

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETILANILIN DARI**

**ANILIN DAN METANOL**

**DENGAN KAPASITAS 3.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

**Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Rahmatika Isnaini

Nama : Aprilliantika Susanti

NIM : 19521095

NIM : 19521175

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**2023**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

## PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Rahmatika Isnaini      Nama : Aprilliantika Susanti  
NIM : 19521095                      NIM : 19521175

Yogyakarta, 10 Juli 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan 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. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan  
sebagaimana mestinya.

  
Rahmatika Isnaini

  
Aprilliantika Susanti

الجمهورية الإسلامية اندونيسية

الجمهورية الإسلامية اندونيسية

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK *DIMETHYLANILINE* DARI METANOL  
DAN ANILIN DENGAN KAPASITAS 3.000 TON/TAHUN



PRARANCANGAN PABRIK

ISLAM

OLEH :

Nama : Rahmatika Isnaini Nama : Aprilliantika Susanti

NIM : 19521095 NIM : 19521175

Yogyakarta, 10 Juli 2023

Pembimbing

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ  
*Arif Hidayat*  
Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETILANILIN DARI ANILIN DAN  
METANOL DENGAN KAPASITAS 3.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Rahmatika Isnaini      Nama : Aprilliantika Susanti  
NIM : 19521095                      NIM : 19521175

**Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah satu  
Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**

Yogyakarta,

Tim Penguji,

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T

Ketua

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

Anggota I

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng

Anggota II

Mengetahui:

**Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**



Shojeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum, Wr. Wb.*

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, hidayah serta karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“PRA RANCANGAN PABRIK DIMETILANILIN DARI ANILIN DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 3.000 TON/TAHUN”** tepat waktu.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan rasa terimakasih kepada pihak-pihak yang telah membantu menyelesaikan laporan ini secara langsung maupun tidak langsung, yang terhormat :

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu mendo'akan kami serta memberikan dukungan dan motivasi kepada kami untuk dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing dan mendukung dengan sabar, memberikan semangat dan masukan kepada kami dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2019 yang selalu memberikan semangat dan doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan laporan penelitian.

Penulis berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penulis pada khususnya. Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan laporan Tugas Akhir ini. akhir kata penulis berharap agar laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

*Wassalamu'alaikum, Wr.Wb*

Yogyakarta, 10 Juli 2023

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN



*Alhamdulillahirobbil'alamin*

*“Setetes Keringat Perjuangan Orang Tua Saya berarti Seribu Langkah Saya  
untuk Maju”*

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, Ar-Rabb yang Maha Mengatur dan Menguasai Alam Semesta Beserta Isinya, yang telah menentukan takdir dan jalan hidup saya, yang telah memberikan nikmat yang sangat besar, kekuatan, dan tentunya yang telah memberikan saya kesempatan untuk sampai di titik saat ini. Atas karunia-Nya saya bisa menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini tepat waktu. Shalawat serta salam selalu tercurahkan kepada Baginda Rasulullah Muhammad SAW.

Segala perjuangan dan pencapaian yang saya capai sampai di titik ini saya persembahkan untuk orang-orang hebat yaitu :

1. Ibu Karmi, S.Pd. M.M dan Bapak Supadi, S.Pd , Ibunda dan Ayahanda saya tercinta. Dua orang yang mengorbankan seluruh nyawa dan hidupnya untuk saya terutama untuk pendidikan saya. Terimakasih banyak ya Ibu dan Bapak, untuk semua pengorbanannya. Laporan Tugas Akhir dan gelar yang akan saya raih ini saya persembahkan untuk Ibu dan Bapak, semoga menjadi bekal langkah awal saya untuk bisa menaikkan derajat keluarga kita dan mengubah segala bentuk kesedihan dan air mata Ibu dan Bapak menjadi kebahagiaan, Aamiin.

2. Prima Adi Pratama, S.Pd dan Tanry Sannah, S.Pd , Kedua Kakak saya tercinta. Terimakasih untuk segala dukungan yang telah diberikan selama ini. Terimakasih telah meyakinkan dan menguatkan bahwa saya bisa melewati ini semua. Dari adik tercinta, Laporan Tugas Akhir dan gelar ini saya persembahkan untuk kalian berdua.

3. Ibu Sulistiyowati, Reni Chandra Dewi, S.T, S.Pd., Yoga Prahaditya, S.T., Shanum Anagani Maheswari dan Anggota keluarga lainnya, keluarga kedua saya yang saya cintai di Yogyakarta. Terimakasih untuk kasih sayang dan kehangatan yang selama ini diberikan. Terimakasih juga selalu mendukung dan meyakinkan bahwa saya bisa menggapai gelar ini. Tiada hal lain yang saat ini bisa saya persembahkan untuk membalas kebaikan kalian selain gelar ini. Laporan Tugas Akhir dan gelar ini Bestie persembahkan untuk kalian sekeluarga.

4. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T.M.T., selaku dosen pembimbing akademik, dosen pembimbing penelitian dan dosen pembimbing tugas akhir saya. Terimakasih banyak atas segala dukungan dan motivasi yang telah Bapak berikan selama ini. Tanpa Bapak saya mungkin tidak akan bisa melewati perjuangan yang berat ini. Terimakasih banyak Bapak, doa baik selalu saya ucapkan untuk Bapak Sekeluarga.

5. Aprilliantika Susanti, *Partner* Kerja Praktik, Penelitian dan Tugas Akhir sekaligus kakak tercinta saya diperantauan. Terimakasih banyak untuk segala bentuk kesabaran dan kebaikan yang telah engkau berikan. Sesuai dengan janji pertemanan kita dari awal menjadi mahasiswa baru, akhirnya



kita bisa mencapai gelar ini bersama-sama. Teruslah mengepakkan sayapmu sahabatku, semoga kita bisa bertemu dengan versi terbaik dari diri kita masing-masing.

6. Agiel Azka Fauzan, S.T, tempat saya berkeluh kesah. Orang yang selalu memberikan dukungan untuk saya. Tiada hari tanpa keluhan yang engkau dengar dari diri saya, tapi dengan sabar engkau memberikan saya semangat dan keyakinan bahwa saya mampu melewati ini semua. Terimakasih untuk segalanya ya Kak, gelar ini saya persembahkan untukmu.

7. M.Hasan Fatahuddin Noor, S.T., Zulfa Salsabila, S. Pd., Yunike Irviany Siswanto, A.Md. Kep., sahabat yang selalu memberikan dukungan dan semangat untuk saya. Sahabat yang meyakinkan saya bahwa saya bisa menjadi orang dan menjadi seorang sarjana teknik. Terimakasih atas semua dukungan dan semangat yang telah diberikan ya. Sampai bertemu kembali di tanah kelahiran kita, Kota Balikpapan.

8. Istiqomah (Teknik Kimia UII 2020), adik saya di perantauan. Terimakasih banyak sudah memberikan banyak dukungan untuk kakakmu ini. Salah satu orang hebat yang saya temui, Laporan Tugas Akhir dan gelar ini saya persembahkan untukmu dik.

9. Widia Maulida, Nur Anisah, Rahma Widyanti dan Ajeng Catra Jingga, sahabat saya diperantauan. Terimakasih untuk segala bentuk dukungan yang telah kalian berikan. Terimakasih sudah menjadi rumah bagi saya diperantauan. Laporan Tugas Akhir dan gelar ini saya persembahkan untuk kalian. Sampai jumpa dengan versi terbaik diri kita.

10. Teman-teman seperjuangan saya di Teknik Kimia 2019 yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Terimakasih atas segala kenangan dan dukungan yang telah diberikan selama ini. Semoga kita semua bisa menjadi orang sukses dan mencapai apa yang kita impikan, aamiin.

11. Untuk diri saya sendiri, terimakasih sudah bertahan dan kuat sejauh ini. *You did well!* Jangan pernah berpuas diri, ini bukan akhir tapi awal dari perjuangan yang sesungguhnya. Selamat melanjutkan perjuangan!. Sebelum melanjutkan perjuangan, seperti lagu “Kunto Aji – Rehat”, boleh rehat sejenak ya diri. Sambil rehat, jangan lupa seperti lagu “Hindia – Evaluasi”, agar perjalanan kedepannya bisa lebih baik lagi.

Rahmatika Isnaini  
Teknik Kimia UII 2019

## LEMBAR PERSEMBAHAN



*Alhamdulillahirobbil 'alamin.*

*“Orang lain ga akan paham struggle dan masa sulitnya kita, yang mereka ingin tahu hanya bagian success storiesnya saja. Jadi, berjuanglah untuk diri sendiri meskipun gak akan ada yang tepuk tangan. Kelak diri kita di masa depan akan sangat bangga dengan apa yang kita perjuangkan hari ini. Jadi, tetap berjuang ya”*

Alhamdulillah puji syukur saya ucapkan kepada Allah SWT karena sudah mengabulkan doa-doa yang saya panjatkan setiap harinya, melindungi saya, memberikan petunjuk, dan hanya dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Tiada lembar yang paling indah dalam tugas akhir kecuali lembar persembahan. Tugas akhir ini saya persembahkan kepada :

1. Cinta pertama dan panutanku, Ayahanda Ari Susanto. Beliau memang tidak sempat merasakan bangku perkuliahan karena suatu halangan, namun beliau mampu mendidik saya, memberikan semangat dan motivasi tiada henti hingga saya dapat menyelesaikan studinya sampai sarjana. Terima kasih atas segala doa yang selalu dipanjatkan untuk saya. Terima kasih, sudah menjadi tempatku pulang, yah.
2. Pintu surgaku, Ibunda Mastiur Malango. Beliau juga tidak sempat merasakan bangku perkuliahan karena suatu halangan. Terima kasih sebesar-besarnya

saya berikan kepada beliau atas segala bentuk bantuan, semangat dan doa yang diberikan selama ini. Terima kasih atas nasihat yang selalu diberikan meski terkadang pikiran kita tidak sejalan, terima kasih atas kesabaran dan kebesaran hati menghadapi saya yang keras kepala. Ibu menjadi penguat dan pengingat paling hebat. Terima kasih, sudah menjadi tempatku pulang, bu.

3. Kedua adikku, Mindauli Dwita Susanti dan Tri Andika Susanto. Terima kasih atas semangat, doa, dan cinta yang selalu diberikan kepada saya. Tumbuhlah menjadi versi paling hebat, adik-adikku.

4. Kepada kedua almh nenek saya dan alm kakek saya. Beserta keluarga besar Djasupardi dan keluarga besar opung Beka yang selalu memberikan saya dukungan untuk menyelesaikan perkuliahan saya.

5. Terimakasih untuk bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu di tengah kesibukannya untuk membimbing, mengarahkan, memberi ilmu, dan menasehati kami.

6. Rahmatika Isnaini *partner* saya mulai dari Kerja Praktik hingga Tugas Akhir sekaligus adik tersayang saya. Terima kasih atas perjuangan, kerjasama, kesabaran dan semua yang pernah kita lewati semoga ilm yang kita dapatkan berkah dan bermanfaat bagi sekitar. Serta ucapan maaf dari saya

jika selama Kerja Praktik hingga Tugas Akhir ini dari saya ada kesalahan.

7. Sahabat saya dari menjadi mahasiswa baru diperantauan ini hingga saat ini, yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan yang selalu saya reportkan dan tempat saya berbagi kesedihan, kesenangan, *healing* ketika

pikiran sedang tidak baik-baik saja, yang selalu siap sedia memenuhi *whislist* saya, sahabat-sahabat ambis kalian orang-orang terpilih yang menemani lika-liku perkuliahan ini Brokenwingz (iis,mumu,nisa,wd, bunda catra). Semoga kita selalu menjadi sahabat dan menjadi versi terbaik di hidup kita dan yang terakhir, semoga *whislist* cumlaude bareng akan segera terwujud ya!. Terima kasih telah menjadi rumah saya selama diperantauan ini, *how lucky i am to have bestfriend like you.*

8. Teman-teman seperjuangan saya di Teknik Kimia 2019 yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Atas segala kenangan yang telah saya dapatkan di dalam kelas maupun di luar kelas serta segala kebaikan yang telah menolong saya semasa perkuliahan ini. Semoga kita semua sukses baik dunia maupun akhirat.

9. Semua pihak yang telah memberikan banyak bantuan dan arahan dalam penyusunan tugas akhir ini dari awal hingga akhir.

10. Terima kasih kepada lagu-lagu The 1975, Taylor Swift, Hindia, Sheila On 7, Tulus, HIVI, dan Maliq & D'essentials yang sudah menjadi playlist dalam menemani saya saat penyusunan Tugas Akhir.

11. Sahabat saya selama di batam sahabat uttaran (alpi,ajik,marya,malik,rani, ragil khan, reno, paulina) yang selalu menjadi tempat saya berkeluh kesah

dan menunggu saya pulang ke batam dan selalu menjemput saya di bandara ketika pulang. Tunggu aku ya, bentar lagi!

12. Terima kasih kepada Perpustakaan UII, Renea, Habitat, Semusim, Panenila, Ethikopia , Daheim, serta minuman matcha yang selalu saya pesan untuk menemani saya mengerjakan Tugas Akhir ini.

13. Dan terakhir, terima kasih kepada diri saya sendiri. Hebat bisa tetap berdiri tegap menghadapi segala lika-liku hidup walau kadang jenuh , sering menangis dan ingin berhenti. Seperti kutipan lagu dari Taylor Swift ”*Long Story Short, I Survived*” dan lagu dari lagu Hindia yang berjudul *Besok Mungkin Kita Sampai* yang ber lirik ’hidup bukan saling mendahului, bermimpilah sendiri – sendiri’. Kamu keren dan hebat, Aprilliantika.

Aprilliantika Susanti

Teknik Kimia UII 2019

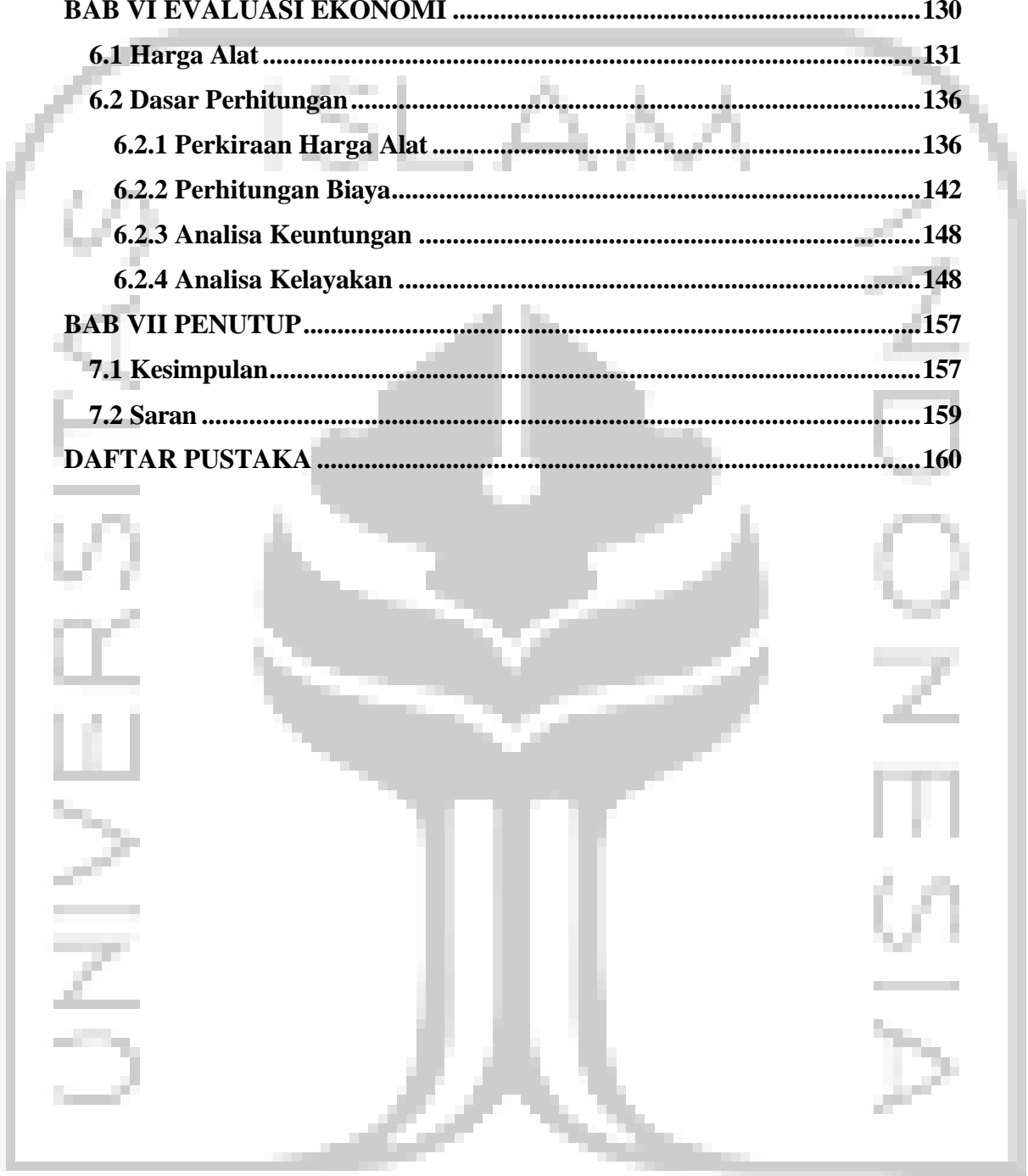
## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR .....	iv
DAFTAR ISI.....	xiv
DAFTAR TABEL.....	xvii
DAFTAR GAMBAR .....	xx
DAFTAR LAMPIRAN .....	xxi
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN .....	xxii
ABSTRAK.....	xxv
<b>BAB I PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.2.1 Kapasitas Komersial .....	2
1.2.2 Kebutuhan dalam Negeri .....	3
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	5
1.3 Tinjauan Pustaka.....	5
1.3.1 Proses Fase Cair .....	7
1.3.2 Proses Fase Gas .....	8
1.3.3 Pemilihan Proses .....	8
1.3.4 Kinetika Reaksi .....	11
1.3.5 Tinjauan Termodinamika .....	13
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK.....</b>	<b>15</b>
2.1 Spesifikasi Produk .....	15
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES .....</b>	<b>23</b>
3.2 Uraian Proses .....	24
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku .....	24
3.2.2 Tahap Proses Reaksi .....	25
3.2.3 Tahap Pemurnian .....	26
3.4 Spesifikasi Alat.....	28
3.4.1 Spesifikasi Reaktor .....	28
3.4.2 Spesifikasi Alat Pemisah.....	29
3.4.3 Spesifikasi Alat Penukar Panas .....	34

3.4.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan .....	45
3.4.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair .....	48
3.4.6 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas .....	54
3.5 Neraca Massa .....	56
3.5.1 Neraca Massa Total .....	56
3.5.2 Neraca Massa Alat .....	57
3.6 Neraca Panas .....	65
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....</b>	<b>72</b>
4.1 Lokasi Pabrik .....	72
4.2 Tata Letak Pabrik .....	76
4.3 Tata Letak Alat Proses .....	79
4.4 Organisasi Perusahaan .....	81
4.4.1 Struktur Perusahaan .....	81
4.4.2 Jam Kerja Karyawan .....	94
<b>BAB V UTILITAS .....</b>	<b>96</b>
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	96
5.1.1 Air Domestik .....	97
5.1.2 Air <i>Steam</i> .....	98
5.1.3 Air Service Water .....	99
5.1.4 Pengolahan Air Sungai .....	102
5.2 Unit Pembangkit Steam .....	106
5.3 Unit Pengolahan Dowtherm .....	107
5.4 Unit Pembangkit Listrik .....	108
5.5 Unit Penyedia Udara Tekan .....	113
5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar .....	113
5.7 Unit Pengolahan Limbah .....	114
5.8 Spesifikasi Alat Utilitas .....	114
5.8.1 Pompa Utilitas .....	114
5.8.2 Bak Utilitas .....	122
5.8.3 Tangki Utilitas .....	124
5.8.4 <i>Screener</i> Utilitas .....	126
5.8.5 <i>Cooling Tower</i> .....	127
5.8.6 <i>Mixed Bed</i> .....	128
5.8.7 <i>Deaerator</i> .....	128



5.8.8 Blower Cooling Tower .....	129
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>	<b>130</b>
6.1 Harga Alat .....	131
6.2 Dasar Perhitungan .....	136
6.2.1 Perkiraan Harga Alat .....	136
6.2.2 Perhitungan Biaya.....	142
6.2.3 Analisa Keuntungan .....	148
6.2.4 Analisa Kelayakan .....	148
<b>BAB VII PENUTUP.....</b>	<b>157</b>
7.1 Kesimpulan.....	157
7.2 Saran .....	159
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>160</b>



## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Kapasitas Produksi Dimetilanilin di Dunia .....	3
Tabel 1. 2 Perbandingan Mekanisme Proses Pembuatan Dimetilanilin .....	8
Tabel 1. 3 N-Methylation of Aniline over Various Catalysts at 623 K.....	12
Tabel 1. 4 Harga $\Delta^{\circ}f$ Masing – masing Komponen.....	13
Tabel 1. 5 Harga $\Delta G^{\circ}f$ Masing-masing Komponen.....	14
Tabel 2. 1 Sifat Fisika Bahan dan Produk yang Terlibat.....	15
Tabel 2. 2 Sifat Kimia Bahan dan Produk yang Terlibat .....	16
Tabel 2. 3 Identifikasi Hazard pada Bahan Baku dan Produk.....	19
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor.....	28
Tabel 3. 2 Spesifikasi Menara Distilasi.....	29
Tabel 3. 3 Spesifikasi Separator-01.....	30
Tabel 3. 4 Spesifikasi Separator-02.....	32
Tabel 3. 5 Spesifikasi Separator-03.....	33
Tabel 3. 6 Spesifikasi Vaporizer-01 .....	34
Tabel 3. 7 Spesifikasi Vaporizer-02 .....	35
Tabel 3. 8 Spesifikasi Heat Exchanger-01 .....	37
Tabel 3. 9 Spesifikasi Heat Exchanger-02 .....	38
Tabel 3. 10 Spesifikasi Cooler-01 .....	40
Tabel 3. 11 Spesifikasi Cooler-02 .....	41
Tabel 3. 12 Spesifikasi Condensor-01.....	42
Tabel 3. 13 Spesifikasi Condensor-02.....	44
Tabel 3. 14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan .....	45
Tabel 3. 15 Spesifikasi Accumulator.....	47
Tabel 3. 16 Spesifikasi Pompa .....	48
Tabel 3. 17 Spesifikasi Pompa Lanjutan (1) .....	50
Tabel 3. 18 Spesifikasi Pompa Lanjutan (2) .....	51
Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa Lanjutan (3) .....	53
Tabel 3. 20 Spesifikasi Blower.....	54
Tabel 3. 21 Spesifikasi Blower Lanjutan (1).....	55
Tabel 3. 22 Spesifikasi Blower Lanjutan (2).....	56
Tabel 3. 23 Neraca Massa Total .....	56
Tabel 3. 24 Neraca Massa Vaporizer (V-01).....	57
Tabel 3. 25 Neraca Massa Separator (S-01).....	58
Tabel 3. 26 Neraca Massa Heat Exchanger (HE-01) .....	58
Tabel 3. 27 Neraca Massa Vaporizer (V-02).....	59
Tabel 3. 28 Neraca Massa Separator (S-02).....	59
Tabel 3. 29 Neraca Massa Heat Exchanger (HE-02) .....	60
Tabel 3. 30 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	60
Tabel 3. 31 Neraca Massa Cooler (C-01).....	61
Tabel 3. 32 Neraca Massa Condensor (CD-01).....	61

