya. Air dengan suhu sekitar 45°C dialirkan ke atas *cooling tower* dan dialirkan melalui distributor. Air akan mengalami evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (*swirl*). Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Air yang mengalami evaporasi di *cooling tower* akan sama jumlahnya dengan *flow make up water* yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan dengan udara akan turun menjadi 30°C.

4.6.1.3 Kebutuhan Air

Tabel 4.23 sampai 4.25 menunjukkan kebutuhan air pada pabrik anilin dengan kapasitas produksi 85.000 ton/tahun. Sedangkan diagram utilitas ditunjukkan pada gambar 4.6.

1. Air pembangkit steam

Tabel 4. 24 Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 1	HE-01	15852,0087
Vaporizer 1	VP-01	1834,3465
Vaporizer 2	VP-02	17955,0396
Reboiler 1	STP-01	142666,9137
Reboiler 2	MD-02	19661,3680
Reboiler 3	MD-03	10763,3590
Total		236444,0711

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air *steam* adalah 250479,6428 kg/jam.

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 250479,6428 \text{ kg/jam} \\ &= 37571,9464 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam trap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 250479,6428 \text{ kg/jam} \\ &= 12523,9821 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Make up water steam} &= \text{blowdown} + \text{steam trap} \\ &= 37571,9464 \text{ kg/jam} + 12523,9821 \text{ kg/jam} \\ &= 50095,9286 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air pendingin

Tabel 4. 25 Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Cooler1	CL -01	647,9069
Cooler 2	CL-02	34,1359
Cooler 3	CL-03	389,5037
Cooler 4	CL-04	73,2289
Condenser Parsial	CDP-01	141431,7792
Condenser 2	CD-02	5868,2092
Condenser 3	CD-03	36319,8547
Total		184691,3896

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air *steam* adalah 345051,8392 kg/jam.

3. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

a. Kebutuhan Air Karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100–120 liter/hari.

$$\begin{aligned} \text{Diambil kebutuhan air tiap orang} &= 100 \text{ liter/hari} \\ &= 4\text{kg} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 322 \text{ orang}$$

Kebutuhan air untuk semua karyawan	= 1311 kg/jam
b. Kebutuhan air untuk Mess	
Jumlah mess	= 100 rumah
Jumlah penghuni tiap mess	= 200 orang
Kebutuhan air tiap penghuni	= 100 kg/hari
Kebutuhan air untuk mess	= 2000.000 kg/hari
	= 83.333 kg/jam
Kebutuhan total air domestic	= (1.311+833) kg/jam
	= 84.644 kg/jam
c. Kebutuhan service water	
Kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (service water)	
meliputi:	
Bengkel	= 200 kg/hari
Poliklinik	= 400 kg/hari
Laboratorium	= 400 kg/hari
Pemadam kebakaran	= 5.000 kg/hari
Kantin, mushola dan taman	= 8.000 kg/hari
Total kebutuhan air untuk service water	= 14.000 kg/hari
	= 583 kg/jam
Over design 20%	= 1,2 x 583 kg/jam
	= 700 kg/jam

Tabel 4. 26 Total Kebutuhan Air

No.	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Domestic water	84.644
2	Service water	700
3	Cooling water	184.691
4	Steam water	236.444
	Total	506.979

4.6.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Unit pembangkit *steam* bertugas menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas. Jenis *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* pada suhu 145°C. Alat yang digunakan untuk menunjang kebutuhan *steam* dari pabrik anilin ini adalah *boiler* dengan spesifikasi:

Kapasitas : 571821898,2892 kJ/jam
Jenis : *fire tube boiler*
Jumlah : 1 buah

Boiler ini dilengkapi dengan *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Sebelum masuk ke *boiler*, air yang diumpangkan terlebih dahulu masuk ke *economizer*. Alat ini merupakan alat penukar panas memanfaatkan gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler* sebagai pemanasnya. Alat ini berfungsi menaikkan suhu air menjadi 150°C, kemudian baru selanjutnya air diumpangkan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari *burner* digunakan untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Sebelum dibuang melalui cerobong asap, gas hasil pembakaran ini dimasukkan ke *economizer*, sehingga air dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api dan menyebabkan air mendidih. Uap air yang telah terkumpul dan mencapai tekanan 6 bar, kemudian dialirkan ke *steam header* untuk selanjutnya didistribusikan ke area proses.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 210,614 kWatt
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 28,8109 kWatt
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 10 kWatt
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 110 kWatt

Total kebutuhan listrik adalah 364,4248 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 455,5310 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.6.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara dan instrumen bertugas memenuhi kebutuhan udara bersih yang diperoleh dari lingkungan sekitar. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Udara tekan biasanya digunakan untuk menggerakkan alat control yang bekerja secara *pneumatic*. Kebutuhan udara tekan diperkirakan adalah 29,90592 m³/jam dengan tekanan 6,5 bar.

4.6.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses di pabrik ini berupa limbah cair dan limbah gas. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah-limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah-limbah tersebut diantaranya:

1. Limbah gas

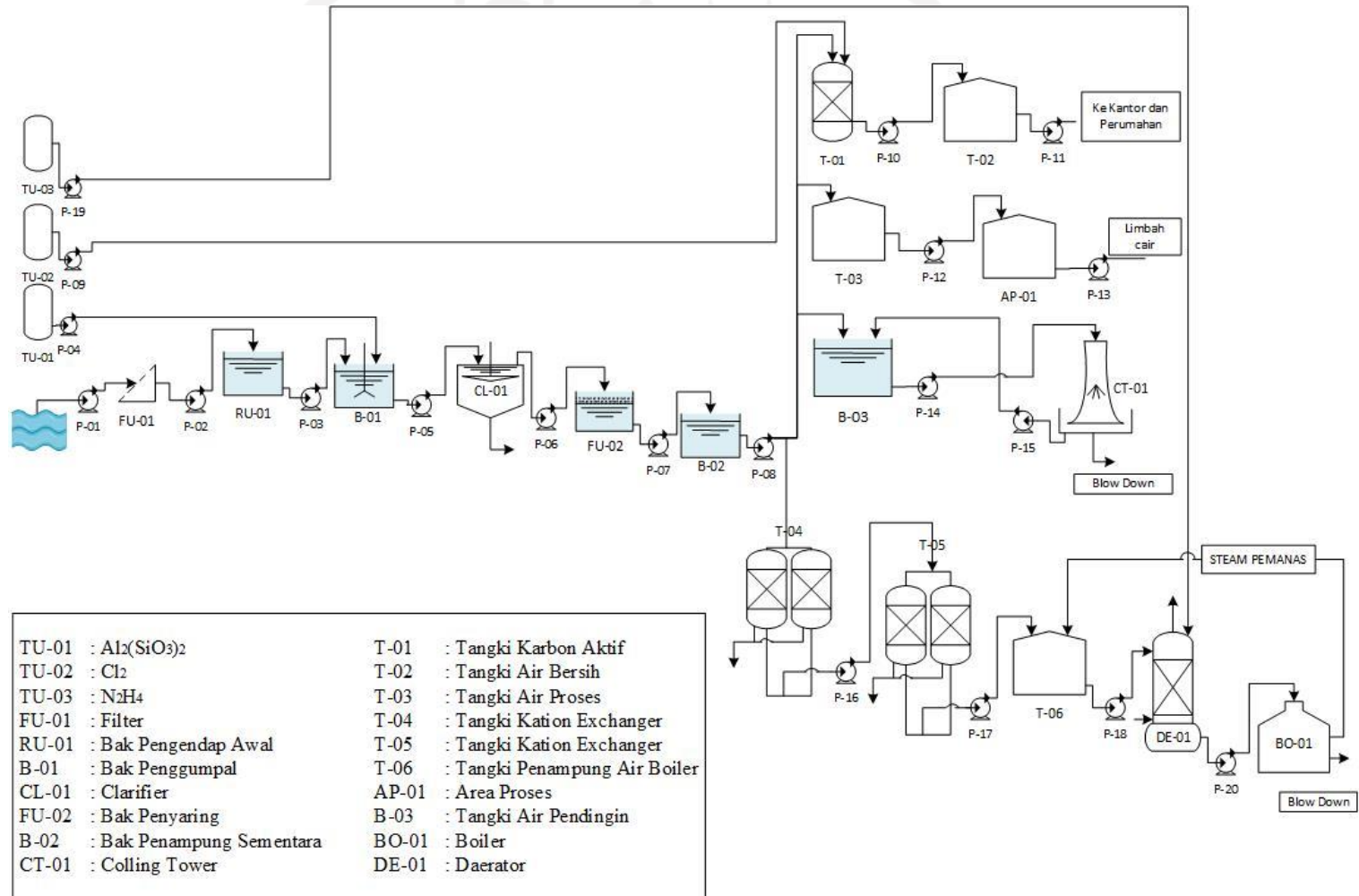
Limbah gas yang dihasilkan pada pabrik ini adalah amonia, hydrogen, nitrogen hasil reaksi dari reaktor. Gas tersebut diolah terlebih dahulu pada Unit Pengolahan Limbah (UPL).

2. Limbah cair

Limbah cair proses ini berasal dari keluaran Menara Distilasi dan Separator. Dimana komposisi terbanyak dari campuran ini adalah air. Sisanya berupa campuran anilin, phenol, difenilamin dan amonia. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut harus diolah terlebih dahulu di UPL agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu:

- a. COD : maks. 100 mg/l
- b. BOD : maks. 20 mg/l
- c. TSS : maks. 80 mg/l
- d. Oil : maks. 5 mg/l
- e. pH : 6,5 - 8,5





Gambar 4.6 Diagram Pengolahan Air

4.7 Organisasi Perusahaan

Secara umum perusahaan adalah suatu organisasi dimana sumber daya (input), seperti bahan baku yang diproses untuk menghasilkan barang dan jasa (output) bagi pelanggan. Tujuan dari sebuah perusahaan secara umum adalah untuk mendapatkan laba atau keuntungan dan bisa menyejahterakan masyarakat. Untuk mencapai hasil yang maksimal maka harus mempunyai sebuah struktur organisasi dan manajemen yang bisa menerangkan hubungan kerja antar bagian yang satu dengan yang lainnya dan juga mengatur hak dan kewajiban masing-masing bagian. Tujuan dibuatnya struktur organisasi dan manajemen adalah untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan suatu bagian dalam menjalankan tugas sehingga akan mempermudah untuk mencapai tujuan dari perusahaan yang telah ditetapkan.

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Membentuk badan usaha merupakan dasar penting apabila kita akan membangun sebuah perusahaan atau pabrik. Keberadaan suatu badan usaha yang berbadan hukum dalam suatu perusahaan baik perusahaan kecil, menengah atau besar akan melindungi perusahaan dari segala tuntutan akibat aktivitas yang dijalankan oleh perusahaan tersebut.

Pada pemilihan jenis badan hukum yang akan dijalankan salah satu faktornya adalah modal perusahaan. Perseroan Terbatas (PT) merupakan jenis badan hukum yang dipilih dalam mendirikan pabrik Anilin ini. Hal ini dikarenakan modal yang dibutuhkan besar dan dalam UU 40/2007 telah dijelaskan bahwa minimum modal dasar PT yaitu Rp 50.000.000,00 (lima puluh juta ribu rupiah). PT merupakan suatu badan hukum usaha yang didirikan oleh beberapa orang, dimana badan hukum ini memiliki kekayaan, hak dan kewajiban sendiri, yang terpisah dari pendiri (pemegang saham), maupun pengurusnya (Dewan Komisaris dan Dewan Direksi). Sehingga, identitas dari perusahaan ini dapat di tulis sebagai berikut:

Nama Perusahaan	: Anilin
Bentuk	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Usaha	: Industri Kimia
Lokasi	: Gresik, Jawa Timur
Total Karyawan	: 322

Keuntungan suatu perusahaan yang berbentuk PT antara lain:

- a. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung kepada satu pihak dan kepemilikannya bisa berganti-ganti.
- b. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi (pemilik saham).
- c. Pengelolaan perusahaan terpisah dari pemilik saham (pemilik perusahaan), sehingga tanggung jawab berjalannya perusahaan berada di tangan pengelola.
- d. Kemungkinan penambah modal untuk perluasan lebih mudah karena statusnya telah berbadan hukum.
- e. Penanaman modal berupa saham pada PT mudah untuk diperjual belikan.
- f. Pengelolaan perusahaan dapat dilakukan lebih efisien serta professional karena pembagian tugas dan tanggung jawab pengurus (direktur utama dan dewan komisaris) serta pemegang saham telah diatur secara jelas.