Tabel 3. 33 Neraca Massa Separator (S-03).....	62
Tabel 3. 34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01) .....	63
Tabel 3. 35 Neraca Massa Condensor (CD-02).....	63
Tabel 3. 36 Neraca Massa Reboiler (RB-01) .....	64
Tabel 3. 37 Neraca Massa Cooler (C-02).....	64
Tabel 3. 38 Neraca Panas Vaporizer (V-01) .....	65
Tabel 3. 39 Neraca Panas Separator (S-01).....	65
Tabel 3. 40 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01) .....	66
Tabel 3. 41 Neraca Panas Vaporizer (V-02) .....	66
Tabel 3. 42 Neraca Panas Separator (S-02).....	67
Tabel 3. 43 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02) .....	67
Tabel 3. 44 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	68
Tabel 3. 45 Neraca Panas Cooler (C-01).....	68
Tabel 3. 46 Neraca Panas Condensor (CD-01) .....	69
Tabel 3. 47 Neraca Panas Separator (S-03).....	69
Tabel 3. 48 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01) .....	70
Tabel 3. 49 Neraca Panas Condensor-02.....	70
Tabel 3. 50 Neraca Panas Reboiler.....	71
Tabel 3. 51 Neraca Panas Cooler-02.....	71
Tabel 4. 1 Luas Tanah Bangunan Pabrik .....	76
Tabel 4. 2 Rincian Gaji Karyawan .....	93
Tabel 4. 3 Siklus Pergantian Shift Karyawan.....	95
Tabel 5. 1 Data Kebutuhan Air Domestik.....	98
Tabel 5. 2 Data Kebutuhan Air Steam .....	98
Tabel 5. 3 Data Kebutuhan Steam Setiap Alat.....	107
Tabel 5. 4 Data Kebutuhan Dowtherm Pada Alat.....	108
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Power Plant .....	109
Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Utilitas .....	110
Tabel 5. 7 Data Kebutuhan Listrik .....	112
Tabel 5. 8 Data Kebutuhan Bahan Bakar .....	113
Tabel 5. 9 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	114
Tabel 5. 10 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (1).....	116
Tabel 5. 11 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (2).....	117
Tabel 5. 12 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (3).....	118
Tabel 5. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (4).....	119
Tabel 5. 14 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (5).....	120
Tabel 5. 15 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (6).....	121
Tabel 5. 16 Spesifikasi Bak Utilitas .....	122
Tabel 5. 17 Spesifikasi Bak Utilitas Lanjutan (1) .....	123
Tabel 5. 18 Spesifikasi Tangki Utilitas .....	124
Tabel 5. 19 Spesifikasi Tangki Utilitas Lanjutan (1) .....	125
Tabel 5. 20 Spesifikasi Tangki Utilitas Lanjutan (2) .....	125
Tabel 5. 21 Spesifikasi Screener Utilitas.....	126

Tabel 5. 22 Spesifikasi Sand Filter.....	126
Tabel 5. 23 Spesifikasi Cooling Tower.....	127
Tabel 5. 24 Spesifikasi Mixed Bed.....	128
Tabel 5. 25 Spesifikasi Deaerator.....	128
Tabel 5. 26 Spesifikasi Blower Cooling Tower.....	129
Tabel 6. 1 Indeks Harga pada Tahun 1970 hingga 2021.....	132
Tabel 6. 2 Perkiraan Harga Alat Proses.....	136
Tabel 6. 3 Perkiraan Harga Alat Utilitas.....	138
Tabel 6. 4 Physical Plan Cost (PPC).....	142
Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC).....	143
Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI).....	143
Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI).....	144
Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	145
Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	145
Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	146
Tabel 6. 11 Total Manufacturing Cost.....	147
Tabel 6. 12 General Expenses.....	147
Tabel 6. 13 Total Production Cost.....	148
Tabel 6. 14 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa).....	151
Tabel 6. 15 Annual Regulated Expenses (Ra).....	152
Tabel 6. 16 Variabel Cost (Va).....	152
Tabel 6. 17 Annual Sales Value (Sa).....	153
Tabel 6. 18 Analisis Kelayakan Pabrik.....	156

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Impor Dimetilanilin.....	4
Gambar 1. 2 Struktur Kimia Dimetilanilin.....	6
Gambar 1. 3 Reaksi sintesis dengan proses N-alkylation dari metanol dan anilin. 6	6
Gambar 1. 4 Konversi anilin, Yield N-MethylAniline dan Dimetilanilin.....	8
Gambar 3. 1 Diagram Kualitatif.....	23
Gambar 3. 2 Diagram Kuantitatif.....	27
Gambar 4. 1 Satelit Lokasi Pembangunan Pabrik.....	75
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik.....	78
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses.....	80
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	81
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas.....	100
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat.....	135




## DAFTAR LAMPIRAN

- Lampiran-1 Perancangan Reaktor  
Lampiran-2 *Process Engineering Flow Diagram (PEFD)*  
Lampiran-3 Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik



## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN



T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, atm
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho$	: Densitas, kg/L
QS	: Kebutuhan <i>Steam</i> , kg
Ms	: Massa <i>Steam</i> , kg
A	: Luas bidang penampang, ft <sup>2</sup>
Qf	: Kecepatan / laju alir volumetrik, m <sup>3</sup> /jam
t	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
FV	: Laju alir, m <sup>3</sup> /jam
$\Delta H$	: <i>Enthalpy</i>
Ea	: Energi aktivasi
R	: Ketetapan konstanta gas
A	: <i>Pre-exponential factor</i>
$\pi$	: Jari, jari, in
P	: Power motor, Hp
x	: Konversi, %
TC	: Titik Kritis, °C
TB	: Titik Didih, °C

Dopt	: Diameter Optimal, m
ID	: <i>Inside</i> Diameter, in
OD	: <i>Outside</i> Diameter, in
Re	: Bilangan Reynold
E	: Efisiensi pengelasan
f	: <i>Allowable stress</i> , psia
C''	: Faktor Korosi
W	: Berat
DI	: Diameter pengaduk, m
B	: <i>Baffle</i> , m
Qt	: Kalor Total, kJ/jam
Qp	: Kalor yang diserap media pendingin, kJ/jam
N	: Kecepatan putaran, rpm
UD	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah ada zat pengotor pada HE, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
UC	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam Ft <sup>2</sup> °F
Rd	: Faktor pengotor
η	: Efisiensi
Wf	: Total <i>head</i> , in
P	: Panjang, m
l	: Lebar, m
ts	: Tebal Shell, in



th	: Tebal head, in
k	: Konduktivitas Termal, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
BWG	: <i>Birmingham Wire Gauge</i>
SF	: <i>Straight Flange</i>
hi	: <i>Inside Film Coeffiecient</i> , Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
ho	: <i>Outside Film coefficient</i> , Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
jH	: <i>Heat transfer factor</i>
LMTD	: <i>Long mean temperature different</i> , °F
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
Nt	: Jumlah <i>tube</i>
BS	: <i>Baffle spacing</i> , in
PT	: <i>Tube Pitch</i> , in

## ABSTRAK

Dimetilanilin merupakan bahan baku yang sering digunakan sebagai bahan intermediet dalam pembuatan vanilin, pengeras katalis pada resin *fiberglass*, dan industri tekstil. Kebutuhan bahan ini di Indonesia pada setiap tahunnya berkisar 2.500 ton yang mana masih dipenuhi dengan mengimpor dari pabrik Dimetilanilin di dunia.

Pabrik Dimetilanilin ini didirikan dengan kapasitas 3.000 ton/tahun berlokasi di Kota Bontang, Kalimantan Timur dengan luas lahan  $\pm 2,5$  hektar. Tenaga kerja yang dibutuhkan adalah sebesar 158 orang. Proses produksi pada pabrik ini menggunakan bahan baku berupa metanol dengan kapasitas sebesar 1.857,71 ton/tahun dan anilin sebesar 1.696,84 ton/tahun. Proses reaksi pembentukan Dimetilanilin dilakukan pada *Fixed Bed Multitube Reactor* dengan katalis  $\gamma$ -Alumina pada suhu dan tekanan umpan sebesar 300°C dan 1 atm pada kondisi non isothermal non adiabatik. Proses pemisahan Dimetilanilin dengan air dan metanol yang tersisa dilakukan dengan menggunakan menara distilasi. Selanjutnya, senyawa ini didinginkan dengan *cooler* hingga mencapai suhu 30°C dan disimpan didalam tangki penyimpanan. Hasil produk Dimetilanilin yang diperoleh memiliki kemurnian sebesar 99,9%.

Untuk menunjang proses produksi, kebutuhan air dalam proses maupun utilitas adalah sebesar 568,06 ton/tahun yang dipenuhi dari air sungai. Di sisi lain, kapasitas listrik yang dibutuhkan adalah sebesar 22,97 kW yang sebagian dipenuhi dari PLN dan sebagian lainnya dari unit pembangkit listrik pabrik. Selain itu, digunakan generator diesel sebagai cadangan listrik.

Pabrik ini memiliki *fixed capital* sebesar Rp 133.359.545.694 dan *working capital* Rp 23.596.143.788. pabrik ini merupakan pabrik kategori *high risk* dengan nilai ROI dan POT *before tax* sebesar 46,18% dan 1,81 tahun, DCFR 17,89%, BEP 40,14% dan SDP sebesar 24,59%. Harga Dimetilanilin merupakan parameter yang paling sensitif secara ekonomi. Hasil evaluasi secara teknis dan ekonomi menunjukkan pabrik layak untuk dikaji lebih lanjut.

**Kata kunci :** Anilin, Dimetilanilin, *Fixed Bed Multitube Reactor*, *Fixed Capital*, Isotermal, Metanol, Non Adiabatik, *Working Capital*,  $\gamma$ - Alumina.

## ABSTRACT

*Dimetilaniline is chemical that commonly used as an intermediate substance in vanillin manufacture, a catalyst hardenest in fiberglass resins, and textile industry intermediate. The demand of this material in the Indonesia is around 2.500 tons/year which is still met by importing from Dimetilaniline factories around to the world.*

*Dimetilaniline plants with 3.000 tons/year of capacity is located in Bontang Cinty, East Kalimantan, Indonesia which has a land area of  $\pm$  2,5 hectare. The raw materials that are used in this production frocess are Methanol (1.857,71 tons/year) and Aniline (1.696,84 tons/year). The number of workers in this plant is 158 people. The synthetis of Dimetilaniline is processed at 300°C and 1 atm in a fixed bed multitube reactor using  $\gamma$ -Alumina as the catalyst. Moreover, the separation process between Dimetilaniline and Methanol/water is done in a distillation column. Furthermore, this material is cooled using a cooler at 30°C and stored in storage tank. The purity of Dimetilaniline as the main product of this product is 99,9%.*

*To support the production process, the amount of water that is used in process and utilities is 568,05 tons/year which is fulfilled from river water. On the other hand, the electrical power to bolster this process is 22,97 kW which is supplied by PLN and factor power generation unit. Besides that, this plant uses a diesel generator as a electrical backup.*

*Lastly, the fixed capital of this plant is Rp 133.359.545.694 and working capital is Rp 23.596.143.788. In addition, the value of ROI and POT before tax for this high risk plant are 46,18% and 1,81 years. This plant also provides DCFR in 17,89% while BEP and SDP are 40,14% and 24,59%. The price of Dimetilaniline is the most sensitive parameter in economic. As the result, the economic and technical analysis show that this plant has a potential to be studied further.*

*Keyword : Aniline, Dimethylaniline, Fixed Bed Multitube Reactor, Fixed Capital, Isothermal, Methanol, Non Adiabatis, Working Capital,  $\gamma$ - Alumina.*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Di Indonesia, perkembangan industri semakin hari semakin mengalami peningkatan serta pertumbuhan yang semakin pesat dimana meliputi sub industri kimia seperti industri pupuk, polimer, tekstil, cat, dll. Peningkatan ini merupakan dampak dari bertambahnya jumlah penduduk di Indonesia dari tahun ke tahun. Sehingga, penggunaan produk yang berasal dari sub industri kimia tersebut juga ikut meningkat. Meningkatnya penggunaan produk menyebabkan kebutuhan akan bahan baku maupun tenaga kerja semakin meningkat. Kebutuhan bahan baku yang semakin meningkat apabila pabrik di Indonesia tidak dapat mengatasinya, maka Indonesia akan terus menerus cenderung melakukan impor bahan baku dari luar negeri. Salah satu bahan kimia yang masih didapatkan secara impor yaitu senyawa anilin dan turunannya yaitu Dimetilanilin.

Salah satu industri kimia yang memiliki potensi berkembang lebih pesat yaitu industri *polyester*. Produk yang dihasilkan dalam industri *polyester* misalnya tali, kain, *fiberglass Reinforced Plastic*, dll. Produk *Fiberglass Reinforced Plastic* (FRP) memiliki beberapa jenis material salah satunya yaitu jenis Vinil Ester Resin. Vinil Ester Resin merupakan jenis resin *polyester* khusus yang digunakan sebagai bahan penguat dalam aplikasi komersil. Dalam pembuatan vinil ester resin dibutuhkan senyawa Dimetilanilin sebagai pengeras katalis. Dimetilanilin juga dapat digunakan sebagai bahan penghasil pewarna (*dyes*), *intermediate* untuk pembuatan vanilin, keton Michler dan sebagai akseptor asam dalam pembuatan penisilin semi sintetik.

Banyaknya kebutuhan dari Dimetilanilin ini menyebabkan diperlukannya ketersediaan dalam jumlah besar untuk senyawa ini. Namun, sampai dengan saat ini, kebutuhan Dimetilanilin di Indonesia masih dipenuhi dari impor luar negeri. Oleh karena itu perlunya didirikan pabrik yang dapat memproduksi Dimetilanilin

di Indonesia. Dengan didirikannya pabrik Dimetilanilin ini, diharapkan dapat memberikan dampak positif antara lain:

1. Dapat mengurangi kegiatan impor bahan baku Dimetilanilin yang berdampak pada penghematan devisa negara.
2. Menambah pemasukan negara dengan mengekspor produk Dimetilanilin yang diproduksi apabila berlebih.
3. Menambah lapangan kerja baru sehingga dapat mengurangi angka pengangguran di Indonesia yang cenderung cukup tinggi.
4. Mendukung peningkatan industri kimia di Indonesia seperti industri cat, *polyester*, zat warna, dll.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik merupakan penentuan jumlah maksimum *output* yang dapat diproduksi dalam satuan waktu tertentu yang telah ditentukan. Penentuan kapasitas pabrik juga akan mempengaruhi terkait perhitungan ekonomis maupun teknis dalam proses perancangan pabrik.

Untuk menghitung kapasitas pabrik dapat dicari menggunakan langkah sebagai berikut :

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

Dimana :

$$\text{Demand} = \text{Ekspor} + \text{Konsumsi}$$

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi}$$

Beberapa data yang diperlukan sebagai pertimbangan dalam menentukan kapasitas pabrik antara lain yaitu:

### 1.2.1 Kapasitas Komersial

Belum adanya pabrik yang memproduksi Dimetilanilin di Indonesia menyebabkan kapasitas pabrik yang sudah diproduksi dilihat dari pabrik yang ada di dunia. Adapun untuk kapasitas pabrik di dunia yang memproduksi Dimetilanilin pada tahun 2021 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Data Kapasitas Produksi Dimetilanilin di Dunia

<b>Produsen</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas Ton/Tahun</b>
Shanghai Epoch Material Co., Ltd.	China	12.000
Sancai Industry Co., Ltd.	China	12.000
Habei Yanxi Chemical Co., Ltd.	China	3.650
Hebei Guanlang Biotechnology Co., Ltd.	China	2.400
Hafei TNJ Chemical Industry Co., Ltd.	China	5.000

Sumber : [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com), 2021

Berdasarkan data pada Tabel 1.1, maka dapat disimpulkan kapasitas pabrik Dimetilanilin yang sudah beroperasi di dunia pada tahun 2021 sebesar 5.000-12.000 ton/tahun.

### 1.2.2 Kebutuhan dalam Negeri

#### a. Supply

Kebutuhan dalam negeri (Supply) atau penawaran yaitu meliputi data produksi dalam negeri dan impor. Adapun data impor Dimetilanilin dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data Impor Dimetilanilin

<b>Tahun</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
2014	3.847
2015	2.717
2016	3.302
2017	3.828
2018	5.233
2019	4.684

Tabel 1.2 Data Impor Dimetilanilin

Lanjutan

2020	2.120
2021	2.529

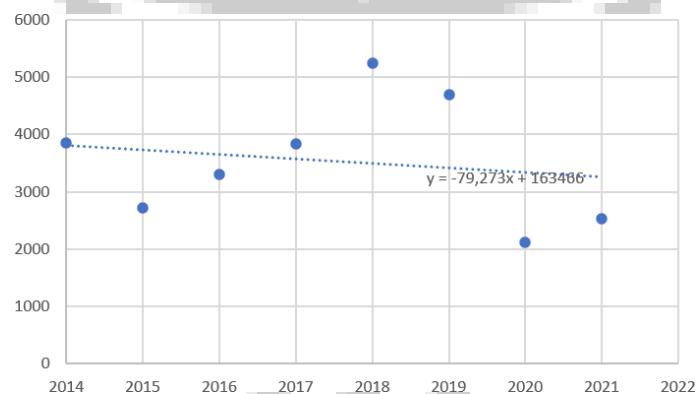
(Badan Pusat Statistik, 2022)

Prediksi jumlah impor Dimetilanilin (DMA) ke Indonesia pada tahun mendatang dapat dihitung menggunakan persamaan yang diperoleh dari grafik yang terdapat pada Gambar 1.1 menggunakan metode regresi linier yang menghasilkan persamaan yaitu  $y = -79,273x + 163466$ . Dimana  $x$  adalah tahun yang ingin dilihat dan  $y$  adalah jumlah Dimetilanilin yang akan diimpor. Dimana persamaan tersebut yaitu:

$$y = -79,273x + 163466$$

$$y = -79,273(2026) + 163466$$

$$y = 2858.902 \text{ ton}$$

Gambar 1. 1 Data Impor *Dimetilanilin*

Sedangkan, untuk data produksi dalam negeri tidak ditemukan dikarenakan belum adanya pabrik yang memproduksi dimetilanilin di Indonesia.

### b. Demand

Demand (permintaan) diperoleh dari data konsumsi dalam negeri dan ekspor. Data Konsumsi Dimetilanilin di Indonesia pada tahun 2021 didapatkan sebesar 5.800 ton/tahun. Sedangkan, dikarenakan belum adanya pabrik yang berdiri untuk memproduksi dimetilanilin di Indonesia, sehingga tidak adanya kegiatan ekspor.

Dari analisis *supply* dan *demand*, maka dapat ditentukan peluang dengan rumus :

Peluang = Demand – Supply

Peluang = (Konsumsi + Ekspor) – (Produksi + Impor)

Peluang = ( 5.800 + 0 ) – ( 0 + 2.858,902)

Peluang = 2.941,098 ton/tahun

Adapun penentuan kapasitas pabrik dimetilanilin yang akan dirancang dalam hasil peluang dan kapasitas pabrik yang telah ada di dunia, berdasarkan peluang yang didapatkan sebesar 2.941,098 ton/tahun dan melihat kapasitas minimum pabrik dimetilanilin di dunia yaitu sebesar 2.400 ton/tahun yang merupakan kapasitas produksi pada Hebei Guanlang Biotechnology, Co., Ltd., dari China, sedangkan kapasitas maksimum pabrik dimetilanilin di dunia yaitu sebesar 12.000 ton/tahun yang merupakan kapasitas produksi pada Shanghai Epoch Material Co., Ltd. Dan Sancai Industry Co., Ltd., dari China.

Berdasarkan beberapa faktor-faktor diatas, maka dipilih kapasitas 3.000 ton/tahun sebagai kapasitas optimum pabrik ini, dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan dimetilanilin dalam negeri.

### **1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku**

Dalam perancangan pabrik Dimetilanilin ini membutuhkan bahan baku yaitu Anilin dan Metanol. Bahan baku berupa Anilin diperoleh dengan cara impor dari First Chemical Corporation, Pascagoula, Mississippi, Amerika Serikat dengan kapasitas 136.000 ton/tahun. Sedangkan, untuk bahan baku Metanol diperoleh dari produksi pabrik dalam negeri yaitu PT. Kaltim Metanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur dengan kapasitas 660.000 ton/tahun.

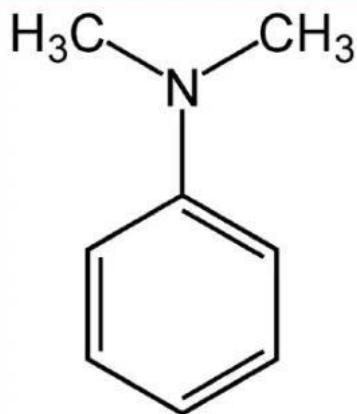
Berdasarkan pertimbangan ketersediaan bahan baku diatas, maka kami merencanakan akan mendirikan pabrik Dimetilanilin dengan kapasitas 3.000 ton/tahun dengan tujuan dan harapan agar dapat membantu memenuhi kebutuhan dari penggunaan Dimetilanilin di Indonesia sehingga dapat mengurangi angka impor yang biasa dilakukan untuk memenuhi kebutuhan Dimetilanilin dalam negeri.



### 1.3 Tinjauan Pustaka

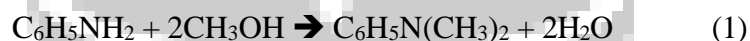
Anilin merupakan senyawa derivatif dari senyawa benzena dimana memiliki rumus kimia  $C_6H_7N$ . Anilin diproduksi dari nitrasi benzena yang dilanjutkan dengan hidrogenasi nitrobenzena menggunakan katalis logam. Anilin memiliki turunan senyawa salah satunya yaitu Dimetilanilin.

Dimetilanilin (DMA) merupakan derivatif dari anilin dimana tergolong senyawa kimia organik yang terdiri dari dua gugus metil yang terikat pada gugus amina. Senyawa ini memiliki rumus kimia  $C_8H_{11}N$ . Nama lain dari senyawa ini adalah *N-N Dimethylaniline*, *Dimethylbenzeamine*, *Dimethylphenylamine*, dan *N-N Dimethylphenylamine*. Senyawa ini berupa cairan berminyak tanpa warna ketika dalam kondisi murni, tetapi wujud sampel komersial sering berwarna kuning. Senyawa ini memiliki sifat iritan, karsinogenik pada hewan, *toxic* dan *combustible*. Adapun struktur kimia dari senyawa Dimetilanilin terdapat pada Gambar 1.2.

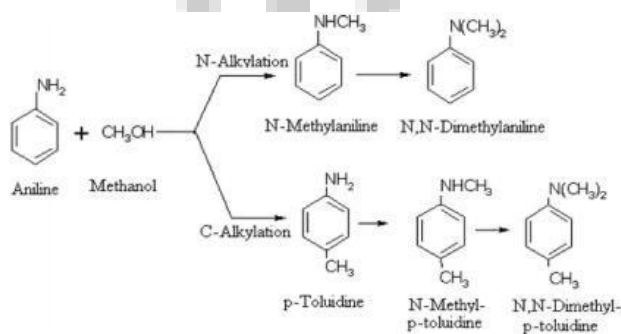


Gambar 1. 2 Struktur Kimia Dimetilamin

Dimetilamin dapat diproduksi secara komersial dengan memanaskan anilin dengan metanol serta menggunakan bantuan katalis seperti asam sulfat, asam fosfat atau Alumina (Northcott, 1978; Rosenwald, 1978; Budavari, 1989). Secara umum, reaksi pembuatan senyawa Dimetilamin dari anilin dan metanol seperti pada persamaan (1).



Pada proses pembuatan Dimetilamin dilakukan tahap sintesis dengan proses *N-alkylation* dari metanol dan anilin. Reaksi sintesis tersebut terdapat pada Gambar 1.3.



Gambar 1. 3 Reaksi sintesis dengan proses *N-alkylation* dari metanol dan anilin.

Dalam reaksi yang tertera pada Gambar 1.3, terdapat dua jenis alkilasi yaitu *N-alkylation* dan *C-alkylation*. Pada alkilasi jenis *N-alkylation* menghasilkan Dimetilamin, sedangkan pada alkilasi jenis *C-alkylation* menghasilkan senyawa toluidine.

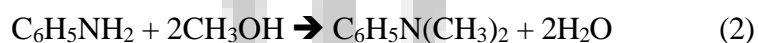
Dimetilanilin pertama kali diproduksi dalam skala industri menggunakan cara *metylasi* anilin oleh metanol dalam fase cair sejak tahun 1866. Kemudian, untuk *metylasi* anilin menjadi Dimetilanilin menggunakan fase gas mulai dikembangkan oleh peneliti dari National Chemical Laboratori, NCL di India.

Dimethyanilin dapat digunakan sebagai bahan intermediet dalam pembuatan keton, pewarna dan valinin. Selain itu, senyawa ini juga dapat digunakan sebagai pelarut dalam industri khusus, vulkanisasi karet dan stabilizer *polyester*. Senyawa ini juga dapat digunakan sebagai pembersih asam yang biasa digunakan dalam sintesisi penicilin dan sefalosporin (Sac & Lewis, 1987).

Pembuatan Dimetilanilin dapat dilakukan menggunakan dua proses, yaitu proses fase cair dan fase gas. Adapun untuk gambaran proses tersebut yaitu:

### 1.3.1 Proses Fase Cair

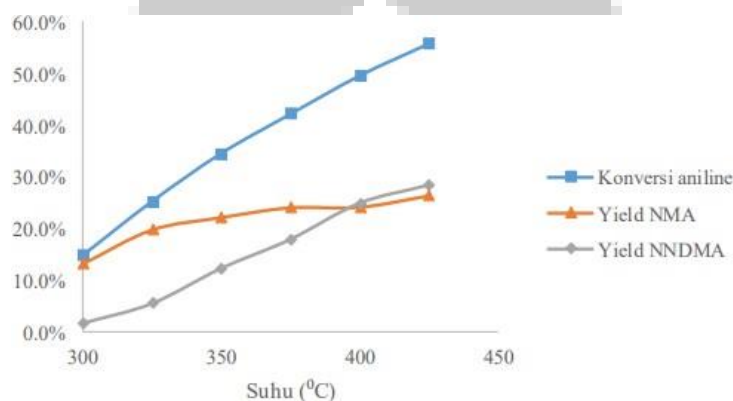
Pembuatan senyawa dimetilanilin dengan menggunakan proses fase cair dari anilin dan metanol merupakan proses metylisasi anilin menjadi Dimetilanilin dengan menggunakan bantuan katalisator asam kuat. Katalis terbaik yang biasa digunakan adalah asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dan asam klorida (HCl). Reaksi pembuatan berlangsung seperti pada persamaan (2).



Pada reaksi ini, reaksi berlangsung didalam Reaktor Tangki Berpengaduk secara non isothermal pada tekanan tinggi sekitar 10-40 atm dan suhu reaksi sekitar 200-300°C. Namun, pada reaksi yang menggunakan katalisator asam sulfat ini dapat menimbulkan kerugian pada alat proses yang digunakan seperti reaktor yang mudah mengalami korosi. Jika menggunakan katalis asam klorida (HCl) maka diperoleh konversi anilin sekitar 87% - 96% pada kondisi yang telah ditetapkan sebelumnya (Bhattacharyya and Nandi, 1976). Sedangkan, jika menggunakan katalisator asam sulfat (HCl), didapatkan konversi anilin sebesar 76% dan dihasilkan reaksi pembentukan lain disamping reaksi utama yaitu pembentukan monometil anilin, dimetil eter dan metil p-toluidine (Doraiswamy & Krishnan, 1981).

### 1.3.2 Proses Fase Gas

Pembuatan senyawa Dimetilanilin dengan menggunakan proses fase gas memiliki proses awal yang sama dengan fase cair yaitu mereaksikan anilin dengan metanol dalam bentuk gas. Reaksi ini dijalankan menggunakan reaktor jenis *Fix Bed Multitube Reactor* dengan menggunakan katalis  $\gamma$ -alumina pada suhu sekitar 300 – 425°C. Dengan perbandingan mol anilin dan metanol yang bersifat stoikiometris, maka diperoleh data konversi anilin, yield Dimetilanilin dan *N-methylaniline* pada beberapa varian suhu yaitu tertera pada Gambar 1.4 (Ko *et al.*, 1996).



Gambar 1. 4 Konversi anilin, *Yield N-Methylaniline* dan Dimetilanilin.

Dari data yang terdapat pada Gambar 1.4, konversi Aniline, *yield N-Methylaniline*, dan Dimetilanilin naik seiring dengan terjadinya peningkatan suhu. Selain itu, peningkatan kenaikan *yield* Dimetilanilin lebih tajam dan pesat dibanding dengan peningkatan *yield N-Methylaniline*.

### 1.3.3 Pemilihan Proses

Dari tinjauan pustaka diketahui bahwa proses pembuatan dimetilanilin bisa dilakukan melalui dua cara, yaitu proses fase gas dan proses fase cair.

Berdasarkan dua proses fase dalam pembuatan senyawa Dimetilanilin tersebut, maka terdapat beberapa perbandingan diantara kedua proses tersebut yang terdapat pada Tabel 1.3.

Tabel 1. 2 Perbandingan Mekanisme Proses Pembuatan Dimetilanilin

Pembanding	Proses Fase Cair	Proses Fase Gas
Kondisi Operasi	Reaksi berlangsung pada suhu antara 200-300°C pada tekanan sekitar 10-40 atm menggunakan Reaktor Tangki Berpengaduk.	Reaksi berlangsung pada suhu antara 300-425°C pada tekanan 1 atm menggunakan <i>Fixed Bed Reactor</i> .
Konversi	Konversi anilin yang diperoleh dapat mencapai sekitar 87-96%.	Konversi anilin yang diperoleh dapat mencapai sekitar 56% atau lebih.
Selektivitas	Selektivitas yang diperoleh Dimetilanilin terhadap metilAniline maksimal yang diperoleh sekitar 3,4 pada suhu 225°C.	Selektivitas yang diperoleh Dimetilanilin terhadap metilAniline maksimal yang diperoleh sekitar 1,084 pada suhu 425°C.

Tabel 1. 2 Perbandingan Mekanisme Proses Pembuatan Dimetilamin

Lanjutan		
Pembanding	Proses Fase Cair	Proses Fase Gas
Pemurnian Produk	<p>Dibutuhkannya pemurnian produk dengan tujuan sebagai berikut:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Memisahkan asam kuat dari produk Dimetilamin.</li> <li>2. Menetralkan asam pada produk.</li> <li>3. Pemisahan produk dari <i>impurities</i>, produk samping dan reaktan yang tidak bereaksi.</li> <li>4. Pemisahan produk dari larutan garam setelah dilakukannya netralisasi.</li> </ol>	<p>Dibutuhkannya pemurnian produk dengan tujuan sebagai berikut:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Pemisahan produk dari <i>impurities</i>, produk samping dan reaktan yang tidak bereaksi.</li> </ol>
Material Alat	Memerlukan material dengan sifat tahan asam dan tahan terhadap tekanan tinggi.	Tidak memerlukan material dengan sifat tahan asam dan tidak perlu tahan terhadap tekanan tinggi.
Keselamatan Proses	Memerlukan pengendalian proses yang sangat teliti dikarenakan terdapat	Memerlukan pengendalian proses yang sangat teliti dikarenakan suhu yang

bahan baku asam kuat digunakan sangat  
yang bersifat tinggi.  
*hazardous* dengan  
suhu dan tekanan yang  
sangat tinggi.

Perancangan pabrik dimetilanilin ini dipilih untuk proses fase gas dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Proses metylasi anilin dengan fase gas memberikan konversi anilin lebih besar sebesar 95,5% sedangkan fase cair konversinya hanya 76% saja.
2. Proses fase gas lebih mudah berlangsung pada tekanan 1 atmosfer sedangkan pada fase cair proses berlangsung pada tekanan tinggi (27 atm).
3. Proses fase gas lebih ekonomis dalam perancangan reaktornya karena tidak menggunakan asam sebagai katalis yang pada fase cair menyebabkan korosi.
4. Pembentukan hasil reaksi samping tidak ada pada fase gas, sehingga tidak berpengaruh pada reaksi bila dibandingkan pembentukannya pada fase cair, yaitu terbentuknya *monomethylaniline*.

#### 1.3.4 Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan Dimetilanilin berlangsung dengan keadaan fase gas dibantu dengan bantuan katalis  $\gamma - \text{Al}_2\text{O}_3$ . Reaksi terjadi dalam tiga tahapan yaitu tahap satu proses adsorpsi reaktan ke permukaan katalis. Kemudian, tahap dua yaitu reaksi permukaan dan tahap tiga yaitu proses desorpsi produk dari permukaan reaktan. Reaksi ini menggunakan persamaan orde satu terhadap konsentrasi anilin.

Persamaan kecepatan reaksi dituliskan pada persamaan (3) dan (4).

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B \quad (3)$$

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{R \cdot T}\right) \quad (4)$$

Dimana,

$-r_A$  = Kecepatan reaksi anilin, mol/(g katalis.jam)

K = Konstanta Kecepatan Reaksi (L/kg.jam)

$C_A$  = Konsentrasi Anilin, (Kmol/L)

$C_B$  = Konsentrasi Metanol, (Kmol/L)

$A$  = Faktor frekuensi reaksi, (mol.g.kpa.jam)

$E$  = Energi aktivasi reaksi, (kJ/mol)

$R$  = Konstanta gas = 8,314 J/(mol.K)

$T$  = Suhu reaksi, (K)

Persamaan yang digunakan untuk reaksi orde 1 adalah sebagai berikut :

$$\frac{-dC_A}{dt} = k \cdot C_A \quad (5)$$

Untuk  $C_A = C_{A0}$  pada kondisi  $t = 0$  , maka didapatkan :

$$\frac{\ln C_{A0}}{C_A} = k \cdot t \quad (6)$$

Untuk menghitung kinetika reaksi, digunakan data yang terdapat pada Tabel 1.6.

Tabel 1. 3 N-Methylation of Aniline over Various Catalysts at 623 K

Catalyst	Conversion	Selectivity/%	
	%	N-Methylaniline	N,N-Dimethylaniline
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -1	32.1	78.2	21.8
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -1 <sup>a)</sup>	66.1	60.4	39.6
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -1 <sup>a,b)</sup>	81.2	39.0	61.0
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -1 <sup>a,c)</sup>	90.1	17.2	82.8
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -2	30.5	70.1	29.9
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -3	21.7	69.6	30.4
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -4	17.5	83.3	13.7
ZrO <sub>2</sub>	Trace	Trace	
Li <sup>+</sup> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4.7	100	—
Na <sup>+</sup> /Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.8	100	—
MgO	Trace	Trace	

a) Reaction temperature: 673 K. b,c) Methanol/ Aniline (mole ratio): b) 10, c) 15.

(Hiromi & Kazushi, 1991)

Data yang digunakan untuk menghitung kinetika reaksi adalah sebagai berikut :

Laju Umpan = 4,09 cm<sup>3</sup>/jam

$P_{\text{metanol}}$  = 5,15 x 10<sup>4</sup> Pa

= 0,508 atm

$P_{\text{anilin}}$  = 1,03 x 10<sup>4</sup> Pa

= 0,101 atm

$T_{\text{reaksi}}$  = 673 K



Waktu = 90 menit = 1,5 jam

(Hiromi & Kazushi, 1991)

Sehingga diperoleh nilai K sebesar 6,67 L/g.jam.

### 1.3.5 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika yang ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis), mengetahui reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan dan mengetahui arah reaksi (*reversible/irreversible*). Reaksi pembuatan dimetilnilin dari anilin dan metanol pada suhu 25°C (298 K) dan tekanan 1 atm. Reaksi :



Penentuan sifat reaksi (*eksotermis/endotermis*) dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar ( $\Delta H^\circ_f$ ) dengan harga  $\Delta H^\circ_f$  masing masing komponen pada suhu 25°C (298 K) dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 1. 4 Harga  $\Delta^\circ_f$  Masing – masing Komponen

Komponen	$\Delta H^\circ_f$ (kJ/mol)
$C_6H_5NH_2$	86,86
$CH_3OH$	-201,17
$C_8H_{11}N$	100,50
$H_2O$	-240,56

(Sumber: Yaws. 1999)

$$\begin{aligned} \Delta^\circ H_R (298 K) &= \sum \Delta H^\circ_f (\text{produk}) - \sum \Delta H^\circ_f (\text{reaktan}) \\ &= \Delta H^\circ_f (\text{produk}) - \Delta H^\circ_f (\text{reaktan}) \\ &= [(\Delta H^\circ_f C_8H_{11}N + \Delta H^\circ_f H_2O) - (\Delta H^\circ_f C_6H_5NH_2 + \Delta H^\circ_f CH_3OH)] \\ &= [(100,50 + (-240,56)) - (86,86 + (-201,17))] \\ &= (-140,06) - (-114,31) \\ &= -25,75 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai negatif (-) dimana hasil tersebut menunjukkan bahwa reaksi tersebut adalah reaksi *eksotermis* (mengeluarkan panas) sehingga memerlukan pendingin *reactor*.

Untuk mengetahui reaksi tersebut berlangsung secara spontan atau tidak, dapat ditentukan dengan menghitung energi bebas gibbs  $\Delta G^\circ_f$  dengan nilai masing-masing

Tabel 1. 5 Harga  $\Delta G^\circ_f$  Masing-masing Komponen

Komponen	$\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
$C_6H_5NH_2$	166,69
$CH_3OH$	-162,51
$C_8H_{11}N$	247,73
$H_2O$	-228,60

(Sumber: Yaws. 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta^\circ G_{f(298\text{ K})} &= \sum \Delta G^\circ_f(\text{produk}) - \sum \Delta G^\circ_f(\text{reaktan}) \\
 &= \Delta G^\circ_f(\text{produk}) - \Delta G^\circ_f(\text{reaktan}) \\
 &= [(\Delta G^\circ_f C_8H_{11}N + \Delta G^\circ_f H_2O) - (\Delta G^\circ_f C_6H_5NH_2 + \Delta G^\circ_f CH_3OH)] \\
 &= [(247,73 + (-228,60)) - (166,69 + (-162,51))] \\
 &= (9,13) - (4,18) \\
 &= 4,95 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai positif (+) yang menunjukkan reaksi tersebut tidak spontan.

$$\Delta G^\circ_f = -R \cdot T \cdot \ln K$$

$$\ln K_{(298)} = \frac{\Delta G^\circ_f}{-R \cdot T}$$

$$\ln K_{(298)} = \frac{4,95 \text{ kJ/mol}}{-\left(\frac{8,314}{1000}\right) \text{ kJ/mol} \cdot K \times 298 \text{ K}}$$

$$K_{(298)} = \exp(-1,997)$$

$$K_{(298)} = 0,136$$

Untuk mengetahui arah reaksi (*reversible/irreversible*) dapat ditentukan dengan cara menghitung konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 300°C (573 K) menggunakan persamaan (15.17) dari *Van Ness* (1997) sebagai berikut :

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

$$\ln\left(\frac{K}{0,136}\right) = -\frac{-25,75 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol} \cdot K} \times \left(\frac{1}{573} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\frac{K}{0,136} = \exp(4,99)$$

$$\frac{K}{0,136} = 146,94$$

$$K = 19,98$$

Berdasarkan perhitungan diatas diperoleh konstanta kesetimbangan sebesar 19,98. Dimana dapat dikatakan bahwa reaksi dari pembuatan dimetilanilin berlangsung secara *irreversible* (searah) karena konstanta yang dihasilkan lebih besar dari satu ( $K > 1$ ).



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan dimetilanilin dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

#### 2.1 Spesifikasi Produk

Sifat fisika bahan dan produk yang terlibat dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2. 1 Sifat Fisika Bahan dan Produk yang Terlibat

Parameter	Anilin (Sciencelab, 2010)	Metanol (Kirk and Othmer, 1995)	Air (Perry, 1984)	Dimetilanilin ( <a href="http://www.chemeo.com">www.chemeo.com</a> )
Bentuk	Cair	Cair	Cair	Cair
Rumus Kimia	$C_6H_5NH_2$	$CH_3OH$	$H_2O$	$C_8H_{11}N$
Berat Molekul (g/mol)	93,13	32,04	18,016	121,18
Titik Didih (°C)	184,1	64,7	100	193
Titik Leleh (°C)	-6°C	-97,68	0	2,5
Kemurnian (%)	99,95	99,90	-	99,99
Berat Jenis (g/mL)	1,022	0,791	1	0,959
Temperatur Kritis (°C)	425,6	239,43	-	374,15 490,53
Tekanan Kritis (atm)	52,4	79,9	-	218,2 34,4

Tabel 2. 1 Sifat Fisika Bahan dan Produk yang Terlibat (Lanjutan)

Parameter	Anilin (Sciencelab, 2010)	Metanol (Kirk and Othmer, 1995)	Air (Perry, 1984)	Dimetilanilin ( <a href="http://www.chemeo.com">www.chemeo.com</a> )
Panas Penguapan (kal/gr)	103,68	269,66	-	-
Viskositas (cair) (cP)	4,423	0,54	-	3

Sifat kimia bahan dan produk yang terlibat dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Tabel 2. 2 Sifat Kimia Bahan dan Produk yang Terlibat

Nama Senyawa	Sifat Kimia
Aniline	<p>a. Halogenasi senyawa anilin dengan brom dalam larutan sangat encer menghasilkan endapan 2,4,5 Tribromo anilin. Pemanasan anilin hidroklorid dengan senyawa anilin sedikit berlebihan pada tekanan sampai dengan 6 atm menghasilkan senyawa dhipenilamine.</p> <p>b. Hidrogenasi katalitik pada fase cair dengan suhu 135-170°C dan tekanan 50-500 atm menghasilkan 80% cyclohexamine (C<sub>6</sub>H<sub>11</sub>NH<sub>2</sub>). Sedangkan, hidrogenasi anilin pada fase uap dengan menggunakan katalis nikel menghasilkan 95% cyclohexamine.</p>



c. Nitration anilin dengan asam nitrat pada suhu -2°C menghasilkan mononitroanilin dari nitration anilin dengan

Tabel 2. 2 Sifat Kimia Bahan dan Produk yang Terlibat Lanjutan

Nama Senyawa	Sifat Kimia
Metanol	<p>nitrogen oksida cair pada suhu 0°C menghasilkan 2,4 dinitrophen.</p> <p style="text-align: right;"><i>(Kirk &amp; Othmer, 1981)</i></p> <p>a. Dehidrogenasi dan dehidrogenasi oksidatif dengan <i>silver catalyst / molybdenum</i> oksida membentuk formalin.</p> $\text{CH}_3\text{OH} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{HCHO} + \text{H}_2\text{O} \quad (8)$ <p>b. Karbonilasi langsung metanol dengan katalis rhodium/kobalt homogen dapat membentuk asam asetat.</p> $\text{CH}_3\text{OH} + \text{CO} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} \quad (9)$ <p>c. Metanol dapat didehidrasi dengan katalis asam untuk membentuk dimetil eter dan air.</p> $2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O} \quad (10)$ <p style="text-align: right;"><i>(Kirk and Othmer, 1995)</i></p>
Asam Klorida	<p>a. Asam klorida adalah asam yang hanya dapat melepaskan satu ion H<sup>+</sup> sehingga tergolong dalam jenis asam monoprotik.</p> <p>b. Asam klorida merupakan asam kuat yang secara sempurna dapat terdisosiasi sempurna dalam air.</p>

Tabel 2. 2 Sifat Kimia Bahan dan Produk yang Terlibat (*Lanjutan*)

Nama Senyawa	Sifat Kimia
	<p>d. Asam klorida merupakan asam kuat yang secara sempurna dapat terdisosiasi sempurna dalam air.</p> <p>e. Asam klorida jika bereaksi dengan basa membentuk garam.</p> $\text{HCl} + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O} \quad (11)$ <p>f. Asam klorida dapat dibuat dengan cara mereaksikan asam sulfat dengan natrium klorida.</p> $\text{NaCl} + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{HCl} \quad (12)$ <p style="text-align: right;"><i>(Perry, 1991)</i></p>
Air	<p>a. Air mempunyai pH = 7 dan oksigen terlarut jenuh pada 9 mg/L.</p> <p>b. Satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen terikat secara kovalen pada satu atom oksigen.</p> <p style="text-align: right;"><i>(Perry, 1984)</i></p>
Dimetilanilin	<p>a. DMA diproduksi secara industri dengan alkilasi anilin dengan metanol dengan adanya katalis asam:</p> $\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2 + 2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{N}(\text{CH}_3)_2 + 2\text{H}_2\text{O} \quad (13)$ <p>b. Agen metilasi menyerang amina untuk menghasilkan garam amonium kuarterner:</p> $\text{C}_6\text{H}_5\text{N}(\text{CH}_3)_2 + (\text{CH}_3\text{O})_2\text{SO}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{CH}_3\text{OSO}_3 \quad (14)$ <p style="text-align: right;"><i>(<a href="http://www.chemicalbook.com">www.chemicalbook.com</a>)</i></p>

Tabel 2. 3 Identifikasi Hazard pada Bahan Baku dan Produk

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia pada Bahan Baku dan Produk									
Komponen	<i>Hazard</i>							Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
Aniline	-	-	✓	✓	✓	✓	-	<i>Flash Point:</i> 76°C. Suhu menyala 540°C	Fatal apabila terhirup, tertelan, atau diserap melalui kulit. Hindari semua kontak. Penggunaan harus dengan ventilasi yang memadai. Cuci hingga bersih setelah digunakan.
Metanol	✓	✓	✓	-	✓	-	-	<i>Flash Point:</i> 11°C. Suhu menyala 464°C	Jaga wadah tertutup kedap. Jauhkan dari panas, percikan, atau api terbuka.