4.7.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah suatu gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur
5. Kepala Bagian

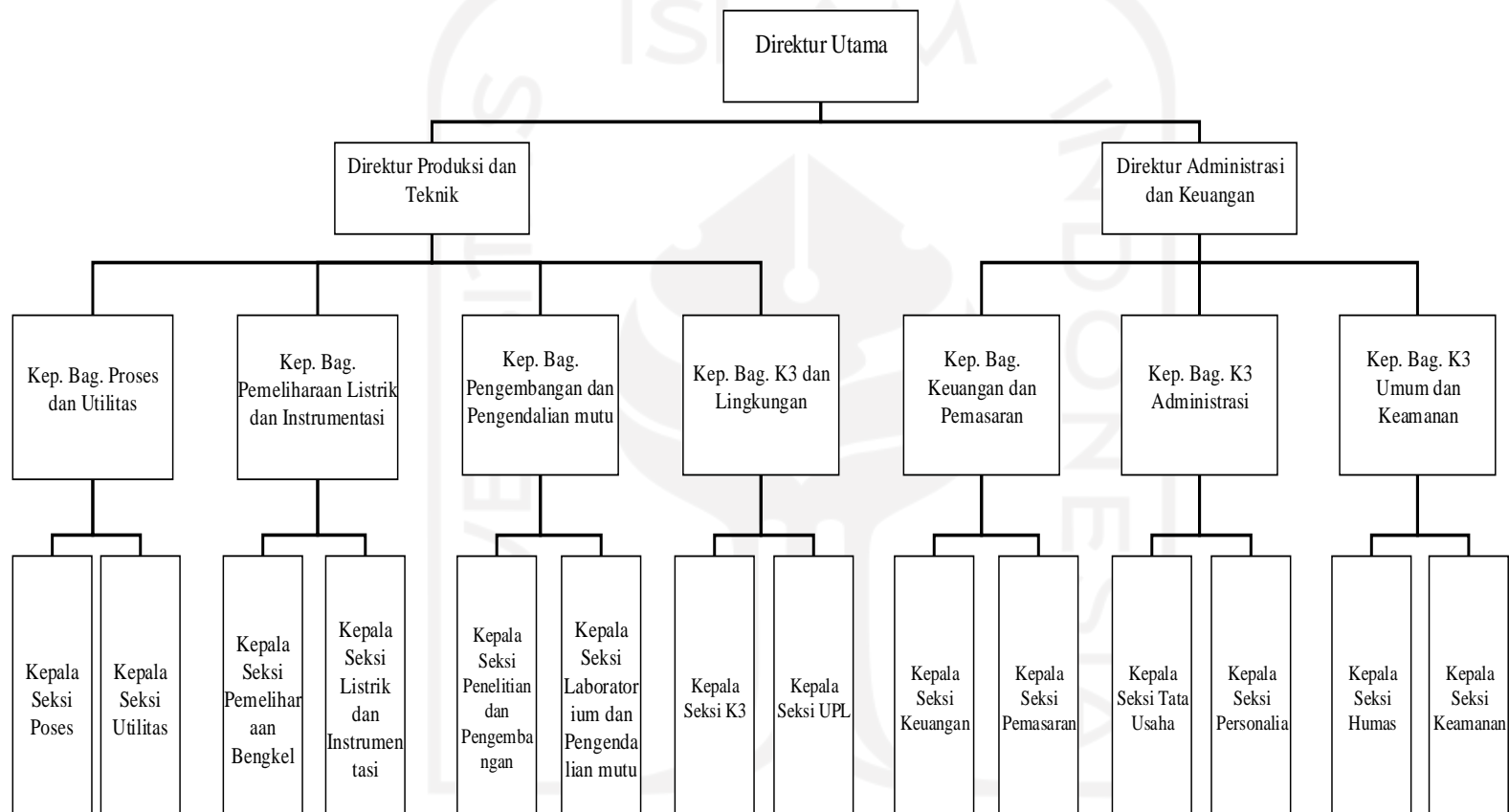
6. Kepala Seksi

7. Karyawan dan Operator

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan untuk tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Pemasaran, serta Direktur Administrasi dan SDM. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, teknik, penelitian dan laboratorium, serta K3 dan lingkungan. Direktur Keuangan dan Pemasaran membawahi bidang keuangan, penjualan dan pemasaran. Direktur Administrasi dan SDM membawahi bidang administrasi, SDM dan umum.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa kepala seksi (Supervisor) dan masing-masing kepala seksi akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Manfaat adanya struktur organisasi antara lain:

- a. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- b. Sebagai bahan orientasi pejabat.
- c. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d. Penyusunan program pengembangan manajemen.
- e. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.
- f. Secara keseluruhan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 4.7 dibawah ini:



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

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

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

4.7.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

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

4.7.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi:

- a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi,

teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan dan laboratorium.

b. **Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas keamanan dan keselamatan kerja.

4.7.3.4 Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

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 pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

1. **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi**

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan dan pengawasan mutu.
4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
5. Kepala Bagian Administrasi
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.
6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

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.

1. Kepala Seksi Proses
Tugas: Mempimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.
2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk
Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.
3. Kepala Seksi Utilitas
Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.
4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

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

7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

8. Kepala Seksi Keuangan

Tugas: Bertanggung jawab pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

9. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas: Bertanggung jawab kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

11. Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan seluruh kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

12. Kepala Seksi Humas

Tugas: Menyelenggarakan seluruh kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat.

13. Kepala Seksi Keamanan

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas: Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta

menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

4.7.3.7 Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor-faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antar karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan.

Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah system pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan Upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan ditingkatkan. Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK dan mendapat upah harian yang dibayar pada setiap akhir pekan,

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, system upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.7.3.8 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Anilin ini direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Sisa hari-hari lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan alat-alat dan fasilitas di dalam pabrik.

Catatan hari kerja dan libur karyawan:

a. Catatan Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai hari lembur (*overtime*)

c. Kerja lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

a. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Manajer, Kepala bagian, serta staff yang berada di kantor. Karyawan *non shift* berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan perurutan sebagai berikut:

- Senin-Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WIB

- Waktu istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB

- Waktu Istirahat hari Jumat : Jam 12.00 – 13.30 WIB

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Kelompok kerja shift ini dibagi menjadi 3 shift sehari masing-masing berkerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok yaitu A, B, C dan D yang mana setiap 4 minggu kerja 1 minggu libur dan masuk secara bergantian waktunya. Penjadwalan kerja setiap shift dalam 8 hari kerja dapat dilihat pada tabel 4.27 sebagai berikut:

- Shift pagi : Jam 07.00 – 15.00 WIB

- Shift siang : Jam 15.00 – 23.00 WIB

- Shift malam : Jam 23.00 – 07.00 WIB

Tabel 4. 27 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan Shift

Hari dan Shift	1	2	3	4	5	6	7
Pagi	A	A	A	A	A	A	A
Siang	B	B	B	B	B	B	B
Malam	C	C	C	C	C	C	C
Libur	D	D	D	D	D	D	D

Hari dan Shift	8	9	10	11	12	13	14
Pagi	B	B	B	B	B	B	B
Siang	C	C	C	C	C	C	C
Malam	D	D	D	D	D	D	D
Libur	A	A	A	A	A	A	A

Hari dan Shift	15	16	17	18	19	20	21
Pagi	C	C	C	C	C	C	C
Siang	D	D	D	D	D	D	D
Malam	A	A	A	A	A	A	A
Libur	B	B	B	B	B	B	B

Hari dan Shift	22	23	24	25	26	27	28
Pagi	D	D	D	D	D	D	D
Siang	A	A	A	A	A	A	A
Malam	B	B	B	B	B	B	B
Libur	C	C	C	C	C	C	C

4.7.4 Perincian Jumlah Karyawan

Banyaknya karyawan harus disesuaikan secara tepat agar semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan pada tabel 4.28 sebagai berikut:

Tabel 4. 28 Kebutuhan Operator per alat proses

Nama Alat	Jumlah	Operator	Operator
	Unit	/Unit/Shift	Shift
Vaporizer	2	0,05	0,1
Separator	3	0,2	0,6
Heat Exchanger	1	0,1	0,1
Reaktor	1	0,5	0,5
Menara Distilasi	3	0,2	0,6
Condensor	3	0,25	0,75
Accumulator	1	0,1	0,1
Reboiler	3	0,1	0,3
Cooler	4	0,1	0,4
Compressor	1	0,1	0,1
Expansion Valve	2	0,1	0,2
Blower	4	0,1	0,4
Pompa	13	0,2	2,6
Tangki	3	0,1	0,3
Utilitas			
Cooling Tower	1	1	1
Air Plant	1	1	1
Boiler	1	1	1
Generator	1	1	1
Water treating	1	2	2
Pompa	44	0,2	8,8
Tangki/bak	18	0,1	1,8
Filter	2	0,2	0,4
Clarifier	1	0,2	0,2
Total			26

(Sumber: Aries & Newton, Tabel 35 ; Ulrich, Tabel 6-2)

4.7.5 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang diberikan kepada setiap karyawan direncanakan diatur menurut tingkatan pendidikan terakhir, status pekerjaan dan tingkat / golongan. Upah minimum yang diberikan kepada pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah setempat atau sering disebut dengan upah minimum regional dan pelaksanaanya sesuai dengan ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang di sandang seorang karyawan menentukan besarnya upah yang diterima

karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan.

4.7.6 Sistem Gaji Karyawan

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian dan resiko kerja yang ditunjukkan seperti tabel 4.28. Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat dengan cara menghitung jumlah karyawan proses berdasarkan jumlah peralatan dan jumlah karyawan proses per unit per regu, dan rincian karyawan yang lain ditentukan, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Sedangkan sistem gaji pegawai dibagi menjadi 3 golongan yaitu:

1. Gaji bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4. 29 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji Total/tahun
1	Direktur Utama	1	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
3	Direktur Keuangan & Umum	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
4	Ka. bag. Utilitas dan proses	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
5	Ka. Bag. pemeliharaan dan listrik	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
6	Ka. Bag. Penelitian pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
7	Ka. Bag. K3 dan lingkungan	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
8	Ka. Bag. Keuangan & pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
9	Ka. Bag. Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
10	Ka. Bag. SDM	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
11	Ka. Bag. Bagian umum & keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
12	Ka. Sek. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
13	Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
14	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
15	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
16	K a. Sek. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
17	Ka. Sek. Listrik & instrumen	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
18	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
19	Ka. Sek. UPL	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
20	Ka. Sek. Kas	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000

Tabel 4. 30 Lanjutan dari Tabel 4.29

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji Total/tahun
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
25	Ka. Sek. Litbang	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
26	Ka.sek. SDM	1	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
27	Karyawan Proses	16	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
28	Karyawan Pengendalian	12	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
29	Karyawan Laboratorium	16	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
30	Karyawan Pemeliharaan	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
31	Karyawan Utilitas	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
32	Karyawan Pembelian	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
33	Karyawan Pemasaran	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
34	Karyawan Administrasi	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
35	Karyawan Kas	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
36	Karyawan Personalia	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
37	Karyawan Humas	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
38	Karyawan Keamanan	20	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
39	Karyawan K3	12	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
40	Karyawan Litbang	8	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
41	Operator	100	Rp 10.000.000	Rp 120.000.000
42	Supir	12	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
43	Librarian	4	Rp 4.500.000	Rp 54.000.000
44	<i>Cleaning service</i>	16	Rp 4.000.000	Rp 48.000.000
45	Dokter	4	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
46	Perawat	8	Rp 6.000.000	Rp 72.000.000
47	Tukang taman	4	Rp 4.000.000	Rp 48.000.000
Total			Rp 601.500.000	Rp 7.218.000.000

4.7.7 Fasilitas Karyawan

Tersedianya fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas di dalam perusahaan bertujuan untuk meningkatkan kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada di dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan. Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah:

a. Poliklinik

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

b. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker dan alat pengaman / pelindung kerja lainnya.

c. Makan dan Minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 3 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang dipercayai oleh perusahaan.

d. Koperasi

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

e. Tunjangan

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya idul fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. BPJS (Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Kesehatan)

BPJS merupakan fasilitas asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport setiap hari kerja yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan untuk karyawan yang tidak tinggal di mess karyawan.

i. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya idul fitri selama 4 hari kerja.