Gunakan  
peralatan



Tabel 2. 3 Identifikasi *Hazard* pada Bahan Baku dan Produk Lanjutan

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia pada Bahan Baku dan Produk								
Komponen	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing		
Dimetilanilin	✓	✓	✓	-	✓	-	-	elektrik tahan ledakan/ventilasi/pencahayaannya. Harus menggunakan alat pelindung diri seperti sarung tangan, masker dll. Jangan dihirup dan cuci tangan setelah penggunaan.
								Fatal apabila terkena kulit

Tabel 2. 3 Identifikasi *Hazard* pada Bahan Baku dan Produk Lanjutan

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia pada Bahan Baku dan Produk									
Komponen	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan	
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing			Radioactive
Asam Klorida	✓	✓	✓	✓	✓	-	-	Flash	Atau jika terhirup dapat menyebabkan kanker. Gunakan alat pelindung diri seperti sarung tangan, masker, dll. Cuci tangan setelah menggunakan. Fatal jika tertelan. Hindari uap atau asapnya. Gunakan dalam

Point:-

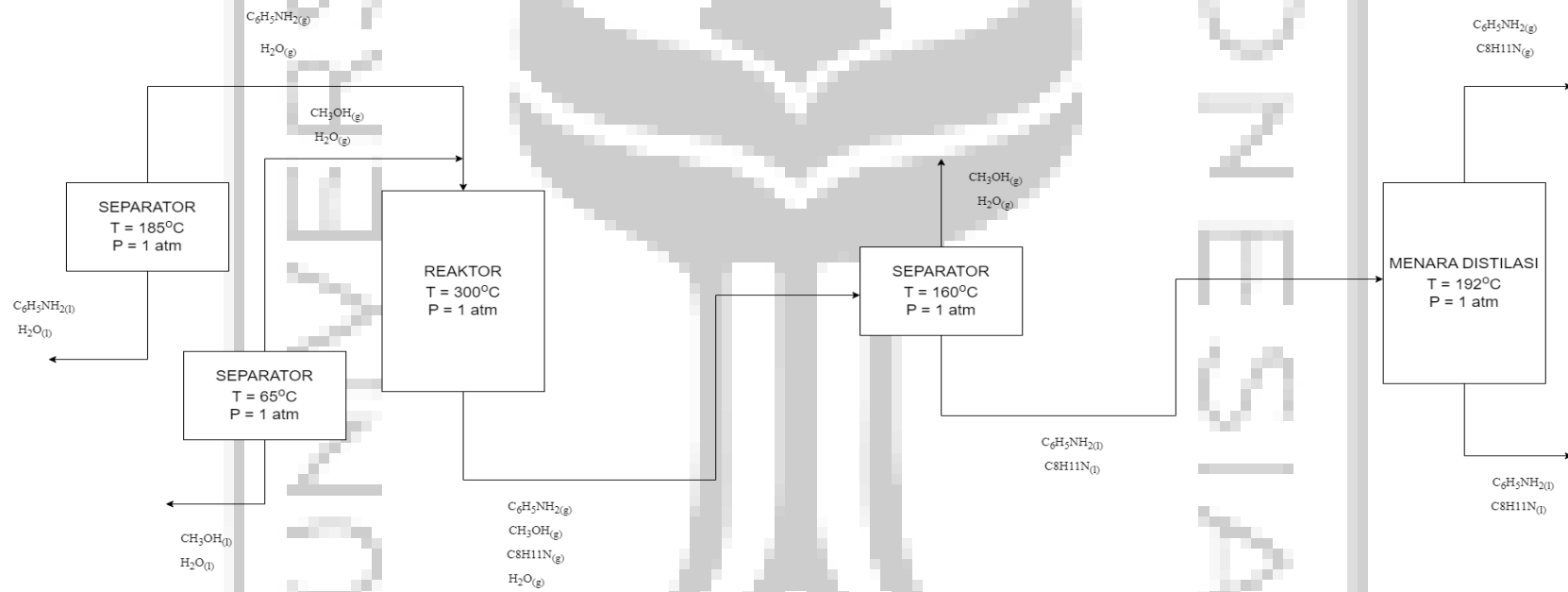
Tabel 2. 3 Identifikasi *Hazard* pada Bahan Baku dan Produk (Lanjutan)

Identifikasi <i>Hazard</i> Bahan Kimia pada Bahan Baku dan Produk								
Komponen	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing		
Air	-	-	-	-	-	-	-	Ventilasi yang cukup. Hindari kontak mata, kulit atau pakaian. Cuci tangan dengan bersih setelah memegang. Simpan ditempat yang tertutup apabila tidak digunakan.

ISLAM

**BAB III**  
**PERANCANGAN PROSES**

**3.1 Diagram Kualitatif**



Gambar 3. 1 Diagram Kualitatif

### 3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan dimetilanilin dari anilin dan metanol merupakan reaksi fase gas yang terjadi di dalam reaktor *Fixed Bed Multitube*. Proses berlangsung dengan cara memasukkan bahan baku anilin dan metanol berupa gas melalui bagian bawah reaktor secara bersamaan dengan bantuan katalis *γ-alumina* berupa padatan yang sudah berada dalam reaktor tersebut.

Reaksi pembentukan dimetilanilin dari anilin dan metanol secara umum terjadi sebagai berikut :



Proses pembuatan dimetilanilin dapat dilakukan dengan tiga tahap yaitu :

1. Persiapan bahan baku
2. Proses reaksi
3. Pemurnian

Pada proses yang berlangsung, jenis steam yang digunakan adalah *saturated steam* dimana merupakan jenis steam yang terbentuk ketika air mencapai titik didihnya pada suhu dan tekanan tertentu tanpa terjadi peningkatan suhu lebih lanjut.

#### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku anilin dengan komposisi 99,5% berat anilin, 0,5% berat air pada kondisi 30°C dengan tekanan 1 atm dipompakan dari tangki penyimpanan bahan baku (T-01) melalui (P-01) menuju vaporizer (V-01). Pada vaporizer, bahan baku diuapkan 80% dari massa total dengan tujuan untuk menjaga koefisien transfer panas pada fase cair sehingga luas permukaan transfer panas yang dibuat vaporizer menjadi lebih kecil dibandingkan dengan apabila keseluruhan bahan baku diuapkan. Kemudian, bahan baku yang sudah diuapkan tersebut dialirkan menuju separator (S-01) untuk dilakukan pemisahan antara fase cair dan fase gas. Fase cair hasil keluaran separator merupakan arus *recycle* yang kemudian dikembalikan ke vaporizer (V-01), sedangkan fase uap dialirkan melalui separator bagian atas menuju *heat exchanger* (HE-01) untuk meningkatkan suhu secara bertahap dari 185°C menjadi 212°C. Kemudian, setelah mencapai suhu yang diinginkan, bahan

baku dimasukkan kedalam reaktor *fixed bed multitube* yang beroperasi pada suhu 300°C dengan tekanan 1 atm.

Untuk bahan baku yang lainnya yaitu metanol dengan komposisi 99,9% berat metanol dan 0,1% berat air pada kondisi 30°C dengan tekanan 1 atm dipompakan dari tangki penyimpanan bahan baku (T-02) melalui (P-02) menuju vaporizer (V- 02). Pada vaporizer, bahan baku diuapkan 80% dari massa total dengan tujuan untuk menjaga koefisien transfer panas pada fase cair sehingga luas permukaan transfer panas yang dibuat vaporizer menjadi lebih kecil dibandingkan dengan apabila keseluruhan bahan baku diuapkan. Kemudian, bahan baku yang sudah diuapkan tersebut dialirkan menuju separator (S-02) untuk dilakukan pemisahan antara fase cair dan fase gas. Fase cair hasil keluaran separator merupakan arus *recycle* yang kemudian dikembalikan ke vaporizer (V-02), sedangkan fase uap dialirkan melalui separator bagian atas menuju *heat exchanger* (HE-02) untuk meningkatkan suhu secara bertahap dari 100°C menjadi 212°C. Kemudian, setelah mencapai suhu yang diinginkan, bahan baku dimasukkan kedalam reaktor *fixed bed multitube* yang beroperasi pada suhu 300°C dengan tekanan 1 atm bersama-sama dengan anilin melalui arus yang berbeda.

### 3.2.2 Tahap Proses Reaksi

Uap anilin dan metanol dimasukkan kedalam reaktor *fixed bed multitube* yang bekerja secara non-isothermal non-adiabatis pada suhu masuk 212°C dengan kondisi suhu operasi 300°C pada tekanan operasi 1 atm dengan bantuan katalis *γ-alumina*. Reaksi ini merupakan reaksi eksotermis.

Reaksi dalam reaktor adalah sebagai berikut :



Pada reaktor ini panas yang terbentuk akan dikondisikan dengan cairan *Dowtherm A* yang berfungsi sebagai pendingin dalam reaktor sekaligus sebagai penstabil kondisi dalam reaktor. Aliran *steam* yang terjadi pada reaktor merupakan aliran *counter-current* dimana fluida panas berupa *steam* yang digunakan untuk menaikkan suhu mengalir berlawanan dengan fluida dingin berupa umpan yang masuk kedalam reaktor. *Steam* dialirkan melalui bagian atas reaktor sementara umpan masuk reaktor dialirkan melalui bagian bawah reaktor. Bahan baku yang

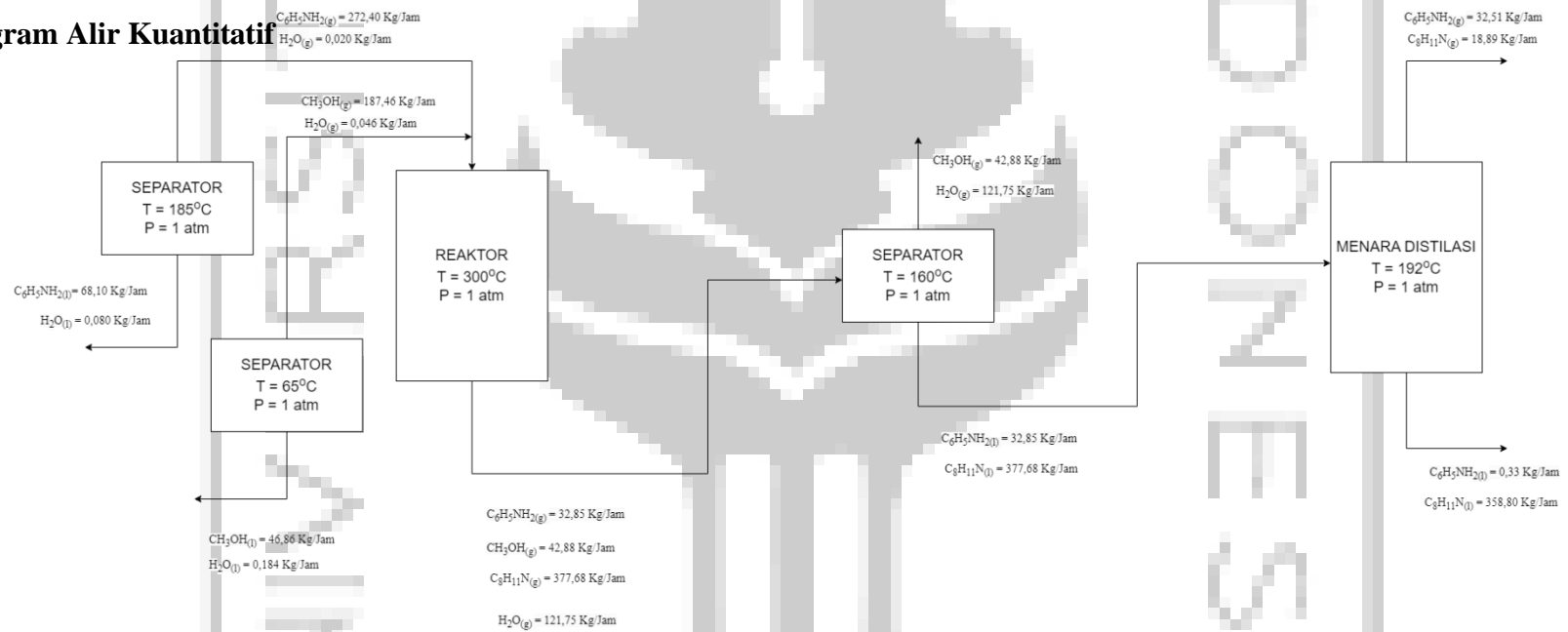
dimasukkan kedalam reaktor bereaksi dengan bantuan katalis *γ-alumina* padat hingga menghasilkan *output* yang terdiri dari beberapa komponen diantaranya yaitu anilin, metanol, dimetilanilin dan air pada kondisi 300°C dan tekanan 1 atm dengan fase uap. Kemudian, komponen keluaran reaktor diturunkan suhunya dengan bantuan *cooler* (C-01) dari suhu 300°C menjadi 220°C.

### 3.2.3 Tahap Pemurnian

Komponen hasil keluaran *cooler* (C-01) dialirkan kedalam *condensor* (CD-01) untuk mengubah fase komponen dari gas menjadi cair. CD-01 beroperasi pada suhu 160°C pada tekanan 1 atm sehingga komponen keluaran CD-01 berupa anilin dan dimetilanilin pada fase cair, sementara metanol dan air pada fase gas. Kemudian hasil keluaran CD-01 dialirkan menuju separator (S-03) untuk dilakukan pemisahan. Separator (S-03) beroperasi pada suhu 160°C pada tekanan 1 atm dimana menghasilkan keluaran hasil atas berupa fase gas yaitu metanol dan air yang kemudian dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Sedangkan hasil bawah S-03 berupa fase cair yaitu anilin dan dimetilanilin dialirkan menuju menara distilasi (MD-01) untuk dilakukan pemurnian.

MD-01 beroperasi pada yang berbeda antara *bottom* dan distilat yang berfungsi untuk memisahkan komponen dimetilanilin dengan anilin. Komponen yang titik didihnya lebih rendah akan menguap ke atas dan komponen yang titik didihnya lebih tinggi akan mengalir kebawah. Komponen yang menjadi hasil distilat yaitu anilin dengan campuran sedikit dimetilanilin berupa gas yang kemudian dialirkan menuju *condensor* (CD-02) untuk merubah fase dimana fase cair hasil keluaran CD-02 dialirkan menuju UPL, sementara fase gas akan dialirkan menjadi reflux kembali menuju MD-01. Hasil *bottom* dari MD-01 yaitu dimetilanilin dengan sedikit campuran Aniline dengan fase cair yang kemudian dialirkan menuju *reboiler* (RB-01) dimana hasil dari reboiler berfase gas dialirkan kembali menuju MD-01 sebagai arus *recycle*, sedangkan untuk hasil fase cair dialirkan menuju *cooler* (CL-02) untuk diturunkan suhunya hingga 30°C dan kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan produk dimetilanilin (T-03).

### 3.3 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Kuantitatif



### 3.4 Spesifikasi Alat

#### 3.4.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor

<b>Spesifikasi Umum Reaktor</b>	
Kode	R-01
Fungsi	Tempat mereaksikan Anilin dan Metanol Menjadi Dimetilanilin dengan bantuan katalis <i>y-alumina</i> ( $Al_2O_3$ )
Jenis/Tipe	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Katalis	<i>y-alumina</i> ( $Al_2O_3$ )
Harga	Rp 193.580.398
Suhu, °C	300°C
Tekanan, atm	1 atm
Kondisi Proses	<i>Non-Isothermal, Non-Adiabatis</i>
<b>Konstruksi dan Material</b>	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	2,873 m
Tebal <i>shell</i> , in	0,954 m
Tinggi Total, m	6,766 m
Jenis <i>Head</i>	<i>Ellipstical Dished Head</i>

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor Lanjutan

<b>Spesifikasi Umum Reaktor</b>	
<b>Insulasi</b>	
Bahan	Asbestos felt, 20 lamination
Konduktivitas panas, W/m.C	0,0272 W/m.C
Tebal Isolasi, m	0,0501 m

### 3.4.2 Spesifikasi Alat Pemisah

#### 1. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Menara Distilasi

<b>Spesifikasi Menara Distilasi-01</b>	
Nama Alat	Menara Distilasi
Kode Alat	MD-01
Jumlah	1
Fungsi	Memisahkan Aniline sebagai keluaran atas (distilat) dan dimetilanilin sebagai produk <i>bottom</i>
Tipe	<i>Plate Tower (sieve tray)</i> berbentuk torispherical dished head
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga	Rp 579.705.857
<b>Kondisi Operasi</b>	
Tekanan Operasi	1 atm 14,696 psi

Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi Lanjutan

<b>Spesifikasi Menara Distilasi</b>			
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu	<i>Feed</i>	222 °C	495 K
	<i>Top</i>	188 °C	461 K
	<i>Bottom</i>	194 °C	467 K
<b>Data Design</b>			
Dimensi	D kolom	54 in	1,4 m
	Tinggi	456 in	12 m
	Tebal <i>shell</i>	0,1875 in	0,0048 m
	Tebal <i>head</i>	0,1875 in	0,0048 m
	Jumlah <i>plate</i>	23 buah	
	Tebal <i>tray</i>	0,118 in	0,003 m
	Diameter <i>hole</i>	0,197 in	0,005 m
	Jumlah <i>hole</i>	13 buah	

## 2. Separator (S-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi Separator-01

<b>Spesifikasi Separator (S-01)</b>	
Nama Alat	Separator
Kode Alat	S-01
Jumlah	1

Tabel 3.3 Spesifikasi Separator-01 Lanjutan

<b>Spesifikasi Separator (S-01)</b>			
Fungsi	Memisahkan bahan baku anilin dan air yang memiliki fase cair dan gas keluaran V-01 menuju HE-01		
Tipe	Silinder Vertikal dengan Alas dan Tutup <i>Elipstical Dished Head Screw Classifier</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade B</i>		
Harga	Rp 109.881.966		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tekanan Operasi	1	atm	14,696 psi
Suhu	185	°C	
<b>Data Design</b>			
<i>Shell</i>	a. Panjang	29,73 in	0,755 m
	b. Tebal	0,1875 in	0,0047 m
<i>Head</i>	a. Panjang	6,020 in	0,1528 m
	b. Tebal	0,1875 in	0,0047 m

### 3. Separator (S-02)

Tabel 3. 4 Spesifikasi Separator-02

Spesifikasi Separator (S-02)			
Nama Alat	Separator		
Kode Alat	S-02		
Jumlah	1		
Fungsi	Memisahkan bahan baku metanol dan air yang memiliki fase cair dan gas keluaran V-02 menuju HE-02		
Tipe	Silinder Vertikal dengan Alas dan Tutup <i>Elipstical Dished Head Screw Classifier</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade B</i>		
Harga	Rp 109.881.966		
Kondisi Operasi			
Tekanan Operasi	1	atm	14,696 psi
Suhu	100	°C	
Data Design			
<i>Shell</i>	a. Panjang	30,75 in	0,781 m
	b. Tebal	0,1875 in	0,0047 m
<i>Head</i>	a. Panjang	6,1369 in	0,1558 m
	b. Tebal	0,1875 in	0,0047 m

#### 4. Separator (S-03)

Tabel 3. 5 Spesifikasi Separator-03

Spesifikasi Separator (S-03)			
Nama Alat	Separator		
Kode Alat	S-03		
Jumlah	1		
Fungsi	Memisahkan hasil keluaran <i>Condensor</i> (CD-01) yaitu komponen metanol dan air berfase gas dan komponen dimetilaniin dan anilin berfase cair		
Tipe	Silinder Vertikal dengan Alas dan Tutup <i>Elipstical Dished Head Screw Classifier</i>		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-212 Grade B</i>		
Harga	Rp 134.997.844		
Kondisi Operasi			
Tekanan Operasi	1	atm	14,696 psi
Suhu	160	°C	
Data Design			
<i>Shell</i>	a. Panjang	41,17 in	1,0457 m
	b. Tebal	0,1875 in	0,0047 m
<i>Head</i>	a. Panjang	5,766 in	0,1464 m
	b. Tebal	0,1875 in	0,0047 m

### 3.4.3 Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### 1. Vaporizer (V-01)

Tabel 3. 6 Spesifikasi Vaporizer-01

<b>Spesifikasi Vaporizer (V-01)</b>		
Fungsi	Menguapkan bahan baku Aniline keluaran dari tangki (T-01) menjadi uap Aniline menuju separator (S-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Dowtherm A</i>	
Harga	Rp 398.714.562	
<b>Kondisi Operasi</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	30 °C	200 °C
Suhu Keluar	185 °C	270 °C
Tekanan Operasi	1 atm	
Beban Panas	73.082 Btu/Jam	
<b>Mechanical Design</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	192 buah	
IPS	2 in	1,25 in
Flow Area	1,19 in <sup>2</sup>	1,50 in <sup>2</sup>
ID	1,939 in	1,2780 in

Tabel 3.6 Spesifikasi Vaporizer-01 Lanjutan

<b>Spesifikasi Vaporizer (V-01)</b>		
<i>Mechanical Design</i>		
OD	2,38 in	1,660 in
Surface Area	0,6220 ft <sup>2</sup> /ft	0,4350 ft <sup>2</sup> /ft
A	167,64 ft <sup>2</sup>	
Ud	1,7678 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Uc	1,7757 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	0,0025	
Rd min	0,001 – 0,002	

## 2. Vaporizer (V-02)

Tabel 3. 7 Spesifikasi Vaporizer-02

<b>Spesifikasi Vaporizer (V-02)</b>	
Fungsi	Menguapkan bahan baku Metanol keluaran dari tangki (T-02) menjadi uap Metanol menuju separator (S-02)
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Tipe	<i>Dowtherm A</i>
Harga	Rp 236.010.275

### **Kondisi Operasi**

	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	30 °C	150 °C
Suhu Keluar	65 °C	220 °C



Tabel 3.7 Spesifikasi Vaporizer-02 Lanjutan

<b>Spesifikasi Vaporizer (V-02)</b>		
Tekanan Operasi	1 atm	
Beban Panas	10.048 Btu/Jam	
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	26 buah	
IPS	2 in	1,25 in
Flow Area	1,19 in <sup>2</sup>	1,50 in <sup>2</sup>
ID	1,939 in	1,2780 in
OD	2,38 in	1,660 in
Surface Area	0,6220 ft <sup>2</sup> /ft	0,4350 ft <sup>2</sup> /ft
A	22,590 ft <sup>2</sup>	
Ud	1,9403 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Uc	1,9497 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	0,0025	
Rd min	0,001 – 0,002	

### 3. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Heat Exchanger*-01

<b>Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)</b>		
Fungsi	Memanaskan bahan baku Aniline dari <i>separator</i> (S-01) menuju reaktor (R-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Dowtherm A</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>	
Harga	Rp 778.592.215	
<b>Kondisi Operasi</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	185 °C	300 °C
Suhu Keluar	212 °C	250 °C
Tekanan Operasi	1 atm	
Beban Panas	5.629 Btu/Jam	
<b>Mechanical Design</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	16 buah	
IPS	2 in	1,25 in
<i>Flow Area</i>	1,19 in <sup>2</sup>	1,50 in <sup>2</sup>
ID	1,939 in	1,2780 in
OD	2,38 in	1,660 in

Tabel 3.8 Spesifikasi *Heat Exchanger*-01 Lanjutan

<b>Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)</b>		
<b><i>Mechanical Design</i></b>		
<i>Surface Area</i>	0,6220 ft <sup>2</sup> /ft	0,4350 ft <sup>2</sup> /ft
A	167,571 ft <sup>2</sup>	
Ud	0,0166 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Uc	0,0166 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	0,001	
Rd min	0,001 – 0,002	

#### 4. *Heat Exchanger* (HE-02)

Tabel 3. 9 Spesifikasi *Heat Exchanger*-02

<b>Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)</b>	
Fungsi	Memanaskan bahan baku Metanol dari <i>Vaporizer</i> (V-02) menuju Reaktor (R-01)
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Tipe	<i>Dowtherm A</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Harga	Rp 518.014.982

#### **Kondisi Operasi**

	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	65 °C	275 °C
Suhu Keluar	212 °C	230 °C

Tabel 3.9 Spesifikasi *Heat Exchanger*-02 Lanjutan

<b>Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> ( HE-02)</b>		
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan Operasi	1 atm	
Beban Panas	31.992 Btu/Jam	
<b><i>Mechanical Design</i></b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	27 buah	
IPS	2 in	1,25 in
<i>Flow Area</i>	1,19 in <sup>2</sup>	1,50 in <sup>2</sup>
ID	1,939 in	1,2780 in
OD	2,380 in	1,660 in
<i>Surface Area</i>	0,6220 ft <sup>2</sup> /ft	0,4350 ft <sup>2</sup> /ft
A	181,436 ft <sup>2</sup>	
Ud	0,0554 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Uc	0,0554 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	0,0017	
Rd min	0,001 – 0,002	



Tabel 3.10 Spesifikasi Cooler-01 Lanjutan

<b>Speisifikasi Cooler (C-01)</b>	
<i>Mechanical Design</i>	
Rd	0,0282
Harga	Rp. 175.396.011

**6. Cooler (C-02)**

Tabel 3. 11 Spesifikasi Cooler-02

<b>Speisifikasi Cooler (C-02)</b>		
Kode	C-02	
Fungsi	Menurunkan temperatur produk keluaran bawah MD-01 menuju T-03 dari suhu 193 °C menjadi 30 °C	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	<i>Dowtherm A</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	193 °C	25 °C
Suhu Keluar	30 °C	105 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	22690,5813 Btu/jam	
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Panjang	3,6576 m	

Tabel 3.11 Spesifikasi Cooler-02 Lanjutan

<b>Spesifikasi Cooler (C-02)</b>		
<i>Mechanical Design</i>		
ID	0,049 m	0,0325 m
OD	0,060 m	0,0422 m
A	0,001 m <sup>2</sup>	0,001 m <sup>2</sup>
Pressure Drop	0,2383 psi	0,0010 psi
Jumlah Hairpin	2 buah	
Rd	0,0033	
Harga	Rp. 75.394.726	

**7. Condensor (CD-01)**

Tabel 3. 12 Spesifikasi Condensor-01

<b>Spesifikasi Condensor (CD-01)</b>	
Fungsi	Mengubah fase gas Dimetilanilin dan Anilin hasil keluaran dari Reaktor (R-01) menjadi fase cair menuju Separator (S-03)
Jenis	<i>Double Pipe</i>
Tipe	<i>Dowtherm A</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Harga	Rp 298.251.050

Tabel 3.12 Spesifikasi Condensor-01 Lanjutan

<b>Spesifikasi Condensor (CD-01)</b>		
<b>Kondisi Operasi</b>		
	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>
Suhu Masuk	145 °C	220 °C
Suhu Keluar	50 °C	160 °C
Tekanan Operasi	1 atm	
Beban Pendingin	20.068,997 Btu/Jam	
<b>Mechanical Design</b>		
	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>
Panjang	20 ft	
Hairpin	13 buah	
IPS	4 in	3 in
<i>Flow Area</i>	7,38 in <sup>2</sup>	3,140 in <sup>2</sup>
ID	4 in	3 in
OD	5 in	4 in
<i>Surface Area</i>	1,2 ft <sup>2</sup> /ft	0,9170 ft <sup>2</sup> /ft
A	24 ft <sup>2</sup>	
Ud	3,216 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Uc	7,494 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	0,0175	
Rd min	0,001 – 0,002	



## 8. Condensor (CD-02)

Tabel 3. 13 Spesifikasi Condensor-02

<b>Spesifikasi Condensor (CD-02)</b>		
Fungsi	Mengembunkan uap hasil keluaran distilat Menara Distilasi (MD-01) menuju UPL	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Dowtherm A</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>	
Harga	Rp 211.915.220	
<b>Kondisi Operasi</b>		
	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>
Suhu Masuk	145 °C	200 °C
Suhu Keluar	50 °C	184,53 °C
Tekanan Operasi	1 atm	
Beban Pendingin	5.132,470 Btu/Jam	
<b>Mechanical Design</b>		
	<i>Cold Fluid</i>	<i>Hot Fluid</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	4 buah	
IPS	4 in	3 in
Flow Area	7,38 in <sup>2</sup>	3,140 in <sup>2</sup>
ID	4 in	3 in

Tabel 3.13 Spesifikasi Condensor-02 Lanjutan

Spesifikasi Condensor (CD-02)		
<i>Mechanical Design</i>		
OD	5 in	4 in
Surface Area	1,2 ft <sup>2</sup> /ft	0,9170 ft <sup>2</sup> /ft
A	14 ft <sup>2</sup>	
Ud	1,349 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Uc	5,575 Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .°F	
Rd	0,00156	
Rd min	0,001 – 0,002	

### 3.4.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

#### a. Tangki

Tabel 3. 14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi Alat	Menyimpan bahan baku Anilin	Menyimpan bahan baku Metanol	Menyimpan produk Dimetilanilin
Lama Penyimpanan	30 hari	30 hari	30 hari
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1 buah	1 buah	1 buah

Tabel 3. 14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Lanjutan

<b>Tangki</b>	<b>T-01</b>	<b>T-02</b>	<b>T-03</b>
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan <i>Flat Bottom</i> beratap <i>torispherical</i> <i>head</i>	Silinder tegak dengan <i>Flat Bottom</i> beratap <i>torispherical</i> <i>head</i>	Silinder tegak dengan <i>Flat Bottom</i> beratap <i>torispherical head</i>
Harga	Rp 2.083.048.123	Rp 2.458.216.549	Rp 2.801.990.128
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu	30°C	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
<b>Mechanical Design</b>			
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
	ASME SA2490	ASME SA2490	ASME SA2490
	<i>Grade S Type 304</i>	<i>Grade S Type 304</i>	<i>Grade S Type 304</i>
Volume	241,956 m <sup>3</sup>	215,675 m <sup>3</sup>	400,344 m <sup>3</sup>
Bottom			
Diameter	10,668 m	10,668 m	10,668 m
Tinggi Bottom	3,6576 m	3,6576 m	5,4864 m
Jumlah Course	3	3	3

Tabel 3.14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Lanjutan

<i>Mechanical Design</i>			
Tebal Shell, in	<i>Course 1 = 0,1335 in</i>	<i>Course 1 = 0,1316 in</i>	<i>Course 1 = 0,1370 in</i>
	<i>Course 2 = 0,1292 in</i>	<i>Course 2 = 0,1283 in</i>	<i>Course 2 = 0,1330 in</i>
	<i>Course 3 = 0,1249 in</i>	<i>Course 3 = 0,1250 in</i>	<i>Course 3 = 0,1289 in</i>
Jenis Head	<i>Conical Head</i>	<i>Conical Head</i>	<i>Conical Head</i>
Tebal Head	0,1875 m	0,1875 m	0,1875 m
Tinggi Head	1,7062 m	1,7062 m	2,854 m
Volume Head	5,1528 m <sup>3</sup>	5,1528 m <sup>3</sup>	6,786 m <sup>3</sup>
Volume Total	355,092 m <sup>3</sup>	317,196 m <sup>3</sup>	400,344 m <sup>3</sup>
Tinggi Total	3,467 m	2,821 m	3,978 m

#### 4. Accumulator

Tabel 3.15 Spesifikasi Accumulator

<i>Spesifikasi Accumulator</i>	
Kode	ACC-01
Fungsi	Menampung keluaran dari kondensor pada Menara Distilasi
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga	Rp. 38.552.873

Tabel 3.15 Spesifikasi *Accumulator* Lanjutan

<b>Spesifikasi <i>Accumulator</i></b>				
<b>Kondisi Operasi</b>				
Suhu	30	C	303	K
Tekanan	1	atm	760	mmHg
<b>Data Design</b>				
Kapasitas tangki	947,2498	ft <sup>3</sup>	0,0155	m <sup>3</sup>
Diameter tangki	0,1462	ft	0,0445	m
Panjang tangki	10,7263	in	0,2628	m

### 3.4.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Tabel 3. 16 Spesifikasi Pompa

Parameter	Pompa			
	Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan fluida dari Tangki (T-01) menuju Vaporizer (V-01)	Mengalirkan fluida dari cairan dari Separator (S-01) menuju Separator kembali menuju Vaporizer (V-01)	Mengalirkan fluida dari cairan dari Separator (S-01) menuju Separator kembali menuju Vaporizer (V-01)	Mengalirkan fluida dari cairan dari Separator (S-01) menuju Separator kembali menuju Vaporizer (V-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>

Tabel 3.16 Spesifikasi Pompa Lanjutan

Parameter	Pompa					
	Kode	P-01		P-02		P-03
Bahan Konstruksi	<i>Commercial</i>	<i>Steel</i>	<i>Commercial</i>	<i>Steel</i>	<i>Commercial</i>	<i>Steel</i>
	<i>Radial</i>	<i>Flow</i>	<i>Radial</i>	<i>Flow</i>	<i>Steel</i>	<i>Radial</i>
	<i>Impellers</i>		<i>Impellers</i>		<i>Flow Impellers</i>	
<b>Spesifikasi</b>						
Kapasitas	1,7755 gal/min		2,0750 gal/min		0,1043 gal/min	
Rate Volumetrik	0,0040 ft <sup>3</sup> /s		0,0046 ft <sup>3</sup> /s		0,0002 ft <sup>3</sup> /s	
Kecepatan Aliran	1,8739 ft/s		2,1901 ft/s		0,4648 ft/s	
IPS	0,50 in		0,50 in		0,250 in	
Flow Area	0,30 in <sup>2</sup>		0,30 In <sup>2</sup>		0,07 in <sup>2</sup>	
OD	0,622 in		0,622 in		0,540 in	
ID	0,840 in		0,840 in		0,3020 in	
Efisiensi Pompa	38%		24%		19%	
Sch.No	40		40		40	
Power Motor	0,05 Hp		0,05 Hp		0,05 Hp	
Harga	Rp 81.626.603		Rp 81.626.603		Rp 59.650.210	

Tabel 3. 17 Spesifikasi Pompa Lanjutan (1)

Parameter	Pompa		
	Kode	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan fluida dari Tangki (T-02) menuju Vaporizer (V-02)	Mengalirkan fluida dari Vaporizer (V-02) menuju Separator (S-02)	Mengalirkan cairan dari Separator (S-02) kembali menuju Vaporizer (V-02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel Radial Flow Impellers</i>	<i>Commercial Steel Radial Flow Impellers</i>	<i>Commercial Steel Radial Flow Impellers</i>
<b>Spesifikasi</b>			
Kapasitas	1,5222 gal/min	1,6358 gal/min	0,0829 gal/min
Rate Volumetrik	0,0034 ft <sup>3</sup> /s	0,0036 ft <sup>3</sup> /s	0,0002 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1,6066 ft/s	0,9829 ft/s	0,2556 ft/s
IPS	0,50 in	0,75 in	0,25 in
Flow Area	0,30 in <sup>2</sup>	0,53 In <sup>2</sup>	0,10 In <sup>2</sup>
OD	0,840 in	1,050 in	0,54 in
ID	0,622 in	0,824 in	0,364 in

Tabel 3.17 Spesifikasi Pompa Lanjutan (1)

Parameter	Pompa		
	Kode	P-04	P-05
<b>Spesifikasi</b>			
Efisiensi Pompa	35%	38%	35%
Sch.No	40	40	40
Power Motor	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp
Harga	Rp 81.626.603	Rp 95.754.284	Rp 59.650.210

Tabel 3. 18 Spesifikasi Pompa Lanjutan (2)

Parameter	Pompa			
	Kode	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan campuran hasil <i>Condensor</i> (CD-01) menuju Separator (S-03)	Mengalirkan fluida hasil keluaran Separator (S-03) menuju Separator (S-03)	Mengalirkan fluida bawah Menara Distilasi (MD-01)	Mengalirkan fluida hasil keluaran <i>Condensor</i> (CD-02) menuju UPL
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel Radial Impellers</i>	<i>Commercial Steel Radial Impellers</i>	<i>Commercial Steel Radial Flow Impellers</i>	



Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa Lanjutan (2)

Parameter	Pompa		
	Kode	P-07	P-08
<b>Spesifikasi</b>			
Kapasitas	3,4128 gal/min	2,5685 gal/min	0,3198 gal/min
<i>Rate Volumetrik</i>	0,0076 ft <sup>3</sup> /s	0,0057 ft <sup>3</sup> /s	0,0007 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	2,0506 ft/s	2,7109 ft/s	0,9865 ft/s
IPS	0,75 in	0,50 in	0,25 in
<i>Flow Area</i>	0,53 In <sup>2</sup>	0,30 In <sup>2</sup>	0,10 In <sup>2</sup>
OD	1,050 in	0,840 in	0,540 in
ID	0,824 in	0,622 in	0,364 in
Efisiensi Pompa	40%	35%	42%
Sch.No	40	40	40
<i>Power Motor</i>	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp
Harga	Rp 95.754.284	Rp 81.626.603	Rp 59.650.210

Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa Lanjutan (3)

Parameter	Pompa	
	Kode	P-10
Fungsi	Mengalirkan fluida hasil bawah Reboiler (RB-01) menuju Cooler (CL-02)	Mengalirkan fluida hasil keluaran Cooler (CL-02) menuju Tangki Penyimpanan Produk (T-03)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel Radial Flow Impellers</i>	<i>Commercial Steel Radial Flow Impellers</i>
<b>Spesifikasi</b>		
Kapasitas	2,3455 gal/min	2,0058 gal/min
Rate Volumetrik	0,0052 ft <sup>3</sup> /s	0,0045 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1,4093 ft/s	1,2052 ft/s
IPS	0,75 in	0,75 in
Flow Area	0,53 In <sup>2</sup>	0,53 In <sup>2</sup>
OD	1,050 in	1,050 In
ID	0,824 in	0,824 in
Efisiensi Pompa	32%	42%
Sch.No	40	40
Power Motor	0,05 Hp	0,05 Hp
Harga	Rp 95.754.284	Rp 95.754.284

### 3.4.6 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Tabel 3. 20 Spesifikasi *Blower*

Parameter		<i>Blower</i>					
Kode		BL-01		BL-02		BL-03	
Fungsi		Mengalirkan hasil keluaran Separator (S-01) menuju <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	gas	Mengalirkan hasil keluaran <i>Heat Echanger</i> (HE-01) menuju Reaktor (R-01)	gas	Mengalirkan gas hasil keluaran Separator (S-02) menuju <i>Heat exchanger</i> (HE-02)	hasil
Jenis		<i>Blower Centrifugal</i>		<i>Blower Centrifugal</i>		<i>Blower Centrifugal</i>	
Jumlah Alat		1		1		1	
Laju Udara	Volumetri	0,0001 cuft/menit		0,0003 cuft/menit		0,0001 cuft/menit	
Tekanan		1 atm		1 atm		1 atm	
Power		0,0370 HP		0,0370 HP		0,0370 HP	
Harga		Rp 10.988.197		Rp 12.557.939		Rp 15.697.424	

Tabel 3. 21 Spesifikasi *Blower* Lanjutan (1)

Parameter		<i>Blower</i>		
		BL-04	BL-05	BL-06
Kode				
Fungsi		Mengalirkan gas hasil keluaran <i>Heat Exchanger</i> (HE-02) menuju Reaktor (R-01)	Mengalirkan gas hasil keluaran Reaktor (R-01) menuju <i>Cooler</i> (C-01)	Mengalirkan gas hasil keluaran <i>Cooler</i> (C-01) menuju Condensor (CD-01)
Jenis		<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>
Jumlah Alat		1	1	1
Laju Udara	Volumetri	0,0002 cuft/menit	0,0003 cuft/menit	0,0002 cuft/menit
Tekanan		1 atm	1 atm	1 atm
Power		0,0370 HP	0,0370 HP	0,0370 HP
Harga		Rp 20.406.651	Rp 26.685.620	Rp 25.115.878

Tabel 3. 22 Spesifikasi *Blower* Lanjutan (2)

Parameter	<i>Blower</i>	
	Kode	BL-07
Fungsi	Mengalirkan gas hasil keluaran Separator (S-03) menuju UPL	Mengalirkan gas hasil atas keluaran reboiler kembali menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jenis	<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>
Jumlah Alat	1	1
Laju Volumetri	0,0001 cuft/menit	Cuft/menit
Udara		
Tekanan	1 atm	1 atm
Power	0,0370 HP	0,0370 HP
Harga	Rp 17.267.166	Rp 1.569.742

### 3.5 Neraca Massa

#### 3.5.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 23 Neraca Massa Total

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)			Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 1	Arus 5	Arus 14	Arus	Arus 22
					17	
1.	$C_6H_5NH_2$	340,51			1,58	0,33
2.	$CH_3OH$		234,33	42,88		

Tabel 3.23 Neraca Massa Total Lanjutan

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)		
		Arus 1	Arus 5	Arus 14	Arus 17	Arus 22
3.	C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> N				0,92	358,80
4.	H <sub>2</sub> O	0,10	0,23	121,75		
	Subtotal	340,61	234,56	164,63	2,5	359,13
	<b>Total</b>	<b>546,11</b>		<b>546,11</b>		

### 3.5.2 Neraca Massa Alat

#### 1. Vaporizer (V-01)

Tabel 3. 24 Neraca Massa Vaporizer (V-01)

No.	Komponen	Masuk	Keluar (Kg/Jam)	
		(Kg/Jam)		
		Arus 1	Arus 2	
1.	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	340,51	272,40	68,10
2.	H <sub>2</sub> O	0,10	0,020	0,080
	Subtotal	340,61	272,42	68,182
	<b>Total</b>	<b>340,61</b>	<b>340,61</b>	

## 2. Separator (S-01)

Tabel 3. 25 Neraca Massa Separator (S-01)

No.	Komponen	Masuk	Keluar (Kg/Jam)		
		(Kg/Jam)	Arus 2	Arus 3	Arus 4
1.	$C_6H_5NH_2$	340,51	272,40	68,10	
2.	$H_2O$	0,10	0,020	0,080	
	Subtotal	340,61	272,42	68,182	
	<b>Total</b>	<b>340,61</b>	<b>340,61</b>		

## 3. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3. 26 Neraca Massa Heat Exchanger (HE-01)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
		Arus 4 & 5 (Recycle)	Arus 9
1.	$C_6H_5NH_2$	340,5	340,5
2.	$H_2O$	0,1	0,1
	<b>Total</b>	<b>340,61</b>	<b>340,61</b>

## 4. Vaporizer (V-02)

Tabel 3. 27 Neraca Massa Vaporizer (V-02)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 5	Arus 6	Arus 6	Arus 6
1.	CH <sub>3</sub> OH	234,33	187,46	187,46	46,86
2.	H <sub>2</sub> O	0,23	0,046	0,046	0,184
	Subtotal	234,56	187,508	187,508	47,050
	<b>Total</b>	<b>234,56</b>		<b>234,56</b>	

## 5. Separator (S-02)

Tabel 3. 28 Neraca Massa Separator (S-02)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 6	Arus 7	Arus 7	Arus 8
1.	CH <sub>3</sub> OH	234,33	187,46	187,46	46,86
2.	H <sub>2</sub> O	0,23	0,046	0,046	0,184
	Subtotal	234,56	187,508	187,508	47,050
	<b>Total</b>	<b>234,56</b>		<b>234,56</b>	



## 6. Heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3. 29 Neraca Massa Heat Exchanger (HE-02)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
		Arus 7 & 8 (Recycle)		Arus 10
1.	CH <sub>3</sub> OH	234,33		234,33
2.	H <sub>2</sub> O	0,23		0,23
<b>Total</b>		<b>234,55</b>		<b>234,55</b>

## 7. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 30 Neraca Massa Reaktor (R-01)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
		Arus 9	Arus 10	Arus 11
1.	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	340,5		32,85
2.	CH <sub>3</sub> OH		234,33	42,88
3.	C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> N			377,68
4.	H <sub>2</sub> O	0,1	0,23	121,75
Subtotal		340,6	234,56	575,16
<b>Total</b>		<b>575,16</b>		<b>575,16</b>

## 8. Cooler (C-01)

Tabel 3. 31 Neraca Massa Cooler (C-01)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
		Arus 11	Arus 12
1.	$C_6H_5NH_2$	32,85	32,85
2.	$CH_3OH$	42,88	42,88
3.	$C_8H_{11}N$	377,68	377,68
4.	$H_2O$	121,75	121,75
	Subtotal	575,16	575,16
	<b>Total</b>	<b>575,16</b>	<b>575,16</b>

## 9. Condensor (CD-01)

Tabel 3. 32 Neraca Massa Condensor (CD-01)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
		Arus 12	Arus 13
1.	$C_6H_5NH_2$	32,85	32,85
2.	$CH_3OH$	42,88	42,88
3.	$C_8H_{11}N$	377,68	377,68
4.	$H_2O$	121,75	121,75

Tabel 3.32 Neraca Massa *Condensor* -01 Lanjutan

	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
Subtotal	575,16	575,16
<b>Total</b>	<b>575,16</b>	<b>575,16</b>

## 10. Separator (S-03)

Tabel 3. 33 Neraca Massa Separator (S-03)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)			Keluar (Kg/Jam)		
		Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 13	Arus 14	Arus 15
1.	$C_6H_5NH_2$	32,85					32,85
2.	$CH_3OH$	42,88	42,88				
3.	$C_8H_{11}N$	377,68					377,68
4.	$H_2O$	121,75	121,75				
	Subtotal	575,16	164,63				410,53
	<b>Total</b>	<b>575,16</b>	<b>164,63</b>				<b>410,53</b>

## 11. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

No.	Komponen	Masuk	Keluar (Kg/Jam)		
		(Kg/Jam)	Arus 15	Arus 16	Arus 19
1.	$C_6H_5NH_2$	32,85	32,51		0,33
2.	$C_8H_{11}N$	377,68	18,89		358,80
	Subtotal	410,53	51,40		359,13
	<b>Total</b>	<b>410,53</b>		<b>410,53</b>	

## 12. Condensor (CD-02)

Tabel 3. 35 Neraca Massa Condensor (CD-02)

No.	Komponen	Masuk	Keluar (Kg/Jam)		
		(Kg/Jam)	Arus 16	Arus 17	Arus 18
1.	$C_6H_5NH_2$	34,09	1,58		32,15
2.	$C_8H_{11}N$	19,81	0,92		18,89
	Subtotal	53,90	2,50		51,40
	<b>Total</b>	<b>53,90</b>		<b>53,90</b>	

### 13. Reboiler (RB-01)

Tabel 3. 36 Neraca Massa *Reboiler* (RB-01)

No.	Komponen	Masuk	Keluar (Kg/Jam)	
		(Kg/Jam)	Arus 19	Arus 20
1.	$C_6H_5NH_2$	17,57	17,24	0,33
2.	$C_8H_{11}N$	366,84	8,04	258,80
	Subtotal	384,41	25,28	359,13
	<b>Total</b>	<b>384,41</b>	<b>384,41</b>	

### 14. Cooler (C-02)

Tabel 3. 37 Neraca Massa *Cooler* (C-02)

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
		Arus 21	Arus 22
1.	$C_6H_5NH_2$	0,33	0,33
2.	$C_8H_{11}N$	258,80	258,80
	<b>Total</b>	<b>359,13</b>	<b>359,13</b>

### 3.6 Neraca Panas

#### 1. Vaporizer (V-01)

Tabel 3. 38 Neraca Panas Vaporizer (V-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	753.342,17	
Q keluar		830.448
Q pemanas	77.106	
<b>Total</b>	<b>830.448</b>	<b>830.448</b>

#### 2. Separator (S-01)

Tabel 3. 39 Neraca Panas Separator (S-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk gas	76.889,334	
Q keluar gas	6.708,458	
Q masuk cair		76.889,334
Q keluar cair		6.708,458
<b>Total</b>	<b>83.597,8</b>	<b>83.597,8</b>

## 3. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3. 40 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b> <b>(kJ/Jam)</b>	<b>Keluar</b> <b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	15.209	
Q keluar		21.148
Q pemanas	5.939	
<b>Total</b>	<b>21.148</b>	<b>21.148</b>

## 4. Vaporizer (V-02)

Tabel 3. 41 Neraca Panas *Vaporizer* (V-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b> <b>(kJ/Jam)</b>	<b>Keluar</b> <b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	519.063,41	
Q keluar		529.665
Q pemanas	10.601	
<b>Total</b>	<b>529.665</b>	<b>529.665</b>

## 5. Separator (S-02)

Tabel 3. 42 Neraca Panas Separator (S-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/Jam)</b>	<b>Keluar (kJ/Jam)</b>
Q masuk gas	24.704,54	
Q keluar gas	2.369,95	
Q masuk cair		24.704,54
Q keluar cair		2.369,95
<b>Total</b>	<b>27.074,5</b>	<b>27.074,5</b>

## 6. Heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3. 43 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/Jam)</b>	<b>Keluar (kJ/Jam)</b>
Q masuk	9.102	
Q keluar		42.856
Q pemanas	33.754	
<b>Total</b>	<b>42.856</b>	<b>42.856</b>



## 7. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 44 Neraca Panas Reaktor (R-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	237.588,1233	
Q reaksi	5.825,4995	
Q keluar		245.823,3964
Q pendingin		-2.409,7732
<b>Total</b>	<b>243.413,6232</b>	<b>243.413,6232</b>

## 8. Cooler (C-01)

Tabel 3. 45 Neraca Panas Cooler (C-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	245.942,6836	
Q keluar		163.267,0982
Q pendingin		82.675,5854
<b>Total</b>	<b>245.942,6836</b>	<b>245.942,6836</b>

9. *Condensor* (CD-01)Tabel 3. 46 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	1.373.310	
Q keluar gas		331.789
Q keluar cair		1.020.347
Q pendingin		21.173
<b>Total</b>	<b>1.373.310</b>	<b>1.373.310</b>

## 10. Separator (S-03)

Tabel 3. 47 Neraca Panas Separator (S-03)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk gas	33.528,33	
Q keluar gas		33.528,33
Q masuk cair	117.021,13	
Q keluar cair		117.021,13
<b>Total</b>	<b>150.549</b>	<b>150.549</b>

## 11. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 48 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
$\Delta H$ umpan	176.968,65	
$\Delta H$ distilat		19.507,22
$\Delta H$ condensor		2.598,86
$\Delta H$ bottom		128.532,41
$\Delta H$ reboiler	-26.330,15	
<b>Total</b>	<b>150.638,49</b>	<b>150.638,49</b>

## 12. Condensor (CD-02)

Tabel 3. 49 Neraca Panas *Condensor-02*

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	7.732,534	
Q keluar		15.416,170
Q pendingin		-7.683,635
<b>Total</b>	<b>7.732,534</b>	<b>7.732,534</b>

13. *Reboiler (RB-01)*Tabel 3. 50 Neraca Panas *Reboiler*

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	138.012,18	
Q keluar gas		6.367,25
Q keluar cair		128.532,41
Q pemanas	-3.112,52	
<b>Total</b>	<b>134.899,66</b>	<b>134.899,66</b>

14. *Cooler (C-02)*Tabel 3. 51 Neraca Panas *Cooler-02*

<b>Komponen</b>	<b>Masuk</b>	<b>Keluar</b>
	<b>(kJ/Jam)</b>	<b>(kJ/Jam)</b>
Q masuk	27.485,7928	
Q keluar		3.545,9622
Q pendingin		23.939,8606
<b>Total</b>	<b>27.485,7978</b>	<b>27.485,7978</b>

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Proses pemilihan lokasi pendirian pabrik merupakan salah satu hal yang sangat penting dalam tahap pendirian suatu pabrik dikarenakan dapat mempengaruhi kelangsungan pengoperasian suatu pabrik. Pemilihan lokasi pabrik yang strategis dapat mempermudah operasi pabrik dengan biaya pengeluaran yang lebih rendah. Dalam mempertimbangkan pemilihan lokasi pendirian pabrik umumnya terdapat dua pertimbangan utama yaitu orientasi terhadap bahan baku (*raw material oriented*) dan orientasi terhadap pemasaran produk (*market oriented*).