4.8 Evaluasi Ekonomi

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

1. Return On Investment.

2. Pay Out Time.

3. Discounted Cash Flow.

4. Break Even Point.

5. Shut Down Point.

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

1. Penentuan modal industri (Total Capital Investment).

Meliputi:

- a. Modal tetap (Fixed Capital Investment).
- b. Modal kerja (Working Capital Investment).

2. Penentuan biaya produksi total (Total Production Cost).

Meliputi:

- a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost).
- b. Biaya pengeluaran umum (General Expenses).

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (Fixed Cost).
- b. Biaya variabel (Variabel Cost).
- c. Biaya mengambang (Regulated Cost).

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga index peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik anilin beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2030. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2030 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2030, dicari dengan persamann regresi linier.

Tabel 4. 31 Chemical Engineering Plant Cost Index

No.	Tahun	Index	No.	Tahun	Index
1	1987	324	23	2009	430,9
2	1988	343	24	2010	435,0
3	1989	355	25	2011	439,1
4	1990	357,6	26	2012	443,3
5	1991	361,3	27	2013	447,4
6	1992	358,2	28	2014	451,5
7	1993	359,2	29	2015	455,7
8	1994	368,1	30	2016	459,8
9	1995	381,1	31	2017	463,9
10	1996	381,7	32	2018	468,1
11	1997	386,5	33	2019	472,2
12	1998	389,5	34	2020	476,3
13	1999	390,6	35	2021	480,5
14	2000	394,1	36	2022	484,6
15	2001	394,3	37	2023	488,7
16	2002	390,4	38	2024	492,9
17	2003	406,1	39	2025	497
18	2004	410,2	40	2026	501,1
19	2005	414,4	41	2027	505,2
20	2006	418,5	42	2028	509,4
21	2007	422,6	43	2029	513,5
22	2008	426,8	44	2030	517,6

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$E_X = \left(\frac{N_X}{N_Y} \right) \times E_Y \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dimana :

E_X = Harga pembelian

E_Y = Harga pembelian pada tahun referensi

N_X = Index harga pada tahun pembelian

N_Y = Index harga pada tahun referensi

4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Anilin	= 85.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2030
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp. 14.200 (1 Des 2020)
Harga bahan baku:	
a. Amonia	= Rp 205.719.070.561/tahun (Rp 8.650/kg)
b. Fenol	= Rp 1.089.389.941.489/tahun (Rp 11.360/kg)
c. Silika alumina	= Rp 1.560.074.333/tahun (Rp 9.120/kg)

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan pengoperasiannya.

Capital investment terdiri dari:

1. Fixed Capital Investment

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

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.

4.8.3.2 Manufacturing Cost

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

1. Direct Cost

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. Indirect Cost

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

3. Fixed Cost

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

4. General Expense

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

4.8.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

1. Percent Return On Investment

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time merupakan :

- a. Jumlah tahun yang telah berlangsung, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Dalam hal ini:

$$BEP = \frac{(F_a + 0,3R_a)}{(S_a - V_a - 0,7R_a)}$$

Dimana :

F_a : Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum

R_a : Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

V_a : Annual Variable Value pada produksi maksimum

S_a : Annual Sales Value pada produksi maksimum

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan:

- a. 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).

- b. 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.
- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{(0,3R_a)}{(S_a - V_a - 0,7R_a)}$$

5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR) merupakan:

- a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFRR :

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

Dimana :

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

- SV : Salvage Value
 C : Cash flow
 : profit after taxes +depresiasi + finance
 n : Umur pabrik = 10 tahun
 i : Nilai DCFRR

4.8.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Anilin memerlukan rencana Physical Plant Cost, Fixed Capital Investment, Direct Manufacturing Cost, Indirect Manufacturing Cost, Fixed Manufacturing Cost, Total Manufacturing Cost, Working Capital serta General Expense. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4. 32 *Physical Plant Cost*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp	52.748.861.647
2	<i>Delivery Cost</i>	Rp	13.187.215.412
3	<i>Installation cost</i>	Rp	8.904.899.376
4	Pemipaan	Rp	12.531.569.350
5	Instrumentasi	Rp	13.241.450.157
6	Insulasi	Rp	2.067.235.317
7	Listrik	Rp	7.912.329.247
8	Bangunan	Rp	36.067.450.000
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp	50.607.000.000
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp	197.268.010.506

Tabel 4. 33 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp	39.453.602.101
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp	236.721.612.607

Tabel 4. 34 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	
1	Total DPC + PPC	Rp	236.721.612.607
2	Kontraktor	Rp	23.672.161.261
3	Biaya tak terduga	Rp	23.672.161.261
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp	284.065.935.128

Tabel 4. 35 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp	341.471.616.495
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp	194.808.164.041
3	<i>Product Inventory</i>	Rp	129.872.109.361
4	<i>Extended Credit</i>	Rp	487.847.454.545
5	<i>Available Cash</i>	Rp	389.616.328.082
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp	1.543.615.672.524

Tabel 4. 36 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Raw Material</i>	Rp	1.252.062.593.817
2	<i>Labor</i>	Rp	7.218.000.000
3	<i>Supervision</i>	Rp	721.800.000
4	<i>Maintenance</i>	Rp	5.681.318.703
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp	852.197.805
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp	17.887.740.000
7	<i>Utilities</i>	Rp	20.910.759.129
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp	1.305.334.409.454

Tabel 4. 37 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	1.082.700.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp	721.800.000
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp	3.609.000.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	89.438.700.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp	94.852.200.000

Tabel 4. 38 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Depreciation</i>	Rp	22.725.274.810
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp	2.840.659.351
3	<i>Insurance</i>	Rp	2.840.659.351
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp	28.406.593.513

Tabel 4. 39 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp	1.305.334.409.454
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp	94.852.200.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp	28.406.593.513
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp	1.428.593.202.967

Tabel 4. 40 *General Expenses (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Administration</i>	Rp	42.857.796.089
2	<i>Sales expense</i>	Rp	71.429.660.148
3	<i>Research</i>	Rp	50.000.762.104
4	<i>Finance</i>	Rp	73.107.264.306
<i>General Expense (GE)</i>		Rp	237.395.482.647

Tabel 4. 41 *Total Production Cost (TPS)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	1.428.593.202.967
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp	237.395.482.647
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp	1.665.988.685.614

Tabel 4. 42 *Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Depreciation</i>	Rp	22.725.274.810
2	<i>Property taxes</i>	Rp	2.840.659.351
3	<i>Insurance</i>	Rp	2.840.659.351
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp	28.406.593.513

Tabel 4. 43 *Variable Cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Raw material</i>	Rp	1.252.062.593.817
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp	89.438.700.000
3	<i>Utilities</i>	Rp	20.910.759.129
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp	17.887.740.000
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp	1.380.299.792.946

Tabel 4. 44 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	
1	<i>Labor cost</i>	Rp	7.218.000.000
2	<i>Plant overhead</i>	Rp	2.376.000.000
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp	712.800.000
4	<i>Supervision</i>	Rp	475.200.000
5	<i>Laboratory</i>	Rp	475.200.000
6	<i>Administration</i>	Rp	27.773.389.050
7	<i>Finance</i>	Rp	15.320.988.590
8	<i>Sales expense</i>	Rp	46.288.981.751
9	<i>Research</i>	Rp	25.921.829.780
10	<i>Maintenance</i>	Rp	4.447.598.467
11	<i>Plant supplies</i>	Rp	667.139.770
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp	131.677.127.409

4.8.6 Hasil Kelayakan

Harga jual produk anilin	= Rp 21.100 /kg
Total penjualan	= Rp 1.788.774.000.000
Total Production cost	= Rp 1.665.988.685.614
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 122.785.314.386
Pajak	= Rp 25 %
Keuntungan setelah pajak	= Rp 92.088.985.789

4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. Percent Return On Investment (ROI)

ROI sebelum pajak = 43,22%

ROI sesudah pajak = 32,42%

2. Pay Out Time (POT)

POT sebelum pajak = 2 tahun

POT sesudah pajak = 2,5 tahun

3. Break Even Point (BEP)

BEP = 46,24%

4. Shut Down Point (SDP)

SDP = 33,80%

5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 284.065.935.128

Working Capital = Rp 1.543.615.672.524

Salvage Value (SV) = Rp 22.725.274.810

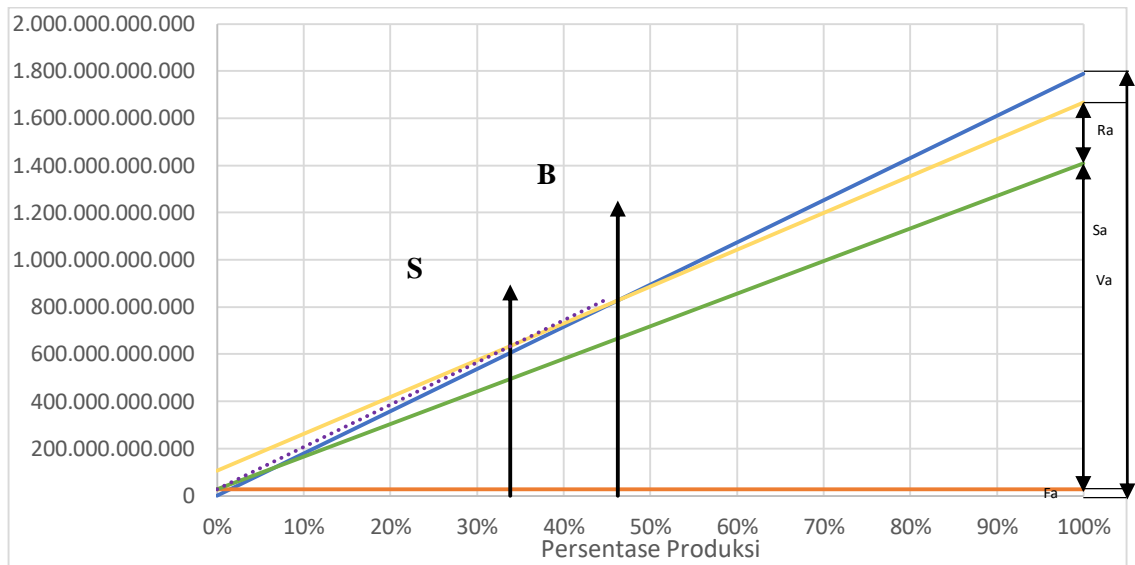
Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

= Rp 165.197.850.467

Discounted cash flow dihitung secara trial & error

R = S

Dengan trial & error diperoleh nilai $i = 0,1764$ nilai DCFRR = 17,64%



Gambar 4. 8 Grafik Hubungan antara Biaya Tahunan dengan Kapasitas Produksi

4.8.8 Analisis Resiko

Analisis resiko merupakan sistematika penggunaan dari informasi yang tersedia untuk mengidentifikasi bahaya dan untuk memperkirakan suatu resiko terhadap individu, populasi, bangunan atau lingkungan (Kulloru,1996). Dari analisis risiko dapat ditentukan apakah suatu pabrik tersebut termasuk kategori *low risk* atau *high risk*. *Low risk* adalah risiko yang ditimbulkan tidak terlalu mengganggu proses operasional pabrik. Sedangkan *high risk* adalah risiko yang ditimbulkan sangat mengganggu proses operasional suatu pabrik. Untuk menentukan suatu pabrik termasuk dalam kategori *low risk* atau *high risk* dapat mengacu beberapa parameter yang ada:

1. Kondisi Operasi suatu pabrik

Semakin tinggi kondisi operasi suatu pabrik maka risiko yang dihasilkan juga akan tinggi sehingga dapat dikatakan kategori *high risk*, begitu pula sebaliknya. Pada pabrik anilin dari amonia dan fenol ini kondisi operasi yaitu suhu 377°C dan tekanan 16,7 atm. Kondisi operasi tersebut termasuk pada kondisi operasi yang cukup rendah, sehingga pabrik anilin dapat dikatakan *low risk*.

2. Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pabrik pembuatan anilin adalah *liquid amonia* dan fenol. Dilihat dari sifat fisis, kimia dan jenis bahaya yang ditimbulkan bahan baku tersebut tidak mudah meledak sehingga dapat dikatakan *low risk*.

3. Produk

Produk yang dihasilkan pada pabrik ini adalah anilin dimana dapat ditinjau dari segi bahaya, sifat fisis maupun sifat kimianya produk tersebut tidak mudah meledak, tidak mudah terbakar serta tidak mengandung zat yang beracun sehingga dapat dikatakan *low risk*.