Kemudian, ada beberapa aspek yang harus dianalisis sebagai berikut :

##### 1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku untuk pembuatan produk Dimetilanilin yaitu Anilin dan Metanol. Bahan baku Anilin akan diimpor dari Amerika Serikat karena belum ada pabrik di Indonesia yang memproduksinya. Sedangkan, untuk bahan baku Metanol akan dipasok dari PT. Kaltim Metanol Industri yang memiliki kapasitas produksi 660.000 MTPY. Pemilihan lokasi yang dekat dengan pemasok bahan baku akan menghemat biaya transportasi sehingga merupakan salah satu faktor yang sangat berpengaruh dalam pemilihan lokasi pabrik.

##### 2. Sarana Transportasi

Salah satu aspek yang perlu dipertimbangkan yaitu sarana transportasi yang akan digunakan untuk mendistribusikan produk maupun pengambilan bahan baku

yang akan digunakan. Sarana transportasi yang dapat digunakan yaitu melalui jalur darat (jalan), jalur laut (pelabuhan) dan jalur udara (bandara).

### 3. Pemasaran

Pendirian pabrik Dimetilanilin bertujuan agar mampu memenuhi kebutuhan konsumsi Dimetilanilin yang selama ini masih harus diperoleh dengan cara mengimpor dari luar negeri. Kemudian, dalam skala produksi yang besar dan berkembang, produk ini juga dapat diekspor ke pasar dunia. Berdasarkan pertimbangan target pemasaran maka pabrik dapat didirikan di lokasi yang dekat dengan sarana transportasi pemasaran seperti dekat dengan Pelabuhan untuk melakukan distribusi melalui jalur darat dan laut ke berbagai daerah di Indonesia maupun luar negeri.

### 4. Ketersediaan Tenaga Kerja

Kualitas ketenagakerjaan juga merupakan aspek yang sangat penting dimana akan direkrut sumber daya manusia (SDM) masyarakat yang berada di sekitar lokasi pabrik dengan tujuan meningkatkan kesuksesan kinerja produksi pabrik dan mengembangkan potensi masyarakat sekitar.

### 5. Kondisi Geografis dan Sosial

Kondisi geografis dan sosial juga merupakan salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi pendirian pabrik. Perlu dipertimbangkan kondisi sekitar pabrik mengenai bencana alam maupun buatan yang rawan terjadi.

### 6. Kondisi Sosial, Ekonomi dan Hukum

Kondisi ini menjadi pertimbangan karena berkaitan dengan kondisi sosial yang ada pada masyarakat sekitar pabrik. Dalam pendirian sebuah pabrik harus

mendapatkan kepercayaan dari masyarakat sekitar sehingga kedepannya tidak menimbulkan masalah sosial yang dapat mengganggu pengoperasian pabrik.

#### 7. Ketersediaan Energi dan Air

Pengoperasian pabrik juga membutuhkan bahan-bahan penunjang seperti ketersediaan air dan energi dalam unit utilitas dimana harus mempertimbangkan terkait sumber utilitas yang memadai.

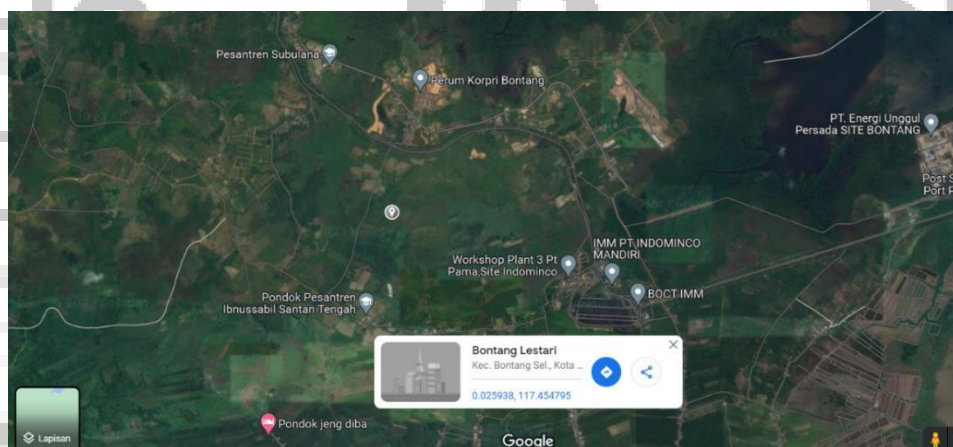
#### 8. Pembuangan dan Pengelolaan Limbah

Pembuatan produk Dimetilanilin tentunya akan menghasilkan limbah yang merupakan hasil samping dari proses produksi. Sehingga, hal tersebut harus diatasi dengan pengelolaan serta pertimbangan terkait keselamatan lingkungan sekitar dengan tepat.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka pabrik ini direncanakan akan didirikan di Kelurahan Bontang Lestari, Kecamatan Bontang Selatan, Kota Bontang, Kalimantan Timur seluas +- 2,5 ha dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Lokasi Pabrik satu daerah dengan lokasi pemasuk bahan baku Metanol yaitu PT. Kaltim Metanol Industri yang berada di Bontang, Kalimantan Timur.
2. Jarak dari Pelabuhan (Pelabuhan Tanjung Laut, Pelabuhan Lhoktuan, dan Pelabuhan Bontang Kuala) dekat dengan sehingga dapat memudahkan untuk pengiriman bahan baku yang harus diimpor yaitu Anilin.
3. Dengan luas Kota Bontang sebesar 497,57 Km<sup>2</sup> serta kepadatan penduduk +- 185.928 Jiwa dimana lebih rendah dari Pulang Jawa, Bontang memiliki potensi yang baik untuk pendirian pabrik.

4. Didirikannya pabrik di Kota Bontang dapat membantu meningkatkan perekonomian masyarakat sekitar dimana tercatat sebesar 4,54% dari jumlah penduduk di kota tersebut.
5. Kondisi geografi Kota Bontang yang terletak di Provinsi Kalimantan Timur juga sangat mendung. Dimana, Kota Bontang tidak terletak pada lempeng tektonik Indonesia dan diluar dari area Cincin Api Pasifik. Jika dibandingkan dengan Pulau Jawa yang rawan terjadi bencana alam gempa dan erupsi gunung berapi. Sehingga, pendirian lokasi pabrik di Kota Bontang lebih menjamin keamanan pengoperasian pabrik.
6. Kegiatan ekonomi, sosial dan hukum yang berada di Kota Bontang dapat dikatakan cukup stabil. Meninjau dari banyaknya pabrik yang beroperasi disekitar Provinsi Kalimantan Timur sehingga dapat mencerminkan masyarakat dan pemerintah setempat suportif dan mendukung adanya pembangunan industri.
7. Letak pendirian pabrik di kawasan industri memiliki potensi pengolahan dan pembuangan limbah yang memadai sehingga dapat menghindari terjadinya pencemaran lingkungan sekitar.



Gambar 4. 1 Satelit Lokasi Pembangunan Pabrik



#### 4.2 Tata Letak Pabrik

Dengan mempertimbangkan aspek *Health, Safety and Environment (HSE)*, penentuan tata letak pabrik dirancang secara efektif dan efisien dengan tujuan agar dapat mengakomodasi segala kegiatan maupun pengoperasian pabrik dengan baik, aman dan terstruktur. Adapun tabel perincian luas tanah bangunan pabrik sebagai berikut :

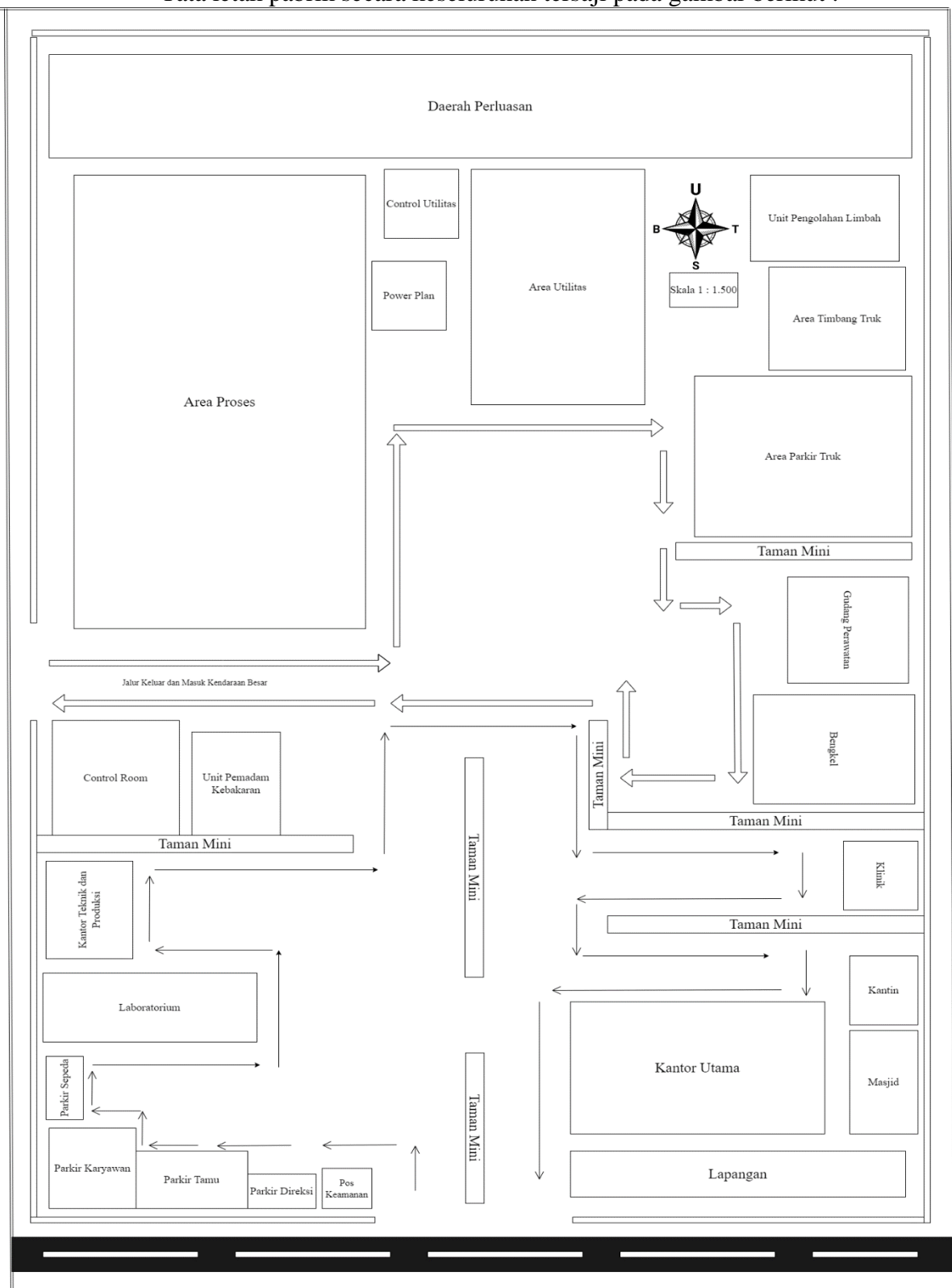
Tabel 4. 1 Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	12	12	144
2	Kantor Utama	40	20	800
3	Parkir Karyawan	20	13	260
4	Parkir Direksi	14	5	70
5	Parkir Tamu	18	7	126
6	Parkir Sepeda	11	3	33
7	Power Plant	4	3	12
8	Masjid	20	20	400
9	Kantin	10	20	200
10	Kantor Teknik dan Produksi	20	14	280
11	Laboratorium	13	15	195
12	Area Timbang Truk	10	10	100
13	Area Parkir Truk	50	10	500

Tabel 4.1 Luas Tanah Bangunan Pabrik Lanjutan

14	Unit Pemadam Kebakaran	16	14	224
15	<i>Control Room</i>	28	10	280
16	<i>Control Utilitas</i>	14	10	140
17	Bengkel	14	20	280
18	Unit Pengolahan Limbah	13	10	130
19	Gudang Peralatan	20	13	260
20	Area Proses	100	90	9.000
21	Area Utilitas	50	25	1.250
22	Taman Mini	60	20	1.200
23	Daerah Perluasan	100	50	5.000
24	Jalan	60	40	2.400
25	Lapangan	50	20	1.000
	<b>Luas Bangunan</b>			14.684
	<b>Luas Tanah</b>	717	454	24.284

Tata letak pabrik secara keseluruhan tersaji pada gambar berikut :



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

### 4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak untuk alat-alat proses dimaksimalkan selesai dengan urutan kerja dan fungsi masing-masing alat. Dalam perancangan *lay out* peralatan proses yang digunakan pada pengoperasian pabrik terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan diantaranya yaitu :

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Peletakan aliran bahan baku dan produk yang tepat berpengaruh pada keuntungan nilai ekonomi yang tinggi. Hal tersebut dikarenakan semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, maka semakin efisien dana yang akan dikeluarkan.

2. Cahaya

Penerangan pada area pabrik harus memadai terutama pada area-area proses yang beresiko dan berbahaya.

3. Aliran Udara

Aliran udara yang ada di dalam dan di sekitar area proses wajib diperhatikan lancar agar proses pengoperasian tidak terhambat.

4. Tata Letak Alat Proses

Penataan alat-alat proses yang tepat akan berpengaruh mempercepat jalannya proses sehingga akan berjalan dengan lancar.

5. Tata Letak Area Proses

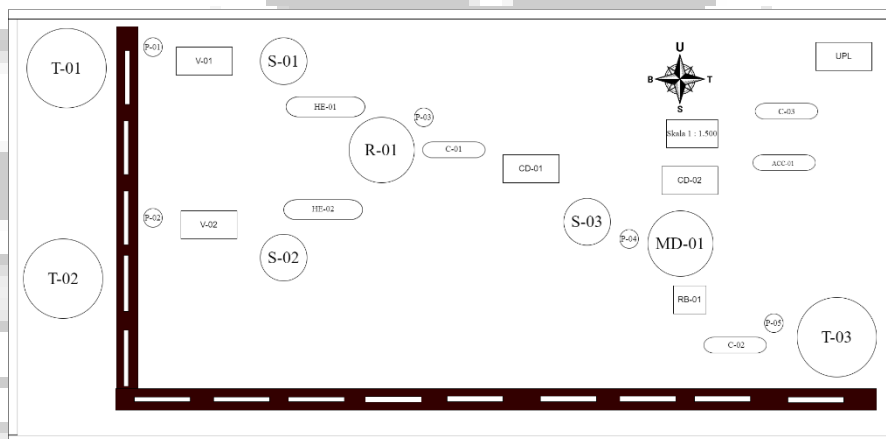
Penataan alat-alat proses pada pabrik dioptimalkan agar dapat menekan biaya operasi yang akan dikeluarkan dan menjamin keamanan produksi pabrik.

## 6. Jarak Antar Alat Proses

Perlu diberi jarak antar alat proses terutama pada alat produksi yang mudah meledak atau terbakar letaknya harap dijauhkan dari peralatan lainnya. Hal ini bertujuan agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan lainnya.

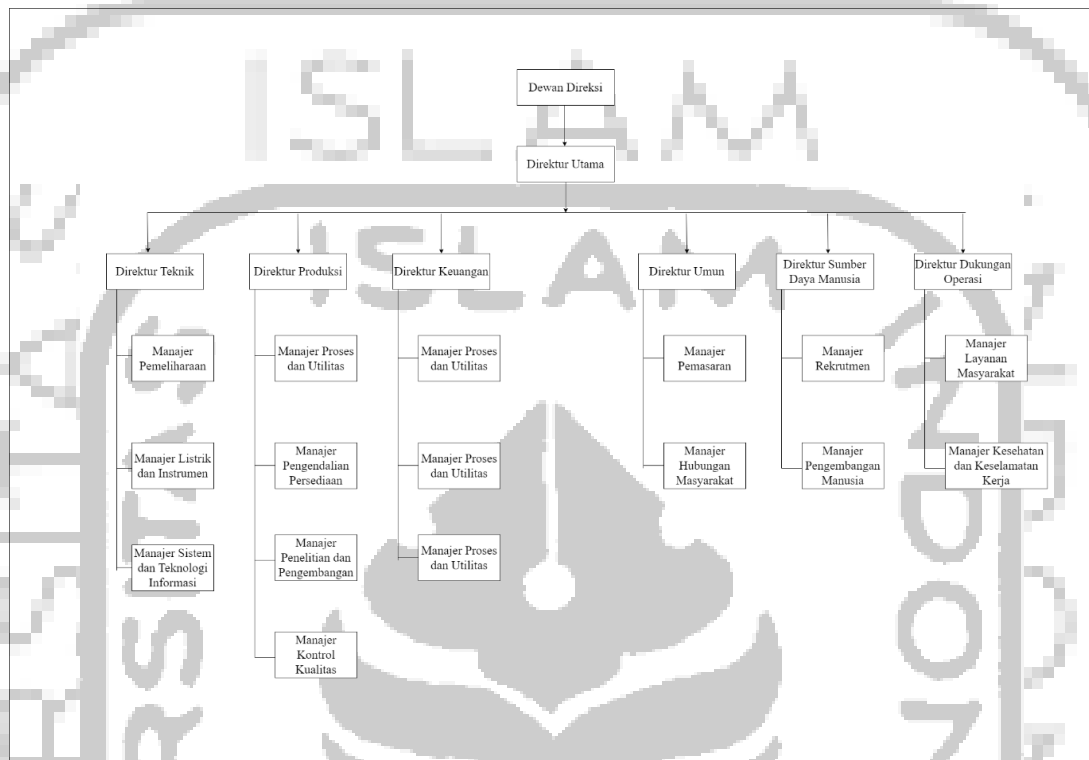
## 7. Kelancaran Lalu Lintas

Kelancaran lalu lintas manusia ataupun barang sangat berpengaruh terhadap proses pengoperasian pabrik.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

## 4.4 Organisasi Perusahaan



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

### 4.4.1 Struktur Perusahaan

Pabrik Dimetilnilin rencana akan didirikan dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah suatu badan usaha yang umum digunakan pada perusahaan-perusahaan besar di Indonesia. Perseoran Terbatas adalah suatu badan usaha yang memiliki badan hukum dimana terdiri dari persekutuan modal (saham) dengan tanggungjawab pemilik modal sesuai dengan besar saham yang dimilikinya. Pemilihan bentuk perusahaan ini mempertimbangkan beberapa alasan sebagai berikut :

1. Perseroan Terbatas merupakan badan hukum sehingga keseluruhan hidup perusahaan akan terjamin meskipun nantinya terjadi pergantian kepemilikan.

2. Pemilik saham hanya akan bertanggungjawab sebesar modal yang ditanamkan.
3. Bentuk Perseroan Terbatas akan memudahkan dalam memperluas usaha dengan mendapatkan tambahan modal dari saham yang telah ditanam tersebut.
4. Mudah bergerak mengikuti pasar modal.
5. Pemindahan saham karena pergantian kepemilikan dapat dioperasikan dengan mudah.
6. Mudah mendapatkan pinjaman modal dari bank dengan jaminan perusahaan apabila diperlukan.

Untuk memperlancar berjalannya perusahaan dengan baik, maka diperlukan adanya struktur organisasi perusahaan sehingga pembagian tugas dan wewenang pada masing-masing karyawan jelas dan dapat berjalan dengan baik. Dengan dipilihnya pendirian pabrik dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT), maka kekuasaan tertinggi ditangan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk Dewan Direksi sebagai penanggungjawab kegiatan perusahaan.

Struktur manajemen perusahaan rencananya akan dibagi menjadi 4 level struktural. Pimpinan tertinggi perusahaan adalah Direktur Utama yang akan membawahi 6 Departemen yaitu Teknik, Produksi, Keuangan, Umum, Sumber Daya Manusia dan Dukungan Operasi. Keenam Departemen tersebut akan dipimpin oleh masing-masing Direktur. Direktur Utama dengan keenam Direktur di masing-masing Departemen disebut dengan Direksi Perusahaan. Tingkatan manajemen yang terendah adalah Manajemer. Manajer membawahi kelompok-

kelompok fungsional multi disiplin. Struktur organisasi secara lengkap akan disajikan dalam bentuk diagram yang terdapat pada Gambar 4.4.