Analisis risiko ini berkaitan dengan analisa kelayakan suatu pabrik untuk menentukan apakah pabrik tersebut layak atau tidak. Berikut batasan nilai-nilai analisa kelayakan suatu pabrik berdasarkan analisa risiko pabrik.

1. Analisa Kelayakan : *Return On Investment* (ROI)

Industry	Minimum acceptable return before taxes, %	
	Low Risk	High Risk
Industrial Chemical	11	44
Petroleum	16	39
Pulp and Papers	18	40
Pharmaceuticals	24	56
Metals	8	24
Paints	21	44
Fermantions Product	10	44

(Aries and Newton, 1995)

2. Analisa Kelayakan : *Pay Out Time* (POT)

Industry	Minimum acceptable return before taxes, %	
	Low Risk	High Risk
Industrial Chemical	5	2
Petroleum	4	2
Pulp and Papers	4	2
Pharmaceuticals	3	2
Metals	5	3
Paints	3	2
Fermantions Product	5	2

(Aries and Newton, 1995)

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik anilin dari amonia dan fenol dengan kapasitas 85.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2030 guna memenuhi kebutuhan pasar di dalam negeri maupun luar negeri. Dalam perancangan pabrik anilin ini diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik anilin dari amonia dan phenol dengan kapasitas 85.000 ton/tahun bertujuan untuk mengurangi nilai impor anilin dari luar negeri, mengurangi ketergantungan impor, dan memberikan lapangan kerja serta meningkatkan pertumbuhan ekonomi. Dari kapasitas yang dipakai untuk penentuan kebutuhan dalam negeri hanya sebesar 3.000 ton/tahun, sisanya akan diekspor sekitar 82.000 ton/tahun.
2. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, dan jenis produk, maka pabrik anilin dari amonia dan phenol ini tergolong pabrik dengan resiko rendah (*low risk*).
3. Pabrik akan didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan pertimbangan dekat dengan pelabuhan Gresik untuk mempermudah proses pengiriman bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan listrik dan air (Sungai Bengawan Solo), serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena berlokasi di kawasan industri.
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
 - a. Return On Investment (ROI)
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 43,22% dan presentase ROI setelah pajak sebesar 32,42%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries & Newton,1955).
 - b. Pay Out Time (POT):
POT sebelum pajak selama 2 tahun dan POT setelah pajak selama 2,5 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia resiko rendah adalah maksimum 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

- c. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP):
BEP pabrik anilin berkisar pada 46,24% dimana syarat kelayakan nilai BEP adalah 40% - 60% dan memiliki SDP sebesar 33,80%.
 - d. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR): DCFRR pabrik anilin adalah 17,64%. Syarat Minimum DCFRR adalah 1,5 x suku bunga deposito bank. Suku bunga deposito bank yaitu 3,50% (22 Desember 2020). Syarat Minimum DCFRR adalah 1,5 x 3,50% yaitu 5,25%.
5. Karena pabrik termasuk dalam golongan pabrik yang beresiko rendah (*low risk*) dan berdasarkan hasil analisis ekonomi yang diperoleh maka dapat disimpulkan bahwa pabrik anilin dari amonia dan phenol dengan kapasitas 85.000 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 contohnya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku sehingga dapat memperoleh keuntungan yang lebih besar
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan pada masa yang mendatang akan ada pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah terhadap lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Ahyari, Agus. 2000. Manajemen Produksi. Yogyakarta : BP FE UGM
- Aries, R.S.and Newton, R.D. 1955. "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc Graw Hill, Inc. New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F. 2000. Encyclopedia of Chemical Tecnology, Vol. 2. New York : The Interscience Encyclopedia Inc
- Kulloru, R.V. 1996. Risk Assesment and Management Handbook for Enviromental, Health, and Safety Professional, McGraw-Hill, Inc. New York.
- Lamture, Jagannath, B. 2018. "Aniline And Its Analogs" Notion Press, Inc. New York.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D. 1991. "Plants Design and Economics for Chemical Engineers" 4th Edition, McGraw-Hill, Inc. New York.
- Pothuganti, Tejaswi et all., 2013. A Project Report on Production of Aniline. National Institute of Technology Warangal, India.
- Smith, Robin. 2005. "Chemical Process: Design and Integration" 5th Edition, Mc Graw Hill, Inc. New York.
- Telang, Kedar et all., 2001. Advanced Process Analyis System, User's Manual and Tutorial fot the Aniline Process. Mineral Processing Research Institue, Louisiana State University, Los Angeles
- Ulrich, G.D, 1984. "A Guide to Chemical engineering Process Design and Economics" John Wiley and Sons, Inc. New York.
- Wignjosoebroto, Sritomo. 2003. Ergonomi Studi Gerak dan Waktu, 1th Edition. Jakarta: Guna Widya.

Website:

www.bps.go.id [Accessed 15 Maret 2020]

www.data.un.org [Accessed 18 Maret 2020]



LAMPIRAN

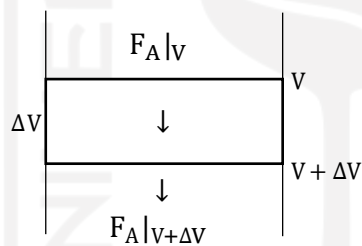
LAMPIRAN

Perhitungan Reaktor

Jenis	: Fixed Bed
Kondisi Operasi	
Suhu	: 376,67 °C
Tekanan	: 16,67 atm
Reaksi	: Eksotermis, adiabatic

1. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Persamaan neraca massa pada elemen volume



Gambar 1.a Skema neraca massa *fixed bed reactor*

Rate in – Rate out – Rate generation = Rate accumulation

$$F_A|_V - F_A|_{V+\Delta V} - (-r_A)\Delta V = 0$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{F_A|_{V+\Delta V} - F_A|_V}{\Delta V} = -(-r_A)$$

$$-\frac{dF_A}{dV} = (-r_A) \quad \dots\dots(1.1)$$

Dimana:

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

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$V = \text{volume gas} = \varepsilon \cdot A \cdot z \rightarrow dV = \varepsilon \cdot A \cdot dz$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = (-r_A)$$

$$\frac{F_{A0}}{\varepsilon \cdot A} \cdot \frac{dX_A}{dz} = (-r_A)$$

Dimana:

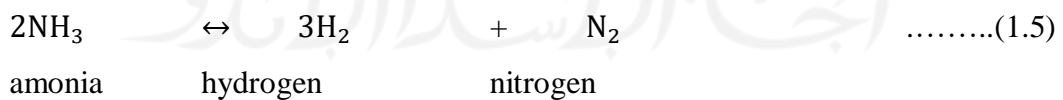
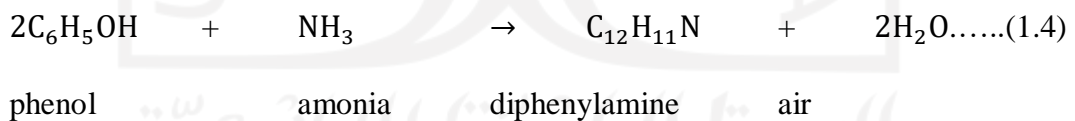
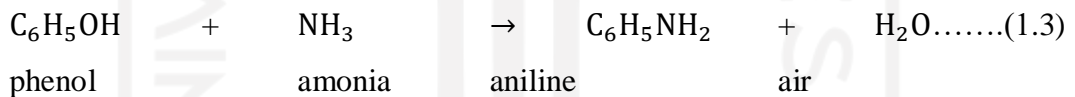
$$A = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2$$

Sehingga persamaan (1.1) menjadi:

$$\frac{dX}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \varepsilon \cdot \pi \cdot ID^2}{4 \cdot F_{A0}} \dots\dots(1.2)$$

Reaksi Kimia

Reaksi kimia yang terjadi pada amonolisis phenol menjadi aniline adalah sebagai berikut:



Konversi pembentukan anilin mencapai 99%.

Persamaan kecepatan reaksi didapat dari literatur, pada suhu reaksi 376,67 °C sebagai berikut:

$$r_1 = 1151,322 \cdot C_A \quad \dots\dots(1.6)$$

$$r_2 = 5,814762 \cdot C_A \quad \dots\dots(1.7)$$

$$(-r_A) = r_1 + r_2 \quad \dots\dots(1.8)$$

$$C_A = \frac{P_A}{RT} \rightarrow \frac{y_A \cdot P_{total}}{RT} \rightarrow \frac{F_{A0} (1 - X_A)}{F_{T0} + 0,01 F_{B0}} \cdot \frac{P}{RT}$$

Substitusi persamaan (1.6) dan (1.7) ke persamaan (1.8), Sehingga menjadi:

$$(-r_A) = 1157,13676 \cdot \frac{F_{A0} (1 - X_A)}{F_{T0} + 0,01 F_{B0}} \cdot \frac{P}{RT} \quad \dots\dots(1.9)$$

Substitusi persamaan (1.9) ke persamaan (1.2), Sehingga menjadi:

$$\frac{dX}{dz} = \frac{(1199,034762 \cdot \frac{F_{A0} (1 - X_A)}{F_{T0} + 0,01 F_{B0}}) \cdot \frac{P}{RT} \cdot \varepsilon \cdot \pi \cdot ID^2}{4 \cdot F_{A0}} \quad \dots\dots(1.10)$$

Keterangan :

$\frac{dX}{dz}$	= perubahan konversi per satuan panjang	
ID	= Diameter dalam reaktor	(m)
F_{A0}	= Laju alir molar phenol	(kmol/jam)
F_{B0}	= Laju alir molar amonia	(kmol/jam)
F_{T0}	= Laju alir massa total	(kg/jam)
P	= Tekanan total	(atm)
R	= Konstanta gas	(m ³ ·atm/kmol·K)
T	= Suhu reaktor	(K)
X_A	= konversi phenol	
ε	= Porositas katalis	

Stoikiometri

Untuk menentukan nilai tekanan parsial gas di sepanjang reaktor maka perlu dihitung terlebih dahulu stoikiometri reaksinya.

Tabel 6.1 Stoikiometri

Mula – Mula	Reaksi	Sisa
F_{A0}	$F_{A0} \cdot (1 - X_A)$	$F_A = F_{A0} \cdot (1 - X_A)$
F_{B0}	$0,99 \cdot F_{A0} \cdot X_A + 0,01 \cdot F_{B0}$	$F_B = F_{B0}(0,995 \cdot F_{A0} \cdot X_A + 0,01 \cdot F_{B0})$
F_{D0}	$0,99 \cdot F_{A0} \cdot X_A$	$F_D = F_{D0} + (0,99 \cdot F_{A0} \cdot X_A)$
F_{E0}	$0,99 \cdot F_{A0} \cdot X_A + (\frac{2}{2} \cdot 0,01) \cdot F_{A0} \cdot X_A$	$F_E = F_{E0} + (0,99 \cdot F_{A0} \cdot X_A + 0,01 \cdot F_{A0} \cdot X_A)$
F_{F0}	$(\frac{1}{2} \cdot 0,01) \cdot F_{A0} \cdot X_A$	$F_F = F_{F0} + (\frac{1}{2} \cdot 0,01) \cdot F_{A0} \cdot X_A$
F_{G0}	$(\frac{3}{2} \cdot 0,01) \cdot F_{B0}$	$F_G = F_{G0} + (\frac{3}{2} \cdot 0,01) \cdot F_{B0}$
F_{H0}	$(\frac{1}{2} \cdot 0,01) \cdot F_{B0}$	$F_H = F_{H0} + (\frac{1}{2} \cdot 0,01) \cdot F_{B0}$
F_{T0}		$F_T = F_{T0} + 0,01 \cdot F_{B0}$

Kemudian dikalkulasi fraksi mol gas disepanjang reaktor :

$$y_i = \frac{F_i}{F_T} \quad \text{.....(1.11)}$$

Dengan y_i = fraksi mol komponen i

F_i = mol *flowrate* komponen i (kmol/jam)

F_T = mol *flowrate* total (kmol/jam)

Jadi, tekanan parsial komponen i di sepanjang reaktor adalah :

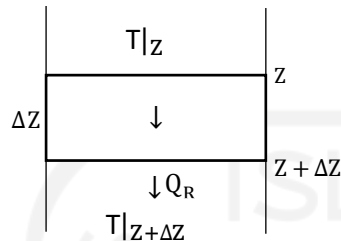
$$P_i = y_i \cdot P_T \quad \text{.....(1.12)}$$

Dengan P_i = tekanan parsial komonen i (kPa)

y_i = fraksi mol komponen i

P_T = tekanan total sistem (kPa)

b. Persamaan neraca panas pada elemen volume



Gambar 1.b Skema neraca panas *fixed bed reactor*

Heat in – Heat out – Heat reaction = Heat accumulation

$$T|_z - T|_{z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot A \cdot \Delta Z \cdot \varepsilon \cdot (-\Delta H_R) = 0$$

Dimana : $(-\Delta H_R) = (-\Delta H_{R1}) + (-\Delta H_{R2})$

$$\Sigma F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_z - \Sigma F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_{z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot A \cdot \Delta Z \cdot \varepsilon \cdot (-\Delta H_R) = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{\Sigma F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_z - \Sigma F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot A \cdot \varepsilon \cdot (-\Delta H_R)$$

$$\Sigma F_i \cdot C_{pi} \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot A \cdot \varepsilon \cdot (-\Delta H_R)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot A \cdot \varepsilon \cdot (-\Delta H_R)}{\Sigma F_i \cdot C_{pi}}$$

$$\frac{dT}{dz} = F_{A0} \frac{dX}{dz} \cdot \frac{(-\Delta H_R)}{\Sigma F_i \cdot C_{pi}} \dots\dots(1.13)$$

Dimana :

$\frac{dT}{dz}$ = perubahan konversi per satuan panjang katalis

$(-\Delta H_R)$ = panas reaksi (kJ/kmol)

C_{pi} = Kapasitas panas komponen (kJ/kmol.K)

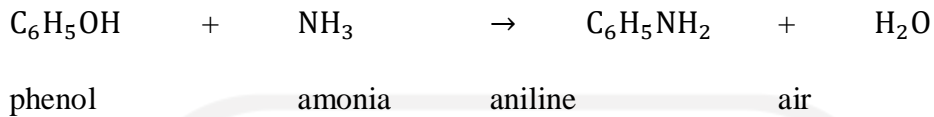
F_i = Kecepatan aliran massa komponen (kmol/jam)

T = Suhu (K)

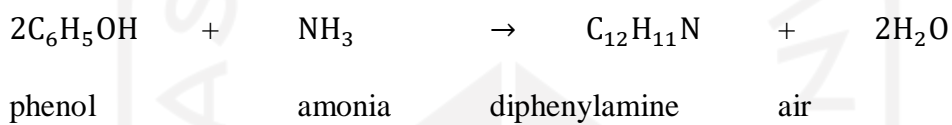
Panas Reaksi

Reaksi Pembentukan Aniline dari Amonia dan Phenol

Reaksi Utama :



Reaksi samping :



Perhitungan panas reaksi menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R0} + \int_{TR}^T \Delta C_p \cdot dT \quad \text{.....(1.14)}$$

Perhitungan panas pembentukan merujuk kepada (Yaws, 1999) dengan persamaan sebagai berikut :

$$\Delta H_f = A + B \cdot T + C \cdot T^2 \quad \text{.....(1.15)}$$

Tabel 6.2 Enthaply pembentukan gas

No	Komponen	Rumus Molekul	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
1	Amonia	NH_3	-43,42	-43.420,00
2	Phenol	C_6H_5OH	-96,36	-96.360,00
3	Air	H_2O	-240,56	-240.560,00
4	Aniline	C_6H_5NH	86,86	86.860,00
5	Diphenylamine	$C_{12}H_{11}N$	202	202.000,00
6	Nitrogen	N_2	0	0,00
7	Hidrogen	H_2	0	0,00

Panas reaksi amonolisis phenol pada suhu referensi 298 K (fase gas) adalah :

$$\Delta H_{REAKSI} = \sum(n \cdot \Delta H_f)_{PRODUK} - \sum(n \cdot \Delta H_f)_{REAKTAN} \quad \dots\dots(1.16)$$

$$\Delta H_{R01 (298 K)} = [(86860) + (-240560)] - [(-43420) + (-96360)]$$

$$\Delta H_{R01 (298 K)} = -13.920 \text{ kJoule/kmol}$$

$$\Delta H_{R02 (298 K)} = [(202000) + (2 \times (-240560))] - [(-43420) + (2 \times (-96360))]$$

$$\Delta H_{R02 (298 K)} = -42.980 \text{ kJoule/kmol}$$

Kapasitas Panas Campuran Gas

Kapasitas panas campuran gas dipengaruhi oleh komponen gas dan suhu :

$$\int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT = \int_{298}^T \Delta a \cdot dT + \int_{298}^T \Delta b \cdot dT + \int_{298}^T \Delta c \cdot dT^2 + \int_{298}^T \Delta d \cdot dT^3 + \int_{298}^T \Delta e \cdot dT^4 \dots(1.17)$$

Adapun harga Cp tiap komponen diperoleh dari literatur (Yaws, 1999) dengan persamaan :

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 \quad (\text{kJ/kmol.K}) \quad \dots\dots(1.18)$$

Tabel 6.3 Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	E
NH_3	33,573	-0,012581	0,000088906	-7,178E-08	1,8569E-11
C_6H_5OH	4,408	0,36338	-0,000060417	-1,279E-07	5,5287E-11
H_2O	33,933	-0,0084186	0,000029906	-1,783E-08	3,6934E-12
C_6H_5NH	-22,062	0,57313	-0,00045651	1,841E-07	-2,9867E-11
$C_{12}H_{11}N$	-119,401	1,306	-0,00122	-5,876E-07	-1,1447E-10
N_2	29,342	-0,0035395	0,000010076	-4,312E-09	2,5935E-13
H_2	25,399	0,020178	-0,000038549	3,188E-08	-8,7585E-12

Dari harga masing-masing Cp dan reaksi pembentukan aniline di atas dapat diperoleh konstanta sebagai berikut :

$$\Delta a_1 = ((-22,062) + (33,933)) - ((4,408) + (33,573)) = -26,11$$

Dan seterusnya : $\Delta b_1 = 0,2139124$

$$\Delta c_1 = -0,000455093$$

$$\Delta d_1 = 3,65998E - 07$$

$$\Delta e_1 = -1,0003E - 10$$

$$\Delta a_2 = ((-119,401) + (2 \times 33,933)) - ((2 \times 4,408) + (33,573)) = -93,9240$$

Dan seterusnya : $\Delta b_2 = 0,5750$

$$\Delta c_2 = -0,0011$$

$$\Delta d_2 = -2,95627E - 07$$

$$\Delta e_2 = -2,36226E - 10$$

Sehingga diperoleh persamaan $\Delta H_R = f(T)$:

$$\begin{aligned} \Delta H_R = & -13.920 + ((-26,11)(T - 298)) + \left(\left(\frac{0,2139124}{2} \right) (T^2 - 298^2) \right) \\ & + \left(\left(\frac{-0,000455093}{3} \right) (T^3 - 298^3) \right) + \left(\left(\frac{3,65998E - 07}{4} \right) (T^4 - 298^4) \right) \\ & + \left(\left(\frac{-1,0003E - 10}{5} \right) (T^5 - 298^5) \right) \end{aligned}$$

c. Pressure drop

Pressure drop aliran fluida pada tumpukan katalis menggunakan persamaan Ergun (Fogler, 1984):

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G}{\rho_G \cdot g_C \cdot dp} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \left(\frac{150(1-\varepsilon)\mu_G}{dp} + 1,75G \right) \dots\dots(1.19)$$

Dimana :

- P = Tekanan (kPa)
- ε = Porositas katalis
- dp = Diameter katalis (m)
- μ_G = Viskositas campuran gas (kg/m·jam)
- z = Panjang reaktor pipa (m)
- G = Kecepatan massa superfisial gas (kg/jam·m²)
- g_C = $127.101.600 \frac{kgm \cdot m}{jam^2 / m^2}$
- g_{CC} (factor koreksi) = $0,009807 \frac{kPa}{kgf / m^2}$

Viskositas

Harga viskositas gas diperoleh dari literatur (Yaws, 1999) dengan persamaan sebagai berikut :

$$\mu = A + B \cdot T + C \cdot T^2 \quad (\text{micropoise} = 10^{-6} \text{g/cm} \cdot \text{s})$$

.....(1.20)

Tabel 6.4 Viskositas gas

Komponen	A	B	C
NH_3	-7,874	0,367	-0,00000447
C_6H_5OH	-7,185	0,2719	-0,000036205
H_2O	-36,826	0,4290	-0,0000162
C_6H_5NH	-6,918	0,25935	-0,000034348
$C_{12}H_{11}N$	-3,913	0,20782	-0,000020583
N_2	42,606	0,475	-0,0000988
H_2	27,758	0,212	-0,0000328

Sedangkan untuk viskositas campuran gas memiliki persamaan sebagai berikut (Davidson, Thomas A (1993) :

$$\mu_G = \sum \mu \cdot y_i \quad \text{.....(1.21)}$$

Dimana :

y_i = fraksi mol komponen i

μ_G = viskositas gas i (dikonversi g/cm.s menjadi kg/m.jam \rightarrow dikalikan 0,00036

2. Penentuan Diameter Reaktor

Penentuan diameter reaktor ditentukan dari densitas dan laju alir massa gas yang masuk ke reaktor.

Campuran gas yang masuk ke reaktor diasumsikan sebagai gas ideal sehingga :

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot V = \frac{m}{BM_G} R \cdot T$$

$$P \cdot BM_G = \frac{m}{V} R \cdot T$$

$$P \cdot BM_G = \rho_G \cdot R \cdot T$$

$$\rho_G = \frac{P \cdot BM_G}{R \cdot T} \quad \text{.....(1.22)}$$

Dimana :

ρ_G = densitas campuran gas (kg/m^3)

BM_G = berat molekul campuran gas ($\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$)

P = Tekanan gas total (atm)

R = konstanta gas $0,08206 (\text{m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K})$

T = Suhu gas (K)

Berat molekul campuran gas ditentukan dari fraksi mold dan berat molekul dari setiap komponen, yaitu :

$$BM_G = \sum y_i \cdot BM_i \quad \text{.....(1.22)}$$

Kecepatan massa superfisial campuran gas (G) ditentukan dari nilai kecepatan gas pada luas penampang reaktor kosong (tanpa bed) dengan kisaran nilai antara 0,005-1 m/s (Ulrich, 1984).

$$G = U_G \cdot \rho_G \quad \text{.....(1.23)}$$

Dimana :

G = Kecepatan massa superfisial campuran gas ($\text{kg}/\text{jam} \cdot \text{m}^2$)

U_G = Kecepatan gas (m/s)

ρ_G = Densitas campuran gas ($\text{kg} \cdot \text{m}^3$)

Kemudian luas penampang reaktor dapat diperoleh dari persamaan berikut ini :

$$A_c = \frac{F_{MT0}}{G} \quad \text{.....(1.24)}$$

Dimana :

A_c = Luas penampang reaktor (m^2)

F_{MT0} = Flowrate massa gas total (kg/jam)

Maka diameter reaktor dapat ditentukan dengan persamaan berikut :

$$ID = \left(\frac{4 \cdot A_c}{\pi} \right)^{1/2} \quad \text{.....(1.25)}$$

Tabel 6.5 Batasan umum reaktor fixed bed

Komponen	Batasan
Diameter Bed, D (m)	0,3 – 4
Tinggi Bed, L (m)	0,3 - 30
Porositas, ϵ	0,35 - 0,70
Diameter katalis, d_p (m)	< 0,1 D
Kecepatan superfisial fluida (menara kosong), UG (m/s)	0,005 - 1
Pressure drop (kPa/m)	0,001 - 1
Suhu maksimum bahan Stainless Steel, ($^{\circ}\text{C}$)	750
Suhu maksimum bahan Nickel based-Alloy Steel, ($^{\circ}\text{C}$)	1200
Suhu maksimum bahan Brick-lined, ($^{\circ}\text{C}$)	1500
Suhu maksimum bahan Carbon Steel, ($^{\circ}\text{C}$)	450

3. Panjang Reaktor

Dengan menggunakan persamaan-persamaan matematis reaktor seperti neraca massa, neraca panas dan pressure drop dapat ditentukan panjang reaktor menggunakan metode Runge-Kutta, berdasarkan konversi yang di inginkan (dalam kasus ini konversi 95%) namun masih dalam batasan umum *fixed bed reactor* (Ulrich, 1984).