Berikut merupakan tugas dan tanggungjawab masing-masing jabatan adalah sebagai berikut :

1. Dewan Direksi

a. Direktur Utama

Tugas : Melaksanakan fungsi pimpinan dan penanggungjawab tertinggi dari perusahaan, memimpin seluruh kegiatan pabrik, menentukan dan menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggungjawab terhadap kelangsungan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik (S1)

Jumlah : 1 orang

b. Direktur Teknik

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang teknologi pendukung proses produksi dan kelangsungan operasi perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro / Mesin (S1)

Jumlah : 1 orang



Direktur Teknik membawahi 3 Manajer yaitu :

1. Manajer Pemeliharaan
2. Manajer Listrik dan Instrumen
3. Manajer Sistem dan Teknologi Informasi

c. Direktur Produksi

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang produksi dan kelangsungan keseluruhan proses produksi baik secara kualitas maupun kuantitas.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Produksi membawahi 3 Manajer yaitu :

1. Manajer Proses dan Utilitas
2. Manajer Pengendalian Persediaan
3. Manajer Penelitian dan Pengembangan
4. Manajer Kontrol Kualitas

d. Direktur Keuangan

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang perancangan dan pengelolaan keuangan

Pendidikan : Sarjana Akuntansi / Ekonomi / Manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Keuangan membawahi 3 Manajer yaitu :

1. Manajer Administrasi
2. Manajer Audit
3. Manajer Perencanaan dan Pengendalian Anggaran

e. Direktur Umum

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang pemasaran dan hubungan masyarakat.

Pendidikan : Sarjana Hukum / Komunikasi / Manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Umum membawahi 2 Manajer yaitu :

1. Manajer Pemasaran
2. Manajer Hubungan Masyarakat

f. Direktur Sumber Daya Manusia

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang pengembangan kualitas sumber daya manusia.

Pendidikan : Sarjana Psikologi / Hubungan Internasional (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Sumber Daya Manusia membawahi 2 Manajer yaitu :

1. Manajer Rekrutmen
2. Manajer Pengembangan Manusia

g. Direktur Dukungan Operasi

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam mendukung bidang pelayanan umum operasi perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik / Sosial / Kesehatan Masyarakat (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Dukungan Operasi membawahi 2 Manajer yaitu :

1. Manajer Layanan Masyarakat
2. Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja

2. Departemen Teknik

a. Manajer Pemeliharaan

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pemeliharaan dan pemeriksaan peralatan proses produksi.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia / Mesin)
- 2) 8 orang Teknisi (D3 / SLTA)

b. Manajer Listrik dan Instrumen

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pengawasan, pemeliharaan dan perbaikan alat-alat pembangkit listrik dan transmisi listrik

Membawahi :

- 1) 2 orang *Electrical Engineer* (Sarjana Teknik Elektro)
- 2) 4 orang Teknisi (D3 / SLTA)

c. Manajer Sistem dan Teknologi Informasi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas tersedianya jalur dan akses informasi, serta pengamanan dan optimalisasi jaringan.

Membawahi :

- 1) 2 orang *Engineer* (Sarjana Teknik Informatika / Ilmu Komputer)
- 2) 2 orang Teknisi (D3 / SLTA)

3. Departemen Produksi

a. Manajer Proses dan Utilitas

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan proses produksi, penyediaan utilitas dan pengoperasian pabrik secara keseluruhan.

Membawahi :

- 1) 2 orang *Leader* (Sarjana Teknik Kimia)

2) 35 orang Operator (D3 Teknik)

b. Manajer Pengendalian Persediaan

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pengendalian terkait persediaan bahan dan alat yang dibutuhkan untuk pengoperasian pabrik

Membawahi :

- 1) 2 orang *Engineer* (Sarjana Teknik Kimia)
- 2) 2 orang *Staff* (D3 Kimia / SLTA)

c. Manajer Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas penelitian dan pengembangan dalam efisiensi proses produksi dan kualitas dari hasil produksi.

Membawahi :

- 1) 2 orang *Engineer* (Sarjana Teknik Kimia)
- 2) 2 orang *Laboran* (D3 Kimia / Kimia Murni)

d. Manajer Kontrol Kualitas

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pemeriksaan dan pengaturan terkait kualitas dari produk yang dihasilkan.

Membawahi :

- 1) 2 orang *Engineer* (Sarjana Teknik Kimia)
- 2) 2 orang *Staff* (D3 Teknik Kimia / SLTA)

4. Departemen Keuangan

a. Manajer Administrasi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas administasi pabrik, personalia dan tata usaha.

Membawahi :

- 1) 4 orang *Staff* (D3 Ekonomi / SLTA)

b. Manajer Audit

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas audit, pemeriksaan kekayaan atau pengoperasian keuangan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Auditor (Sarjana Akuntansi / Ekonomi)
- 2) 2 orang *Staff* (D3 Ekonomi / SLTA)

c. Manajer Perencanaan dan Pengendalian Anggaran

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas perencanaan dan pengendalian anggaran perusahaan.

Membawahi :

- 1) 1 orang *Assistant* (Sarjana Akuntansi / Ekonomi)
- 2) 1 orang *Staff* (D3 Ekonomi / SLTA)

5. Departemen

a.

atas  
garan

an

b.

Tugas dan tanggungjawab menjaga dan membina hubungan baik dengan konsumen, rekanan, supplier, pemerintah dan media.

Membawahi :

- 1) 2 orang *Assistant* (Sarjana Ilmu Komunikasi / Hukum)
- 2) 2 orang *Staff* (D3 / SLTA)

6. Departemen Sumber Daya Manusia

a. Manajer Rekrutmen

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas perekrutan dan penempatan tenaga kerja baru.

Membawahi :

- 1) 2 orang *Assistant* (Sarjana Psikologi)
- 2) 2 orang *Staff* (D3 / SLTA)

b. Manajer Pengembangan Manusia

Tugas : Bertugas dan Bertanggungjawab atas pengembangan dan pelatihan peningkatan keterampilan pegawai.

Membawahi :

- 1) 2 orang *Assistant* (Sarjana Psikologi)
- 2) 2 orang *Staff* (D3 / SLTA)



## 7. Departemen Dukungan Operasi

### a. Manajer Layanan Masyarakat

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab atas pelayanan umum, keamanan dan kebersihan fasilitas perusahaan.

Membawahi :

#### 1) *Security*

- a) 1 orang *Security Leader* (Pendidikan Satpam)
- b) 20 orang *Security Staff* (Pendidikan Satpam)

#### 2) *Transportation*

- a) 1 orang *Transportation Leader* (SLTA)
- b) 5 orang *Driver* (SLTA)

#### 3) *Cleaning Service*

- a) 1 orang *Cleaning Service Leader* (SLTA)
- b) 5 orang *Staff* (SLTA)

### b. Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap keselamatan dan kesehatan kerja karyawan.

Membawahi :

- 1) 1 orang *Medical Coordinator* (Dokter)

2) 1 orang *Engineer* (Sarjana Teknik Kimia / Kesehatan Masyarakat)

3) 4 orang *Medical Staff* (Dokter / Perawat)

Berikut rincian penggajian karyawan adalah seperti pada Tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Rincian Gaji Karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji / Orang / Bulan</b>	<b>Total Gaji / Bulan</b>
Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
Direktur Bagian	6	Rp 25.000.000	Rp 150.000.000
Manajer	16	Rp 15.000.000	Rp 240.000.000
Leader	2	Rp 13.000.000	Rp 26.000.000
Engineer Assistant	13	Rp 10.000.000	Rp 130.000.000
Assistant	10	Rp 7.500.000	Rp 75.000.000
Auditor	2	Rp 7.500.000	Rp 15.000.000
Dokter	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Medical Staff	4	Rp 6.000.000	Rp 24.000.000
Operator	35	Rp 4.500.000	Rp 157.500.000
Teknisi	15	Rp 5.000.000	Rp 75.000.000
Laboran	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000
Security Leader	1	Rp 4.500.000	Rp 4.500.000
Security Staff	20	Rp 3.900.000	Rp 78.000.000

Tabel 4.2 Rincian Gaji Karyawan Lanjutan

Staff Departemen	18	Rp 5.000.000	Rp 90.000.000
Cleaning Service Leader	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
Cleaning Service Staff	5	Rp 3.600.000	Rp 18.000.000
Transportation Leader	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
Driver	5	Rp 4.000.000	Rp 20.000.000
<b>Total</b>	158		Rp1.175.000.000

#### 4.4.2 Jam Kerja Karyawan

Pabrik Dimetilnilin dari Anilin dan Metanol ini beroperasi selama 24 jam sehari dari 330 hari dalam setahun. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan digolongkan menjadi 2 yaitu :

##### 1. Non – Shift

Karyawan non – shift bekerja 5 hari dalam seminggu dan libur pada hari Sabtu, Minggu dan Hsri Besar dengan jam kerja :

- Senin sampai Kamis :

Jam Kerja : 08.00 – 16.00 WITA

Istirahat : 12.00 – 13.00 WITA

- Jum'at :

Jam Kerja : 08.00 – 16.00 WITA

Istirahat : 11.30 – 13.00 WITA

##### 2. Shift

a) Shift Operasi

- Shift Pagi : 08.00 – 16.00 WITA
- Shift Sore : 16.00 – 00.00 WITA
- Shift Malam : 01.00 – 08.00 WITA

b) Shift Security

- Shift Pagi : 06.00 – 14.00 WITA
- Shift Sore : 14.00 – 22.00 WITA
- Shift Malam : 22.00 – 06.00 WITA

Karyawan shift dikelompokkan menjadi empat kelompok yaitu shift A,B,C, dan D. Dalam satu hari kerja hanya 3 kelompok yang masuk, sedangkan 1 kelompok shift lainnya libur. Tiap kelompok bekerja tujuh hari dan libur dua hari.

Siklus pergantian shift selama 9 hari tersaji pada Tabel 4.. (siklus terulang tiap 9 hari)

Tabel 4. 3 Siklus Pergantian *Shift* Karyawan

Shift	Hari Ke-								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Pagi	A	A	A	C	C	D	D	B	B
Sore	B	B	B	A	A	C	C	D	D
Malam	C	C	C	D	D	B	B	A	A
Off	D	D	D	B	B	A	A	C	C

Keterangan :

A,B,C,D : Regu Kerja

Off : Libur

## BAB V

### UTILITAS

Fasilitas pendukung diperlukan di pabrik untuk mendukung proses tersebut penting untuk kelancaran proses produksi. Fasilitas penunjang sumber daya lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan penolong sehingga proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.

Fungsi: Pasokan bahan baku dan dukungan untuk persyaratan sistem produksi di semua pabrik. Berisi:

1. Kebutuhan air
2. Kebutuhan uap jenuh
3. Energi listrik
4. Udara terkompresi dan udara pabrik
5. Kebutuhan Dowtherm A
6. Bahan Bakar

#### 5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *Dimetilanilin* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
2. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.

3. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik DimethyAniline yang memudahkan untuk unit utilitas.

#### 5.1.1 Air Domestik

Sumber air sanitasi juga berasal dari air sungai yang mengalir pengolahan air sanitasi digunakan untuk keperluan rumah tangga, usaha dan perkantoran sebagai air minum. Persyaratan secara kimia, dan fisika serta kondisi bakteriologis air sanitasi yang harus diperhatikan antara lain:

a. Persyaratan kimia :

- Tidak mengandung zat organik atau anorganik
- Tidak beracun

b. Persyaratan fisika :

- Suhu normal di bawah suhu luar
- Warna cerah
- Tidak ada rasa
- Tidak berbau

c. Kondisi bakteriologis

Tidak mengandung bakteri, terutama tidak ada bakteri patogen seperti Salmonella, Pseudomonas, Escherichia coli.

Menurut standar WHO, kebutuhan air per orang adalah 100-120 liter per hari.

Di pabrik atau kantor, air dibutuhkan untuk satu orang 100 liter per hari (Sularso, 2001). Jumlah karyawan di pabrik ini berjumlah 158 orang. Kebutuhan air rumah tangga adalah :

Tabel 5. 1 Data Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Jumlah (Kg/Jam)
1	Karyawan	643,5239
<b>Total</b>		<b>643,5239</b>

### 5.1.2 Air Steam

Air ini digunakan untuk kebutuhan alat Heat Exchanger. Adapun Kebutuhannya sebesar :

Tabel 5. 2 Data Kebutuhan Air Steam

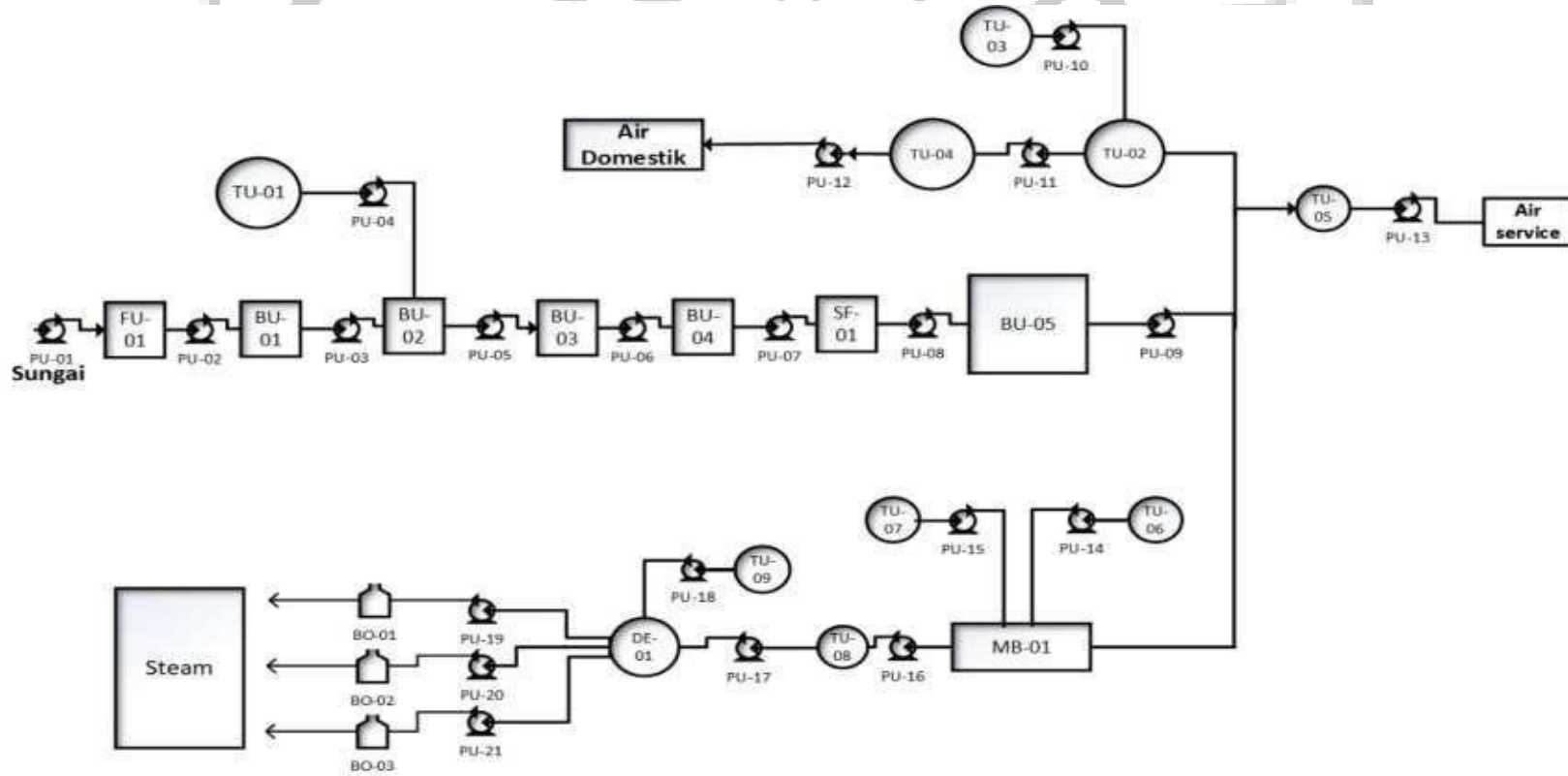
No	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (Kg/Jam)
1	Heater -01	HE-01	10
2	Heater-02	HE-02	15
3	Vaporizer-01	VP-01	13
4	Vaporizer-02	VP-02	27
5	Reboiler-01	RB-01	56
<b>Total</b>			<b>122</b>

Perancangan dibuat overdesign dengan sebanyak 20% sehingga menjadi 146 Kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air Steam mengalami blowdown dan menguap pada unit Steam sehingga diperlukan adanya air make-up. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air make-up sebesar 29 kg/jam.

### 5.1.3 Air Service Water

Air proses publik (layanan) digunakan untuk air kemasan kebutuhan pelayanan publik seperti laboratorium, kantin, bengkel, poliklinik, alat pemadam kebakaran jika terjadi kebakaran dan lain-lain. Kondisi air sanitasi kimia, fisika dan bakteriologis, yang harus diisi sebagai air lokal kebutuhan air untuk air proses diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Diperkirakan kebutuhan air ini nantinya digunakan untuk pelayanan publik, antara lain: Laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, bengkel dan lain-lain.





البعث الإسلامي الأندلسي

Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas

## Keterangan :

PU 01 – 21 : Pompa Utilitas

FU-01 : *Filter Screening*

BU-01 : Bak Sedimentasi

BU-02 : Bak Penggumpalan

BU-03 : Bak Pengendapan 1

BU-04 : Bak Pengendapan 2

SF-01 : *Sand Filter*

BU-05 : Bak Penampung Sementara

TU-01 : Tangki Alum

TU-02 : Tangki Klorinasi

TU-03 : Tangki Kaporit

TU-04 : Tangki Air Bersih

TU-05 : Tangki Air Layanan Umum ( *Service Water* )

TU-06 : Tangki NaCl

TU-07 : Tangki NaOH

TU-08 : Tangki Demineralisasi

TU-09 : Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

MB-01 : *Mixed Bed*

DE-01 : *Deaerator*

BO-01 : Boiler-01

BO-02 : Boiler-02

BO-03 : Boiler-0

### 5.1.4 Pengolahan Air Sungai

Sebelum digunakan air sungai harus di proses dahulu agar dapat memenuhi syarat untuk digunakan menjadi air domestic, air umpan steam dan air untuk kegiatan dalam pabrik. Adapun tahapan dalam pengolahan air sungai antara lain :

#### a. Pengambilan Air

Air yang diambil dari sungai dipompa sebelum dikirim ke alat dengan tujuan dari pra-penyaringan adalah untuk menghilangkan partikel kotoran yang cukup besar.

#### b. Penyaringan Awal

Sebelum diolah, air dari sungai harus mengalir penjernihan awal, dimana air sungai dialirkan melalui saringan (pre-sieve). Berfungsi pada kotoran kasar seperti kayu, cabang, daun, sampah dan sebagainya. Air kemudian ditampung dalam tangki *reservoir*.

#### c. Bak Pengumpul

Air kemudian mengalir ke bak koagulasi untuk menggumpalkan koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pelapisan cara menambahkan senyawa kimia Secara umum, flokulan berikut sering digunakan: Alum atau aluminium sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ) dan  $Na_2CO_3$ , yang merupakan garam dari berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga terdapat atmosfer di dalam air basa mudah terhidrolisis. Tujuan dari proses flokulasi adalah aglomerasi partikel menjadi partikel yang ukurannya dapat dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi. Alasan menambahkan kapur adalah karena cara kerja kapur mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air membuat penggumpalan lebih mudah karena menciptakan lingkungan yang basa.

#### d. Bak Pengendap

Setelah koagulasi, air sungai mengalir ke bak pengendap awal. Untuk pengendapan, flok atau gumpalan besar padatan terbentuk. Setelah flok mengendap, flok dapat dibuang. Lalu akan mengalir ke sistem filtrasi.

#### e. Sand Filter

Air yang masih mengandung zat tersuspensi mengalir keluar dari tangki sedimen pergi ke filter untuk disaring dan menghilangkan mineral untuk air ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ ) dengan resin. Saringan cenderung menyaring partikel halus yang masih lewat terjadi dalam air dan tidak mengendap. filtrasi dan presipitasi. Tujuan dari langkah ini adalah untuk memastikan bahwa air benar-benar bebas dari kontaminan oleh karena itu aman untuk digunakan dalam proses produksi dan operasi manufaktur lainnya. Pada tahap ini penyaringan menggunakan saringan pasir yang terbuat dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai filter. Saringan pasir dicuci bila dianggap kotor.

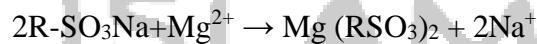
#### f. Bak Penampung Air Bersih

Tujuan dari tangki ini adalah untuk menyimpan air bersih yang telah diolah. Biasanya air yang telah melewati tahap filter dengan saringan pasir dari air bersih dan dapat ditempatkan di tangki penampung ini untuk kemudian dibagi menjadi air rumah tangga, air rumah tangga, air uap dan lain-lain.

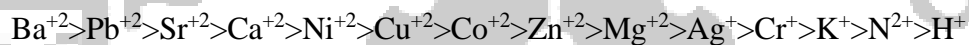
#### g. Tangki Penukar Kation

Air dari bak penampung air bersih selanjutnya diumpankan ke tangki penukar kation. Tangki ini berisi resin untuk ditukar sebagai pengganti ion-ion positif

(Ca<sup>++</sup>, Mg<sup>++</sup>, Na<sup>+</sup>, K<sup>+</sup>, Fe<sup>++</sup>, Mn<sup>++</sup>, Al<sup>++</sup>) yang terkandung dalam air yang menjadi penyebab terjadinya kerak-kerak pada boiler diganti dengan ion H<sup>+</sup> atau Na<sup>+</sup> sehingga air yang akan keluar dari penukar kation adalah air yang mengandung anion dan ion H<sup>+</sup>. Reaksi penukaran Kation:



Ion Mg<sup>2+</sup> dapat menggantikan ion Na<sup>+</sup> yang ada dalam resin karena selektivitas Mg<sup>2+</sup> lebih besar dari selektivitas Na<sup>+</sup>. Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:



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

Reaksi regenerasinya:



#### h. Tangki Penukar Anion

Air yang keluar dari tangki penukar kation kemudian diumpankan ke tangki Penukar anion. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti (HCO<sub>3</sub>, Cl<sup>-</sup>, NO<sub>3</sub>, SiO<sub>2</sub> dan SO<sub>4</sub>) akan terikat dengan resin yang bersifat basa, yang memiliki formula RCl. Reaksi Pertukarannya yaitu:

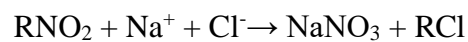


Dapat menggantikan ion Cl<sup>-</sup> yang ada dalam resin karena selektivitas NO<sub>3</sub><sup>-</sup> lebih besar dari selektivitas OH<sup>-</sup>. Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl.

Reaksi Regenerasi:



i. Demineralisasi

Demineralisasi bertujuan untuk menghasilkan air bersih tanpa mineral terlarut ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ ) untuk menghasilkan air yang berkualitas tinggi dan memenuhi persyaratan.

j. *Mixed Bed*

Pengolahan air akhir yang digunakan untuk mengisi boiler Tekanan tinggi, dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu wadah. Kation diterima oleh resin kation dan anion oleh resin anion. Jika lapisan campuran dijenuhkan, kemudian dilakukan regenerasi untuk memperbaiki kondisi resin bekerja lagi seperti sebelumnya.

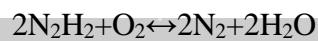
k. Deaerator

Selama dearasi, air umpan boiler dibebaskan dari zat gas zat-zat yang bersifat korosif terhadap boiler, seperti oksigen ( $\text{O}_2$ ) dan karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ).