Tabel 6.6 Kondisi Masuk Reaktor

Konversi awal	X_0	0	K
Posisi awal katalis	Z_0	0	atm
Suhu masuk pipa	T_0	649,82	$kmol/jam$
Tekanan masuk pipa	P_0	16,67	$kmol/jam$
Aliran molar C_6H_5OH masuk pipa	F_{A0}	128,8107	$kmol/jam$
Aliran molar NH_3 masuk pipa	F_{B0}	2576,2143	kg/jam
Aliran molar masuk pipa total	F_{T0}	7390,2474	K
Aliran massa masuk pipa total	F_{MT0}	96229,0863	atm
Porositas katalis	ε	0,35	
Diameter katalis	d_p	0,003	m
Densitas katalis	ρ_k	1,08	kg/m^3
Panas Pembentukan standar 1	ΔH_{R1}	-13920,00	$kJ/kmol$
Panas Pembentukan standar 2	ΔH_{R2}	-42980,00	$kJ/kmol$
Kecepatan gas	U_G	3,6000E+03	m/jam
Berat molekul campuran gas	BM_G	13,0211	$kg/kmol$
Konstanta laju reaksi total	k	1.157,136762	$1/jam$
Konstantas gravitasi	g	127.137.600	m/jam^2
Konstanta gas	R	0,08206	$m^3 \cdot atm/kmol \cdot K$
Penyehat satuan	g_c	127.101.600	$kgm \cdot m / jam^2 \cdot kgf$
Faktor koreksi	g_{cc}	0,009807	$kPa/kgf/m^2$

Tabel 6.7 Runge Kutta

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
0,0	0,0000	649,8167	16,6713
0,1	0,0116	649,9272	16,6710
0,2	0,0231	650,0360	16,6706
0,3	0,0344	650,1432	16,6703
0,4	0,0457	650,2488	16,6699
0,5	0,0567	650,3529	16,6696
0,6	0,0677	650,4554	16,6692
0,7	0,0785	650,5564	16,6689
0,8	0,0892	650,6559	16,6685
0,9	0,0998	650,7539	16,6682
1,0	0,1103	650,8506	16,6678
1,1	0,1206	650,9458	16,6675
1,2	0,1308	651,0396	16,6671
1,3	0,1409	651,1320	16,6668
1,4	0,1509	651,2231	16,6664
1,5	0,1607	651,3129	16,6661
1,6	0,1705	651,4014	16,6657
1,7	0,1801	651,4886	16,6654

Tabel 6.8 Lanjutan dari tabel 6.7

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
1,8	0,1897	651,5746	16,6650
1,9	0,1991	651,6593	16,6647
2,0	0,2084	651,7428	16,6643
2,1	0,2176	651,8252	16,6640
2,2	0,2267	651,9063	16,6636
2,3	0,2356	651,9863	16,6633
2,4	0,2445	652,0652	16,6629
2,5	0,2533	652,1429	16,6625
2,6	0,2620	652,2195	16,6622
2,7	0,2705	652,2951	16,6618
2,8	0,2790	652,3696	16,6615
2,9	0,2874	652,4430	16,6611
3,0	0,2957	652,5155	16,6608
3,1	0,3038	652,5869	16,6604
3,2	0,3119	652,6573	16,6601
3,3	0,3199	652,7267	16,6597
3,4	0,3278	652,7951	16,6594
3,5	0,3356	652,8626	16,6590
3,6	0,3433	652,9292	16,6587

Tabel 6.9 Lanjutan dari tabel 6.8

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
3,7	0,3510	652,9949	16,6583
3,8	0,3585	653,0596	16,6580
3,9	0,3660	653,1235	16,6576
4,0	0,3733	653,1864	16,6573
4,1	0,3806	653,2485	16,6569
4,2	0,3878	653,3098	16,6566
4,3	0,3949	653,3702	16,6562
4,4	0,4019	653,4298	16,6559
4,5	0,4089	653,4886	16,6555
4,6	0,4157	653,5465	16,6552
4,7	0,4225	653,6037	16,6548
4,8	0,4292	653,6601	16,6545
4,9	0,4359	653,7158	16,6541
5,0	0,4424	653,7707	16,6538
5,1	0,4489	653,8248	16,6534
5,2	0,4553	653,8782	16,6531
5,3	0,4616	653,9309	16,6527
5,4	0,4679	653,9829	16,6524
5,5	0,4741	654,0342	16,6520

Tabel 6.10 Lanjutan dari tabel 6.9

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
5,6	0,4802	654,0848	16,6517
5,7	0,4862	654,1347	16,6513
5,8	0,4922	654,1840	16,6509
5,9	0,4981	654,2326	16,6506
6,0	0,5039	654,2806	16,6502
6,1	0,5097	654,3279	16,6499
6,2	0,5154	654,3746	16,6495
6,3	0,5210	654,4206	16,6492
6,4	0,5266	654,4661	16,6488
6,5	0,5321	654,5109	16,6485
6,6	0,5375	654,5552	16,6481
6,7	0,5429	654,5989	16,6478
6,8	0,5482	654,6420	16,6474
6,9	0,5534	654,6845	16,6471
7,0	0,5586	654,7265	16,6467
7,1	0,5637	654,7679	16,6464
7,2	0,5688	654,8088	16,6460
7,3	0,5738	654,8492	16,6457
7,4	0,5788	654,8890	16,6453

Tabel 6.11 Lanjutan dari tabel 6.10

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
7,5	0,5837	654,9283	16,6450
7,6	0,5885	654,9671	16,6446
7,7	0,5933	655,0054	16,6443
7,8	0,5980	655,0432	16,6439
7,9	0,6027	655,0805	16,6436
8,0	0,6073	655,1173	16,6432
8,1	0,6118	655,1536	16,6429
8,2	0,6164	655,1895	16,6425
8,3	0,6208	655,2249	16,6421
8,4	0,6252	655,2598	16,6418
8,5	0,6296	655,2943	16,6414
8,6	0,6339	655,3284	16,6411
8,7	0,6381	655,3620	16,6407
8,8	0,6423	655,3952	16,6404
8,9	0,6465	655,4279	16,6400
9,0	0,6506	655,4603	16,6397
9,1	0,6546	655,4922	16,6393
9,2	0,6587	655,5237	16,6390
9,3	0,6626	655,5548	16,6386

Tabel 6.12 Lanjutan dari tabel 6.11

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
9,4	0,6665	655,5855	16,6383
9,5	0,6704	655,6158	16,6379
9,6	0,6742	655,6458	16,6376
9,7	0,6780	655,6753	16,6372
9,8	0,6818	655,7045	16,6369
9,9	0,6855	655,7333	16,6365
10,0	0,6891	655,7618	16,6362
10,1	0,6927	655,7898	16,6358
10,2	0,6963	655,8176	16,6355
9,4	0,6665	655,5855	16,6383
10,3	0,6998	655,8449	16,6351
10,4	0,7033	655,8720	16,6347
10,5	0,7068	655,8986	16,6344
10,6	0,7102	655,9250	16,6340
10,7	0,7135	655,9510	16,6337
10,8	0,7169	655,9767	16,6333
10,9	0,7202	656,0021	16,6330
11,0	0,7234	656,0271	16,6326
11,1	0,7266	656,0518	16,6323

Tabel 6.13 Lanjutan dari tabel 6.12

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
11,2	0,7298	656,0763	16,6319
11,3	0,7329	656,1004	16,6316
11,4	0,7360	656,1242	16,6312
11,5	0,7391	656,1477	16,6309
11,6	0,7421	656,1709	16,6305
11,7	0,7451	656,1939	16,6302
11,8	0,7481	656,2165	16,6298
11,9	0,7510	656,2389	16,6295
12,0	0,7539	656,2610	16,6291
12,1	0,7568	656,2828	16,6288
12,2	0,7596	656,3043	16,6284
12,3	0,7624	656,3256	16,6280
12,4	0,7651	656,3466	16,6277
12,5	0,7679	656,3673	16,6273
12,6	0,7706	656,3878	16,6270
12,7	0,7732	656,4080	16,6266
12,8	0,7759	656,4280	16,6263
12,9	0,7785	656,4478	16,6259
13,0	0,7810	656,4672	16,6256

Tabel 6.14 Lanjutan dari tabel 6.13

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
13,1	0,7836	656,4865	16,6252
13,2	0,7861	656,5055	16,6249
13,3	0,7886	656,5243	16,6245
13,4	0,7910	656,5428	16,6242
13,5	0,7935	656,5611	16,6238
13,6	0,7959	656,5792	16,6235
13,7	0,7982	656,5971	16,6231
13,8	0,8006	656,6147	16,6228
13,9	0,8029	656,6322	16,6224
14,0	0,8052	656,6494	16,6220
14,1	0,8074	656,6664	16,6217
14,2	0,8097	656,6832	16,6213
14,3	0,8119	656,6998	16,6210
14,4	0,8141	656,7162	16,6206
14,5	0,8162	656,7323	16,6203
14,6	0,8184	656,7483	16,6199
14,7	0,8205	656,7641	16,6196
14,8	0,8226	656,7797	16,6192
14,9	0,8246	656,7951	16,6189

Tabel 6.15 Lanjutan dari tabel 6.14

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
15,0	0,8267	656,8103	16,6185
15,1	0,8287	656,8254	16,6182
15,2	0,8307	656,8402	16,6178
15,3	0,8326	656,8549	16,6175
15,4	0,8346	656,8694	16,6171
15,5	0,8365	656,8837	16,6168
15,6	0,8384	656,8978	16,6164
15,7	0,8403	656,9118	16,6160
15,8	0,8421	656,9256	16,6157
15,9	0,8440	656,9392	16,6153
16,0	0,8458	656,9527	16,6150
16,1	0,8476	656,9660	16,6146
16,2	0,8493	656,9791	16,6143
16,3	0,8511	656,9921	16,6139
16,4	0,8528	657,0049	16,6136
16,5	0,8545	657,0176	16,6132
16,6	0,8562	657,0301	16,6129
16,7	0,8579	657,0425	16,6125
16,8	0,8595	657,0547	16,6122

Tabel 6.16 Lanjutan dari tabel 6.15

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
16,9	0,8612	657,0668	16,6118
17,0	0,8628	657,0787	16,6115
17,1	0,8644	657,0904	16,6111
17,2	0,8660	657,1021	16,6108
17,3	0,8675	657,1136	16,6104
17,4	0,8691	657,1249	16,6100
17,5	0,8706	657,1361	16,6097
17,6	0,8721	657,1472	16,6093
17,7	0,8736	657,1582	16,6090
17,8	0,8750	657,1690	16,6086
17,9	0,8765	657,1797	16,6083
18,0	0,8779	657,1902	16,6079
18,1	0,8793	657,2007	16,6076
18,2	0,8807	657,2110	16,6072
18,3	0,8821	657,2211	16,6069
18,4	0,8835	657,2312	16,6065
18,5	0,8848	657,2411	16,6062
18,6	0,8862	657,2509	16,6058
18,7	0,8875	657,2606	16,6055

Tabel 6.17 Lanjutan dari tabel 6.16

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
18,8	0,8888	657,2702	16,6051
18,9	0,8901	657,2797	16,6047
19,0	0,8914	657,2891	16,6044
19,1	0,8926	657,2983	16,6040
19,2	0,8939	657,3074	16,6037
19,3	0,8951	657,3164	16,6033
19,4	0,8963	657,3254	16,6030
19,5	0,8975	657,3342	16,6026
19,6	0,8987	657,3429	16,6023
19,7	0,8999	657,3515	16,6019
19,8	0,9011	657,3600	16,6016
19,9	0,9022	657,3684	16,6012
20,0	0,9034	657,3766	16,6009
20,1	0,9045	657,3848	16,6005
20,2	0,9056	657,3929	16,6002
20,3	0,9067	657,4009	16,5998
20,4	0,9078	657,4088	16,5994
20,5	0,9088	657,4166	16,5991
20,6	0,9099	657,4244	16,5987

Tabel 6.18 Lanjutan dari tabel 6.17

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
20,7	0,9110	657,4320	16,5984
20,8	0,9120	657,4395	16,5980
20,9	0,9130	657,4470	16,5977
21,0	0,9140	657,4543	16,5973
21,1	0,9150	657,4616	16,5970
21,2	0,9160	657,4688	16,5966
21,3	0,9170	657,4759	16,5963
21,4	0,9179	657,4829	16,5959
21,5	0,9189	657,4898	16,5956
21,6	0,9198	657,4966	16,5952
21,7	0,9208	657,5034	16,5949
21,8	0,9217	657,5101	16,5945
21,9	0,9226	657,5167	16,5941
22,0	0,9235	657,5232	16,5938
22,1	0,9244	657,5297	16,5934
22,2	0,9253	657,5360	16,5931
22,3	0,9261	657,5423	16,5927
22,4	0,9270	657,5486	16,5924
22,5	0,9278	657,5547	16,5920

Tabel 6.19 Lanjutan dari tabel 6.18

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
22,6	0,9287	657,5608	16,5917
22,7	0,9295	657,5668	16,5913
22,8	0,9303	657,5727	16,5910
22,9	0,9311	657,5786	16,5906
23,0	0,9319	657,5844	16,5903
23,1	0,9327	657,5901	16,5899
23,2	0,9335	657,5957	16,5896
23,3	0,9343	657,6013	16,5892
23,4	0,9350	657,6068	16,5888
23,5	0,9358	657,6123	16,5885
23,6	0,9365	657,6177	16,5881
23,7	0,9373	657,6230	16,5878
23,8	0,9380	657,6283	16,5874
23,9	0,9387	657,6335	16,5871
24,0	0,9394	657,6386	16,5867
24,1	0,9401	657,6437	16,5864
24,2	0,9408	657,6487	16,5860
24,3	0,9415	657,6537	16,5857
24,4	0,9422	657,6586	16,5853

Tabel 6.20 Lanjutan dari tabel 6.19

Z (m)	X	T (K)	P (atm)
24,5	0,9429	657,6634	16,5850
24,6	0,9435	657,6682	16,5846
24,7	0,9442	657,6730	16,5843
24,8	0,9448	657,6776	16,5839
24,9	0,9455	657,6823	16,5835
25,0	0,9461	657,6868	16,5832
25,1	0,9467	657,6913	16,5828
25,2	0,9474	657,6958	16,5825
25,3	0,9480	657,7002	16,5821
25,4	0,9486	657,7045	16,5818
25,5	0,9492	657,7088	16,5814
25,6	0,9498	657,7131	16,5811
25,7	0,9504	657,7173	16,5807
25,8	0,9509	657,7214	16,5804
25,9	0,9515	657,7255	16,5800
26,0	0,9521	657,7296	16,5797
26,1	0,9526	657,7336	16,5793
26,2	0,9532	657,7376	16,5789
26,3	0,9537	657,7415	16,5786
26,4	0,9490	657,7074	16,5782
26,5	0,9496	657,7116	16,5779
26,6	0,9501	657,7156	16,5775
26,7	0,9507	657,7197	16,5772

Hasil akhir perhitungan adalah sebagai berikut :

Konversi (X)	= 0,9501
Suhu masuk (T_{in})	= 649,8167 K
Suhu keluar (T_{out})	= 657,7156 K
Tekanan masuk (P_{in})	= 16,6713 atm
Tekanan keluar (P_{out})	= 16,5775 atm
Panjang bed reaktor (z)	= 26,6 m
Diameter Reaktor (ID)	= 2,89178 m
	= 114,8631 in

4. Desain Mekanis

1. Shell

a. Tekanan design (maks. *over design* 20%)

Tekanan operasi	= 16,6713	atm
	= 245,0683	psi
	= 248,3155	bar
Tekanan desain	= 20,0056	atm
	= 294,0820	psi
	= 297,9786	bar

b. Bahan konstruksi *shell* (Brownell, 1959)

Dipilih material : *Stainless Steel 167 Grade 03 Type 304*

Pertimbangan : Suhu operasi > 650 °F

c. Tebal dinding *shell*

Tebal dinding *shell* dihitung dengan persamaan:

$$t_s = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6 \times P}$$

Dimana:

T_s	= tebal dinding <i>shell</i> (in)
P	= tekanan desain (psi)
r	= radius dalam shell (in)
E	= efisiensi sambungan
f	= <i>allowable working stress</i> (psi)

C = faktor korosi (in)

Sehingga diperoleh :

f = 14.700 psi

E = 0,8

C = 0,25

IDs = 120 in

r = 114 in

Tebal shell (ts) = 2,6558 in

Dipilih tebal dinding standar, yaitu 2,75 in.

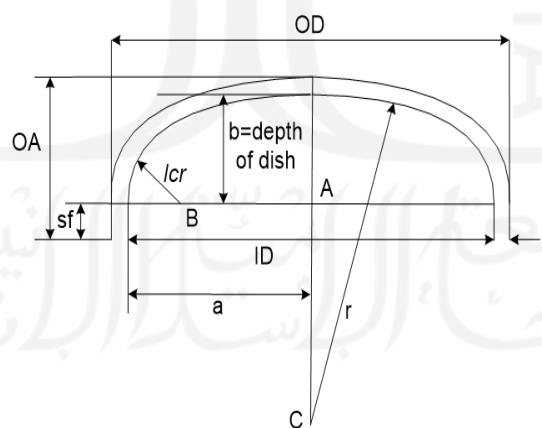
ODs = IDs + (2 × ts) = 125,5 in

OD standar = 126 in

2. Head Reaktor

a. Bentuk Head : *Elliptical dished head*

Alasan Pemilihan : *Head tipe ini digunakan untuk pressure vessel > 200 psia (Brownell, 1959 hal 92)*



Gambar 4. 9 Diagram *head* reaktor

- b. Bahan konstruksi *head* (Brownell, 1959 hal.251)
 Dipilih material : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*.
 Pertimbangan : Reaktor berisi gas yang beracun dan suhu operasi antara -20 s/d 750°F.

- c. Tebal *Head* (tH)
 Untuk *elliptical dished head*, tebalnya dihitung dengan persamaan 13.10 (Brownell, 1959).

- Dipilih material : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*.
 Pertimbangan : Reaktor berisi gas yang beracun dan suhu operasi antara -20 s/d 750°F. (Brownell, 1959 Tabel Appendix D)

$$t_H = \frac{P \times ID_s}{2 \times f \times E - 0,2 \times P}$$

Dimana:

- P = Tekanan perancangan, Psi
 F = Tekanan maksimum yang diizinkan pada bahan, Psi
 C = efisiensi pengelasan, in
 E = Faktor korosi, in

Sehingga diperoleh :

- f = 14.700 psi
 E = 0,8
 C = 0,25
 Tebal Head (tH) = 1,7542 in

Dipilih tebal head standar yaitu, 2 in

- d. Tinggi *Head* (hH)
 Dari Tabel 5.7 Brownell hal. 90 diperoleh :

- ODs = 126 in
 ts = 2,75 in

Didapatkan nilai :

$$icr = 7,625 \quad \text{in}$$

$$r = 120 \quad \text{in}$$

$$a = \frac{ID_s}{2} = 60 \quad \text{in}$$

$$AB = a - icr = 52,3750 \quad \text{in}$$

$$BC = r - icr = 112,3750 \quad \text{in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 99,4233 \quad \text{in}$$

$$b = r - AC = 20,5767 \quad \text{in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88, Dengan $t_H = 2 \text{ in}$, Diperoleh :

$$sf = 1,5 - 4,5 \quad \text{in}$$

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

Sehingga di dapatkan tinggi head dengan persamaan berikut :

$$h_H = t_H + b + s_f = 26,3308 \quad \text{in}$$

$$= 2,1942 \quad \text{ft}$$

$$= 0,6688 \quad \text{m}$$

3. Tinggi Reaktor

$$h_R = \text{panjang bed} + \text{top tinggi head} = 1.038,1419 \quad \text{in}$$

$$= 86,5118 \quad \text{ft}$$

$$= 26,3688 \quad \text{m}$$

4. Volume Reaktor

a. Volume Head (V_H)

Volume Head dapat di peroleh dari persamaan 5.11, hal.88, (Brownell, 1959)

$$V_H = 0,000049 \times ID_s^3 = 84,6720 \quad \text{in}^3$$

$$= 1,3875 \quad \text{m}^3$$

b. Volume bed (V_B)

$$\text{Volume katalis} = A_{\text{bed}} \times L$$

$$A_{\text{bed}} = 6,6819 \quad \text{m}^2$$

$$L \text{ (Panjang bed)} = 25,6 \quad \text{m}$$

$$\text{Volume katalis} = 171,0560 \quad \text{m}^3$$

$$V_{\text{bed}} = \frac{(\text{Volume katalis})}{(1-\varepsilon)} = 263,1631 \text{ m}^3$$

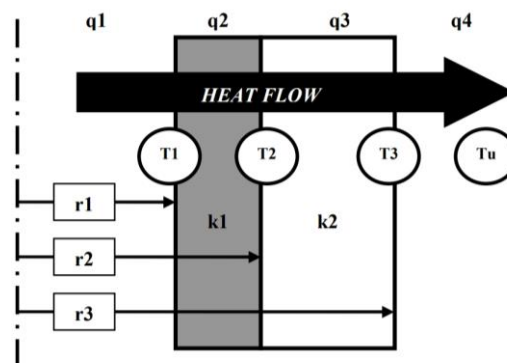
c. Volume total reaktor

$$\begin{aligned} \text{Volume total reaktor} &= V_{\text{bed}} + (2 \times V_{\text{H}}) = 265,9382 \text{ m}^3 \\ &= 265.938,182 \text{ L} \end{aligned}$$

5. Tebal Isolasi Reaktor

Adapun asumsi yang digunakan sebagai berikut :

1. Suhu di dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell*.
2. Perpindahan panas terjadi keadaan steady state, sehingga $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$



Keterangan :

- r_1 = jari-jari dalam shell (60 in)
 r_2 = jari-jari luar shell (63 in)
 r_3 = jari-jari luar isolator
 q_1 = konveksi dari gas ke shell
 q_2 = konduksi melalui shell / dinding reaktor
 q_3 = konduksi melalui isolator
 q_4 = konveksi dari permukaan luar isolator ke udara
 T_1 = suhu dinding dalam reaktor (384,5975 °C = 657,7475 K)
 T_2 = suhu dinding luar reaktor
 T_3 = suhu dinding luar isolator (50 °C = 323,15 K)

T_u = suhu udara luar (30°C = 303,15 K)

Bahan dinding kolom adalah stainless steel dengan spesifikasi :

k_s = 45 W/m.K (Daftar A-2 Holman (1986 hal. 650))

ρ_s = 7,833 kg/m³ (Daftar A-2 Holman (1986 hal. 650))

ϵ_s = 0,81 (Daftar A-10 Holman (1986 hal. 664))

Bahan isolasi yang dipilih adalah asbestos dengan spesifikasi :

k_s = 0,161 W/m.K (Daftar A-2 Holman (1986 pg. 650))

ρ_s = 570 kg/m³ (Daftar A-2 Holman (1986 pg. 650))

ϵ_s = 0,96 (Daftar A-10 Holman (1986 pg. 664))

Bila suhu udara luar diasumsikan 30°C dan didinginkan suhu permukaan luar isolasi (T_3) = 50°C, maka diperoleh nilai T bulk (T_f) :

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2} = 313,15 \text{ K}$$
$$= 40^\circ\text{C}$$

Sifat-sifat udara pada temperature 313,15 K (40°C) dapat diperoleh dengan cara interpolasi data dari Tabel A-5 Holman 1986 hal. 658 :

ρ_{ud}	= 1,1308	kg/m ³
C_p	= 1,00656	Kj/kg.°C
μ	= 1,9057,E-05	kg/m.s
ν	= 1,7008,E-05	m ² /s
k_{ud}	= 0,0272	W/m.K
P_r	= 0,705	

Data tambahan :

$\beta = \frac{1}{T_f}$	= 0,0032	K ⁻¹
g	= 9,807	m/s ²
L	= 25,6	m
Konstanta Stefan Boltzman, σ	= 5,669E-08	W/m ² · K ⁴

$$\begin{aligned}
 r_1 &= 60 && \text{in} \\
 &= 1,5240 && \text{m} \\
 r_2 &= 63 && \text{in} \\
 &= 1,6002 && \text{m}
 \end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Grasshof :

$$Gr = \frac{g\beta(T_3 - T_u)L^3}{\nu^2} = 3,6327, E+13$$

Menghitung Bilangan Nusselt :

$$Nu = 0,1((Gr \cdot Pr))^{1/3} = 2,9476, E+03$$

Menghitung koefisien perpindahan konveksi (h_c) :

$$\begin{aligned}
 Nu &= \frac{h_c \cdot L}{k_{ud}} \\
 h_c &= \frac{Nu \cdot k_{ud}}{L} = 3,1318 \quad \text{W/m}^2 \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Menghitung koefisien perpindahan radiasi (h_r) :

$$h_r = \frac{\epsilon_{is} \cdot \sigma (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)} = 6,6917 \quad \text{W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Menentukan suhu T_2 dari neraca panas di tiap lapisan :

$$q_2 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L (T_1 - T_2) \cdot k_s}{\ln(R_2/R_1)}$$

$$q_3 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L (T_2 - T_3) \cdot k_s}{\ln(R_3/R_2)}$$

$$q_4 = (h_c + h_r) 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L (T_3 - T_u)$$

Karena kondisi *steady state*, maka : $q_2 = q_3 = q_4$

Untuk $q_2 = q_4$, maka :

$$q_2 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L (T_1 - T_2) \cdot k_s}{\ln(R_2/R_1)} = (h_c + h_r) 2 \pi R_3 L (T_3 - T_u)$$

$$R_3 = \frac{(T_1 - T_2)k_s}{(h_c + h_r)(T_3 - T_u) \ln(R_2/R_1)}$$

Untuk $q_3 = q_4$, maka :

$$q_2 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L (T_2 - T_3) \cdot k_s}{\ln(R_3/R_2)} = (h_c + h_r) 2\pi R_3 L (T_3 - T_u)$$

$$R_3' = \frac{(T_1 - T_2)k_s}{(h_c + h_r)(T_3 - T_u) \ln(R_3/R_2)}$$

Kemudian dilakukan *trial* untuk nilai T_2 sampai nilai $R_3 = R_3'$

Hasil trial diperoleh sebagai berikut :

$$T_2 = 655,318 \quad \text{K}$$

$$= 382,168 \quad \text{°C}$$

$$R_3 = R_3' = 1,8548 \quad \text{m}$$

Sehingga tebal isolasi yang digunakan adalah $R_3 - R_2 = 5,98 \text{ cm}$

Menghitung panas hilang ke lingkungan (Q_{losses}) :

$$Q_{losses} = q_A = (h_c + h_r) 2\pi R_3 L (T_3 - T_u) = 87.038,9412 \text{ W}$$

$$= 87.038,9412 \text{ J/s}$$

6. Diameter Nozzle Pemasukan dan Pengeluaran

Untuk menentukan diameter nozzle yang berhubungan dari dan ke reaktor dapat digunakan persamaan 45, (Peters, 2000) berikut ini :

$$D_{i_{opt}} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho_f^{0,13}$$

Dimana :

$$D_{i_{opt}} = \text{diameter nozzle optimum (in)}$$

$$Q_f = \text{debit fluida (ft}^3/\text{s)}$$

$$\rho_f = \text{densitas fluida (lb/ft}^3\text{)}$$

Nozzle Input Reaktor

Data :

$$T_{in} = 649,8167 \text{ K}$$

$$P_{in} = 16,6713 \text{ atm}$$

$$R = 0,08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol} \cdot \text{K}$$

Komponen	Mass Flowrate	BM	Mol Flowrate	Fraksi Mol	BMci
	kg/jam		kmol/jam		
NH ₃	43795,6435	17	2576,2143	0,3486	5,9261
C ₆ H ₅ OH	12108,2073	94	128,8107	0,0174	1,6384
H ₂ O	948,9707	18	52,7206	0,0071	0,1284
C ₆ H ₅ NH	0,0000	93	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₂ H ₁₁ N	0,0000	169	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	32427,5123	28	1158,1254	0,1567	4,3879
H ₂	6948,7526	2	3474,3763	0,4701	0,9403
Total	96229,0863		7390,247382	1,0000	13,0211

$$\text{BM campuran gas (input)} = 13,0211 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_G (\text{input}) = 4,0711 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,2540 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Mass Flowrate (konversi)} = 96229,0863 \text{ kg/jam}$$

$$= 58,8922 \text{ lbm/s}$$

$$Q_f = \frac{\text{mass flowrate}}{\rho_f} = 231,8274 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Diperoleh } D_{i_{opt}} = 24,8464 \text{ in}$$

$$= 0,6311 \text{ m}$$

Diambil ukuran pipa standar dari Tabel 11 (Kern,1950) :

Spesifikasi pipa :

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

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

Schedule No. = 20

ID = 23,25 in

Nozzle Input Reaktor

Data :

T_{out} = 657,7173 K

P_{out} = 16,5807 atm

R = 0,08206 $m^3 \cdot atm/kmol \cdot K$

Komponen	Mass Flowrate	BM	Mol Flowrate	Fraksi Mol	BMci
	kg/jam		kmol/jam		
NH ₃	41287,7954	17	2428,6938	0,3275	5,5674
C ₆ H ₅ OH	605,4104	94	6,4405	0,0009	0,0816
H ₂ O	3151,6339	18	175,0908	0,0236	0,4250
C ₆ H ₅ NH	11266,6225	93	121,1465	0,0163	1,5192
C ₁₂ H ₁₁ N	103,4028	169	0,6119	0,0001	0,0139
N ₂	32788,1823	28	1171,0065	0,1579	4,4213
H ₂	7026,0391	2	3513,0195	0,4737	0,9474
Total	96229,0863		7416,0095	1,0000	12,9759

BM campuran gas (input) = 12,9759 kg/kmol

ρ_G (input) = 3,9864 kg/m³

= 0,2488 lbm/ft³

Mass Flowrate (konversi) = 96229,0863 kg/jam

= 58,8922 lbm/s

$Q_f = \frac{\text{mass flowrate}}{\rho_f}$ = 236,7506 ft³/s

Diperoleh $D_{i_{opt}}$ = 25,1018 in

= 0,6376 m

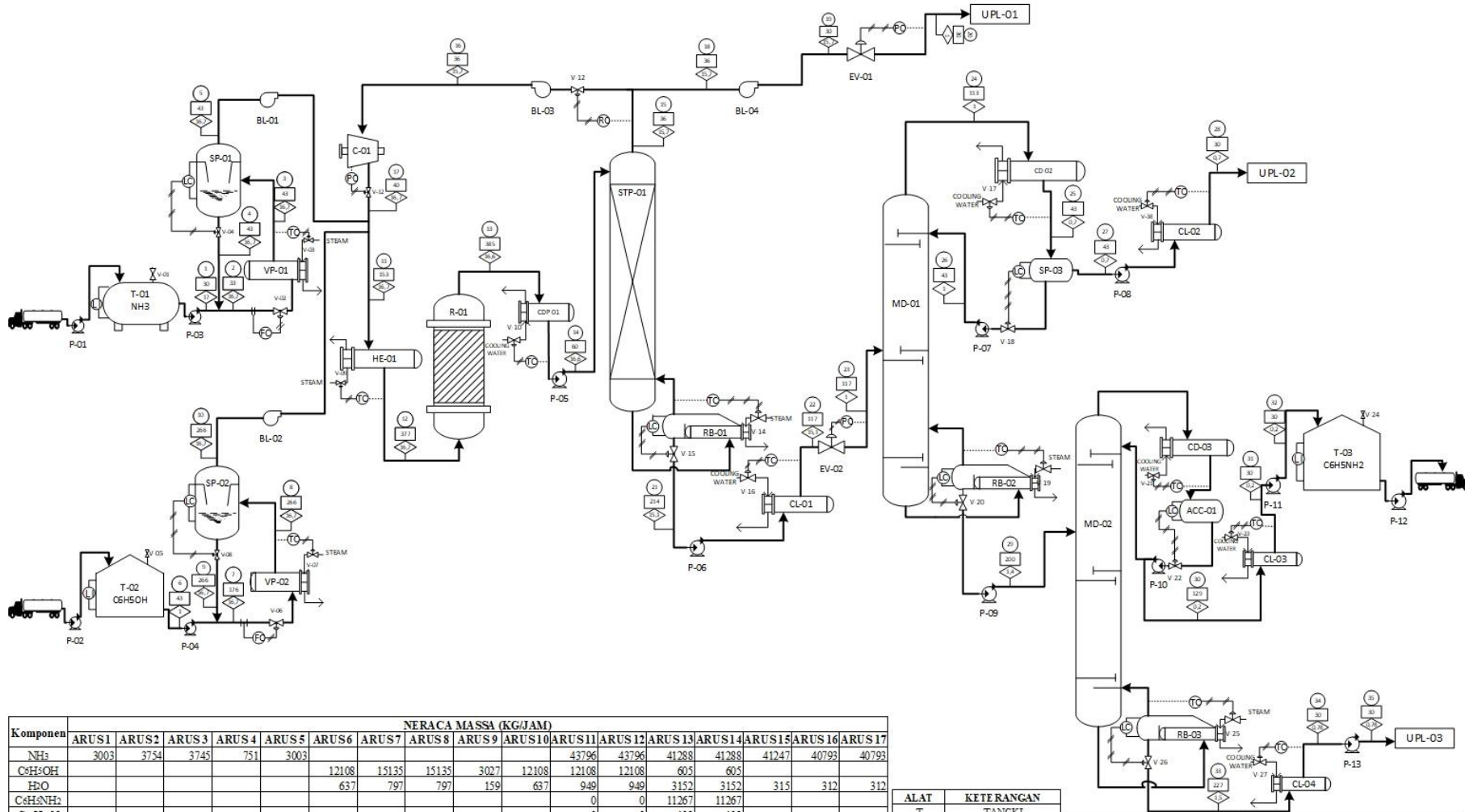
Diambil ukuran pipa standar dari Tabel 11 (Kern,1950) :

Spesifikasi pipa :

IPS	= 24 in
OD	= 24 in
Schedule No.	= 20
ID	= 23,25 in



PRA RANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMMONIA DAN PHENOL DENGAN KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN



Komponen	NERACA MASSA (KG/JAM)																
	ARUS1	ARUS2	ARUS3	ARUS4	ARUS5	ARUS6	ARUS7	ARUS8	ARUS9	ARUS10	ARUS11	ARUS12	ARUS13	ARUS14	ARUS15	ARUS16	ARUS17
NH ₃	3003	3734	3745	751	3003						43796	43796	41288	41288	41247	40793	40793
C ₆ H ₅ OH						12108	15135	15135	3027	12108	12108	12108	605	605			
H ₂ O						637	797	797	159	657	949	949	3152	3152	315	312	312
C ₆ H ₅ NH ₂																	
C ₁₂ H ₁₁ N																	
N ₂											32428	32428	32788	32788	32788	32428	32428
H ₂										6949	6949	7026	7026	7026	6949	6949	6949

Komponen	NERACA MASSA (KG/JAM)																	
	ARUS18	ARUS19	ARUS20	ARUS21	ARUS22	ARUS23	ARUS24	ARUS25	ARUS26	ARUS27	ARUS28	ARUS29	ARUS30	ARUS31	ARUS32	ARUS33	ARUS34	ARUS35
NH ₃	454	454	454	41	41	41	44	44	3	3	3							
C ₆ H ₅ OH				605	605	605	37	37	11	11	11	590	107	107	107	473	473	473
H ₂ O	3	3	3	2836	2836	2836	2924	2924	88	88	88	0.3	0.3	0.3	0.3			
C ₆ H ₅ NH ₂				11267	11267	11267	589	589	506	506	506	11184	10625	10625	10625	559	559	559
C ₁₂ H ₁₁ N				103	103	103						103				103	103	103
N ₂	361	361	361															
H ₂	77	77	77															

ALAT	KETERANGAN	SYMBOL	KETERANGAN
T	TANGKI	○	ARUS
VP	VAPORIZER	◇	TEKANAN
SP	SEPARATOR	○	TEMPERATURE CONTROLLER
R	REAKTOR	◇	LEVEL CONTROLLER
MD	MENARA DISTILASI	◇	RATIO CONTROLLER
CDP	KONDENSER PARTIAL	◇	LEVEL INDICATOR
CD	KONDENSER TOTAL	◇	FLOW CONTROLLER
RB	REBOILER	◇	UDARA TEKAN
C	KOMPRESOR	◇	PIPA
CL	COOLER	◇	LISTRIK
EV	EXPANSION VALVE	◇	
HE	HEATER	◇	
P	POMPA	◇	

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA

PROSES ENGINEERING FLOW DIA GRAM
 PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DARI AMONIA DAN FENOL
 KAPASITAS 85000 TUN/TAHUN

Dibuat oleh:
 1. Iva Khoirah [165210271]
 2. Alvin Aediani [165210891]
 Dosen Pembimbing:
 1. Ir. Aswan Subagio, M.Sc
 2. Diah Retno Sawitri, ST., M.Eng