Gas bahan yang dihilangkan tidak menyebabkan korosi pada alat proses. air ini demineralisasi (penukar kation dan penukar anion) dipompa keluar menuju

Deaerator. Pada pengolahan air tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat bersifat korosif. Reaksi menyebabkan paparan gas-gas ini menyebabkan terbentuknya bintik-bintik pada pipa, yang tumbuh menebal dan akhirnya menutupi permukaan pipa. Sehingga membutuhkan pemanas, gas terlarut dapat dihilangkan.

Air dipanaskan hingga suhu 90°C oleh radiator. Di Deaerator bahan kimia dalam bentuk hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>2</sub>) dimasukkan, yang berfungsi sebagai pengikat oksigen melalui reaksi :



## 5.2 Unit Pembangkit Steam

Tujuan dari unit ini adalah untuk menutupi kebutuhan uap dari proses produksi uap dan boiler. Sebelum masuk boiler air harus dihilangkan kesadiahannya. Karena air sadah dapat menyebabkan kerak kapur di dalamnya boiler. Sebelum masuk ke boiler, air yang digunakan diolah terlebih dahulu di sebuah Deaerator untuk menghilangkan gas terlarut seperti oksigen. Di dalam boiler api yang berasal dari pembakar bertanggung jawab untuk memanaskan tungku pembakaran dan terowongan pembakaran. Bahan bakar gas yang tersisa pergi ke *economizer* sebelumnya dikosongkan melalui cerobong agar air tetap berada di dalam ketel menyerap panas dari dinding dan pipa, menyebabkan air mendidih. Uap air yang terbentuk kemudian dikirim ke *steam header*, di mana ia dikirim daerah proses. Unit penghasil uap ini dapat memenuhi kebutuhan uap sebesar 122 Kg/Jam.

Tabel 5. 3 Data Kebutuhan *Steam* Setiap Alat

No	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (Kg/Jam)
1	Heater -01	HE-01	10
2	Heater-02	HE-02	15
3	Vaporizer-01	VP-01	13
4	Vaporizer-02	VP-02	27
5	Reboiler-01	RB-01	56
<b>Total</b>			<b>122</b>

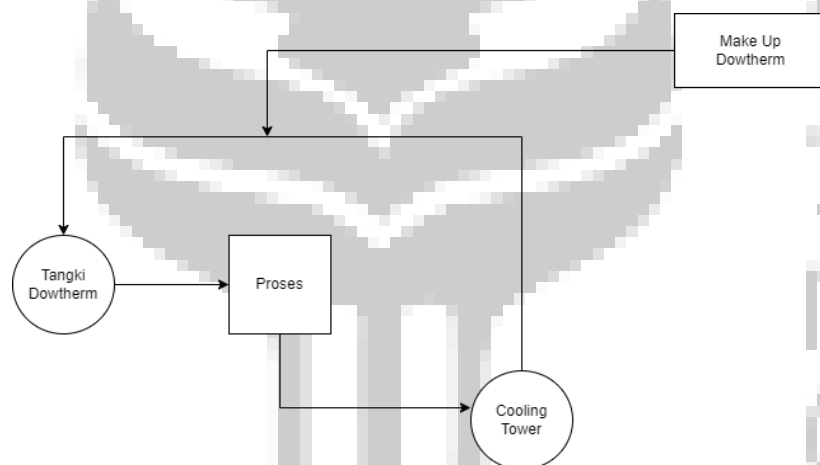
### 5.3 Unit Pengolahan Dowtherm

Unit ini mempunyai fungsi sebagai pemasok Dowtherm yang digunakan sebagai media pendingin dan kondensor. Di mana Dowtherm digunakan Dowtherm A mengingat jenis Dowtherm ini dapat bekerja di suhu tinggi, sehingga lebih efektif daripada menggunakan air refrigeran biasa, yang awalnya dapat memanaskan dan menguap sebelum proses pendinginan selesai. Dowtherm A terdiri dari senyawa difenil eter dan bifenil eter, yang dapat digunakan dalam berbagai aplikasi fase cair dan uap dalam kisaran 15- 400 °C dan tekanan 1-10,6 bar. Jumlah Dowtherm yang digunakan adalah 315,247 kg/jam diperoleh dari PT Samirashem Indonesia, Jakarta Timur.



Tabel 5. 4 Data Kebutuhan *Dowtherm* Pada Alat

Alat	Kode	Kebutuhan (lb/jam)	Tin (°C)	Tout (°C)
Cooler-01	C-01	383,03	110	295
Cooler-02	C-02	309,91	25	105
Condensor-01	CD-01	1,59	50	145
Condensor-02	CD-02	0,41	50	145
<b>Total</b>		<b>695</b>	<b>235</b>	<b>690</b>



#### 5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit bertujuan untuk menutupi kebutuhan listrik pabrik ini yang diperoleh dari PLN. Artinya jika terjadi gangguan pada PLN maka digunakan genset

untuk pengendalian daya yang dianggap penting seperti boiler, kompresor dan pompa. Prinsip pengoperasian generator ini adalah pembakaran diesel dan udara terkompresi menghasilkan panas. Panas tersebut kemudian digunakan untuk menyalakan generator menghasilkan listrik dan kemudian mendistribusikannya ke

panel dan seterusnya didistribusikan ke unit pengguna. Kebutuhan daya pabrik dapat dibagi menjadi:

1. Kebutuhan Listrik Power Plant

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik *Power Plant*

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower	BL-01	0,04	27,42
	BL-02	0,04	27,42
	BL-03	0,04	27,42
	BL-04	0,04	27,42
	BL-05	0,04	27,42
	BL-06	0,04	27,42
	BL-07	0,04	27,42
	BL-08	0,04	27,42
Pompa	P-01	0,05	37,29
	P-02	0,05	37,29
	P-03	0,05	37,29
	P-04	0,05	37,29
	P-05	0,05	37,29
	P-06	0,05	37,29
	P-07	0,05	37,29
	P-08	0,05	37,29

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik *Power Plant* Lanjutan

P-09	0,05	37,29
P-10	0,05	37,29
P-11	0,05	37,29

Total kebutuhan listrik untuk power plant sebesar 0,63 Kw

## 2. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
BL-Cooling Tower	CT-01	5	3728,5
Kompresor	K-01	3,5	2610
Pompa	PU-01	0,125	93,2
	PU-02	0,125	93,2
	PU-03	0,125	93,2
	PU-04	0,05	37,3
	PU-05	0,125	93,2
	PU-06	0,125	93,2
	PU-07	0,125	93,2
	PU-08	0,125	93,2
	PU-09	0,125	93,2
	PU-10	0,05	93,2

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Utilitas Lanjutan

	PU-11	0,05	37,3
	PU-12	0,05	37,3
	PU-13	0,05	37,3
	PU-14	0,05	37,3
	PU-15	0,05	37,3
	PU-16	0,05	37,3
	PU-17	0,05	37,3
	PU-18	0,05	37,3
	PU-19	0,05	37,3
	PU-20	0,05	37,3
	PU-21	0,05	37,3
	Kompresor K-01	3,5	2610

Total kebutuhan listrik untuk unit utilitas sebesar 10,18 kW.

### 3. Kebutuhan Listrik Alat Control

Kebutuhan daya unit kontrol diperkirakan 25% dari total daya listrik harus menggerakkan motor, yang merupakan daya yang dibutuhkan 2,7021 kW.

### 4. Kebutuhan Listrik Bengkel, Laboratorium, dll.

Power daya bengkel dan laboratorium dinilai 15% dari total daya yang dibutuhkan untuk menjalankan mesin, daya yang dibutuhkan 1,6212 kW.

#### 5. Kebutuhan Listrik Penerangan

Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC dari pabrik Dimetilnilin diperkirakan 15% dari total arus yang dibutuhkan untuk menjalankannya, daya diperlukan sebesar 1,6212 kW.

#### 6. Kebutuhan Listrik Peralatan Kantor

Konsumsi listrik kantor (AC, komputer, dll) diperkirakan 15% dari listrik yang dibutuhkan untuk menjalankan mesin sebesar 1,6212 kW. Maka total kebutuhan listrik yang diperlukan adalah :

Tabel 5. 7 Data Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Power Plant	0,6295
2	Unit Utilitas	10,178
3	Alat Kontrol	2,7021
4	Bengkel, Laboratorium	1,6212
5	Penerangan	1,6212
6	Peralatan Kantor	1,6212
<b>Total</b>		<b>18,3742</b>

Kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN, namun bersifat cadangan generator sebagai tindakan pencegahan jika terjadi kegagalan daya sekitar PLN. Efisiensi generator ini adalah 80% 22,9677 kW dengan solar 1,1866 liter/jam

### 5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara terkompresi ini digunakan untuk mengontrol perangkat pengatur pneumatik. Udara terkompresi yang digunakan disertai tekanan 5,5 bar dan suhu 30°C, dengan masing-masing unit kontrol membutuhkan udara tekan hingga 1.6992 m<sup>3</sup>/jam sesuai standar kebutuhan udara PT Indo Acidatama Tbk. Jumlah total unit kontrol yang digunakan adalah 21 kebutuhan udara tekan sebesar 35.6832 m<sup>3</sup>/jam. Selanjutnya, faktor tersebut digunakan kepastian 20%, sehingga kebutuhan udara tekan adalah 39,25152 m<sup>3</sup>/jam. Kebutuhan udara bertekanan ditutupi oleh kompresor yang dilengkapi dengan pengering yang mengandung silikon gel.

### 5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Tujuan dari unit ini adalah untuk menutupi kebutuhan bahan bakar yang diperlukan pada unit proses dan operasional, bahan bakar ini diperoleh dari PT.Pertamina. Berikut ini kebutuhan bahan bakar yang akan digunakan:

Tabel 5. 8 Data Kebutuhan Bahan Bakar

No	Komponen	Jumlah
1	Fuel Oil BO-01	0,16 m <sup>3</sup> /hari
2	Fuel Oil BO-02	0,10 m <sup>3</sup> /hari
3	Fuel Oil BO-03	0,29 m <sup>3</sup> /hari
4	Solar	0,03 m <sup>3</sup> /hari
5	Industrial Diesel Oil	1,1866 lt/jam

## 5.7 Unit Pengolahan Limbah

Tujuan dari unit tersebut adalah untuk mengolah limbah yang dihasilkan di pabrik-pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan. Pabrik ini terlebih dahulu diproses untuk memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah yang timbul sebagai berikut:

1. Air limbah dari pabrik demineralisasi dan regenerasi resin sisa. air ini asam atau basa, oleh karena itu diperlukan netralisasi (hingga pH 7) dengan  $H_2SO_4$  atau  $NaOH$  sebelum dialirkan ke pelindung akhir dan dibuang.
2. Limbah gas hasil reaksi yang dipisahkan di Separator-03 yaitu akan dibakar menggunakan flare agar gas terbakar dan tidak mencemari udara di lingkungan.

## 5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

### 5.8.1 Pompa Utilitas

Tabel 5. 9 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air sungai dari screening ke reservoir/Sedimentasi (BU-01)	Mengalirkan air dari bak sedimentasi menuju bak koagulasi dan flokulasi

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan

<b>Parameter</b>	<b>PU—01</b>	<b>PU-02</b>	<b>PU-03</b>
Bahan	<i>Commercial</i>	<i>Commercial Steel,</i>	<i>Commercial</i>
Konstruksi	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>
<b>Spesifikasi</b>			
Kapasitas	8,90 gal/min	10,92 gal/min	12,74 gal/min
Rate Volumetrik	0,02 ft <sup>3</sup> /s	0,02 ft <sup>3</sup> /s	0,02 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1,91 ft/s	1,72 ft/s	2,008 ft/s
IPS	1,25 in	1,5 in	1,5 in
Flow Area	1,5 in	2,04 in	2,04 in
OD	1,66 in	1,9 in	1,9 in
ID	1,38 in	1,61 in	1,61 in
Efisiensi Pompa	45%	50%	53%
Power Motor	0,125 HP	0,125 HP	0,125 HP
Harga	Rp. 147.519.324	Rp.162.957.393	Rp.162.957.393



Tabel 5. 10 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (1)

<b>Parameter</b>	<b>PU-04</b>	<b>PU-05</b>	<b>PU-06</b>
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki alum menuju bak koagulasi	Mengalirkan air dari bak koagulasi menuju ke bak flokulasi	Mengalirkan air dari bak flokulasi menuju bak pengendap
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel, Radial flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi			
Kapasitas	0,0016 gal/min	12,74 gal/min	10,92 gal/min
Rate Volumetrik	0,00000036 ft <sup>3</sup> /s	0,02 ft <sup>3</sup> /s	0,02 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	0,009 ft/s	2,008 ft/s	1,72 ft/s
IPS	0,125 in	1,5 in	1,5 in
Flow Area	0,058 in	2,04 in	2,04 in
OD	0,405 in	1,9 in	1,9 in
ID	0,269 in	1,61 in	1,61 in
Efisiensi Pompa	40%	53%	50%
Power Motor	0,05 HP	0,125 HP	0,125 HP
Harga	Rp. 53.175.570	Rp. 162.957.393	Rp. 162.957.393

Tabel 5. 11 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (2)

Parameter	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap menuju bak saringan pasir	Mengalirkan air dari bak sand filter menuju bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju area kebutuhan air
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi			
Kapasitas	8,89 gal/min	8,89 gal/min	8,89 gal/min
Rate Volumetrik	0,02 ft <sup>3</sup> /s	0,02 ft <sup>3</sup> /s	0,02 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1,9 ft/s	1,9 ft/s	1,9 ft/s
IPS	1,25 in	1,25 in	1,25 in
Flow Area	1,5 in	1,5 in	1,5 in
OD	1,66 in	1,66 in	1,66 in
ID	1,38 in	1,38 in	1,38 in
Efisiensi Pompa	45%	45%	45%
Power Motor	0,125 HP	0,125 HP	0,125 HP
Harga	Rp. 147.519.324	Rp. 147.519.324	Rp. 147.519.324

Tabel 5. 12 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (3)

Parameter	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari bak tangki kaporit menuju tangki klorinasi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju air tangki bersih	Megalirkan air dari tangki bersih menuju kebutuhan domestik
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	<i>Commercial</i>	<i>Commercial Steel,</i>	<i>Commercial</i>
Konstruksi	<i>Steel, Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Steel, Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi			
Kapasitas	0,017 gal/min	3,32 gal/min	3,32 gal/min
Rate Volumetrik	0,000038 ft <sup>3</sup> /s	0,007 ft <sup>3</sup> /s	0,007 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	0,09 ft/s	2,008 ft/s	2,008 ft/s
IPS	0,125 in	0,75 in	0,75 in
Flow Area	0,058 in	0,534 in	0,534 in
OD	0,405 in	1,05 in	105 in
ID	0,269 in	0,824 in	,824 in
Efisiensi Pompa	40%	40%	40%
Power Motor	0,05 HP	0,05 HP	0,05 HP
Harga	Rp. 53.175.530	Rp. 104.635.799	Rp. 104.635.799

Tabel 5. 13 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (4)

Parameter	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air service menuju kebutuhan service	Mengalirkan larutan NaCl menuju mixed bed	Mengalirkan NaOH dari tangki (TU-07) menuju ke mixed bed
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel, Radial flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Radial flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi			
Kapasitas	2,58 gal/min	0,239 gal/min	0,22 gal/min
Rate Volumetrik	0,005 ft <sup>3</sup> /s	0,0005 ft <sup>3</sup> /s	0,0005 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1,55 ft/s	0,73 ft/s	0,70 ft/s
IPS	0,75 in	0,25 in	0,25 in
Flow Area	0,534 in	0,104 in	0,104 in
OD	1,05 in	0,54 in	0,54 in
ID	0,824 in	0,364 in	0,364 in
Efisiensi Pompa	40%	40%	40%
Power Motor	0,05 HP	0,05 HP	0,05 HP
Harga	Rp. 104.635.799	Rp. 65.182.957	Rp. 65.182.957

Tabel 5. 14 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (5)

Parameter	PU-16	PU-17	PU-18
Fungsi	Mengalirkan air dari mixed bed (MB-01) menuju tangki air demin (TU-08)	Mengalirkan air dari tangki demin (TU-08) menuju deurator (DE-01)	Mengalirkan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> dari tangki (TU-09) menuju Deaerator (DE-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel, Radial flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Radial flow impellers</i>
Spesifikasi			
Kapasitas	2,98 gal/min	2,98 gal/min	0,00018 gal/min
Rate Volumetrik	0,0066 ft <sup>3</sup> /s	0,0066 ft <sup>3</sup> /s	0,0000004 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1,79 ft/s	1,79 ft/s	0,0010 ft/s
IPS	0,75 in	0,75 in	0,125 in
Flow Area	0,534 in	0,534 in	0,058 in
OD	1,05 in	1,05 in	0,405 in
ID	0,824 in	0,824 in	0,269 in
Efisiensi Pompa	40%	40%	40%
Power Motor	0,05 HP	0,05 HP	0,05 HP
Harga	Rp. 104.635.799	Rp. 104.635.799	Rp. 53.175.570

Tabel 5. 15 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan (6)

Parameter	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari Deaerator menuju boiler-01	Mengalirkan air dari Deaerator menuju boiler-02	Mengalirkan air dari Deaerator menuju boiler-03
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel, Radial flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>	<i>Commercial Steel, Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi			
Kapasitas	0,15 gal/min	1,24 gal/min	1,59 gal/min
Rate Volumetrik	0,0003 ft <sup>3</sup> /s	0,002 ft <sup>3</sup> /s	0,003 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	0,48 ft/s	1,31 ft/s	0,96 ft/s
IPS	0,25 in	0,5 in	0,75 in
Flow Area	0,104 in	0,304 in	0,534 in
OD	0,54 in	0,84 in	1,05 in
ID	0,364 in	0,622 in	0,824 in
Efisiensi Pompa	40%	40%	40%
Power Motor	0,05 HP	0,05 HP	0,05 HP
Harga	Rp. 65.182.957	Rp. 89.197.731	Rp. 104.635.799

## 5.8.2 Bak Utilitas

Tabel 5. 16 Spesifikasi Bak Utilitas

Parameter	BU-01	BU-02	BU-03
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispesi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan yang berfungsi untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis Bahan	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak silinder tegak beton bertulang	Bak silinder tegak beton bertulang
Panjang (m)	3,4373	-	-
Lebar (m)	3,4373	-	-
Tinggi (m)	1,7187	1,4783	1,4783
Diameter (m)	-	1,4783	1,4783
Harga	Rp. 111.373.311	Rp. 111.373.311	Rp. 111.373.311

Tabel 5. 17 Spesifikasi Bak Utilitas Lanjutan (1)

Parameter	BU-04	BU-05
Fungsi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi) 2	Bak penampungan sementara setelah di saring sand filter
Jenis Bahan	Bak persegi dengan beton bertulang	Bak persegi dengan beton bertulang
Panjang (m)	2,7282	1,6046
Lebar (m)	2,7282	1,6046
Tinggi (m)	1,3641	0,8023
Diameter (m)	-	-
Harga	Rp. 111.373.311	Rp. 111.373.311



### 5.8.3 Tangki Utilitas

Tabel 5. 18 Spesifikasi Tangki Utilitas

Parameter	TU-01	TU-02	TU-03
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 %	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air domestik	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi
Jenis Bahan	Silinder tegak	Silinder Berpengaduk	Silinder tegak
Tinggi (m)	0,5415	0,9945	0,2588
Diameter (m)	0,2708	0,9945	0,1294
Volume (m <sup>3</sup> )	0,0312	0,7722	0,0017
Harga	Rp. 36.090.774	Rp. 30.395.842	Rp. 30.395.842

Tabel 5. 19 Spesifikasi Tangki Utilitas Lanjutan (1)

Parameter	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menampung air bersih untuk keperluan domestik seperti kantor	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi penukar kation.
Jenis Bahan	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Tinggi (m)	2,8688	2,6373	0,750
Diameter (m)	2,8688	2,6373	0,750
Volume (m <sup>3</sup> )	18,5335	14,400	0,3306
Harga	Rp. 188.704.661	Rp. 94.944.123	Rp. 115.854.129

Tabel 5. 20 Spesifikasi Tangki Utilitas Lanjutan (2)

Parameter	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi penukar anion.	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler.	Menyimpan larutan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
Jenis Bahan	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak

Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Utilitas Lanjutam (2)

Parameter	TU-07	TU-8	TU-09
Tinggi (m)	0,933	2,77	2,43
Diameter (m)	0,933	2,77	1,21
Volume (m <sup>3</sup> )	0,6367	16,64	1,41
Harga	Rp. 59.282.184	Rp. 150.349.636	Rp. 205.617.923

#### 5.8.4 Screener Utilitas

Tabel 5. 21 Spesifikasi *Screener* Utilitas

Parameter	<i>Screener</i>
Fungsi	Memfilter Kotoran
Material	Alumunium
Lebar (ft)	8
Panjang (ft)	10
Diameter (cm)	1
Harga	Rp. 302.826.296

Tabel 5. 22 Spesifikasi *Sand Filter*

Parameter	<i>Screener</i>
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada
Jenis Bahan	Bak berbentuk balok
Material	<i>spheres</i>

Tabel 5.22 Spesifikasi *Sand Filter* Lanjutan

<b>Parameter</b>	<b><i>Screener</i></b>
Panjang (m)	1,0795
Lebar (m)	1,0795
Tinggi (m)	0,5397
Harga	Rp. 5.400.678

### 5.8.5 *Cooling Tower*

Tabel 5. 23 Spesifikasi *Cooling Tower*

<b>Parameter</b>	<b><i>Cooling Tower</i></b>
Fungsi	Menurunkan suhu Dowterm A setelah digunakan
Jenis Bahan	Cooling tower induced draft
Lebar (ft)	0,8078
Tinggi (ft)	9,4747
Harga	Rp. 458.870.864

### 5.8.6 Mixed Bed

Tabel 5. 24 Spesifikasi *Mixed Bed*

Parameter	<i>Mixed Bed</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg serta anion Cl, SO <sub>4</sub> dan NO <sub>3</sub>
Jenis Bahan	Tangki silinder tegak
Resin	Zeolit
Diameter (m)	0,2743
Tinggi (m)	1,6764
Volume bed (m <sup>3</sup> )	0,0826
Volume bak resin (m <sup>3</sup> )	499,0609
Tebal (in)	0,1875
Harga	Rp. 15.453.039

### 5.8.7 Deaerator

Tabel 5. 25 Spesifikasi *Deaerator*

Parameter	<i>Deaerator</i>
Fungsi	Menghilangkan gas CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> yang terikat dalam air umpan yang menyebabkan kerak pada reboiler.

Tabel 5.25 Spesifikasi *Deaerator* Lanjutan

<b>Parameter</b>	<b>Deaerator</b>
Jenis Bahan	Tangki silinder tegak
Diameter (m)	1,5231
Tinggi (m)	3,0463
Volume (m <sup>3</sup> )	2,7739
Harga	Rp. 174.621.914

### 5.8.8 Blower Cooling Tower

Tabel 5. 26 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

<b>Parameter</b>	<b>Blower Cooling Tower</b>
Fungsi	menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis Bahan	<i>Centrifugal blower</i>
Bahan	Carbon steel SA-285 Grade C
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	6.374,023
Efisien	20%
Power (HP)	5
Harga	Rp. 17.153.410

## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dari perancangan Pabrik Dimetilnilin merupakan salah satu aspek yang sangat penting untuk mendirikan suatu pabrik. Tujuan dari dilakukannya evaluasi ekonomi agar mampu memperkirakan modal investasi dan mengetahui kelayakan pabrik yang sedang dirancang untuk didirikan. Salah satu bagian penting dalam perancangan pabrik adalah mengestimasi harga dari alat-alat yang diperlukan dalam pengoperasian pabrik. Hal itu dikarenakan harga alat dapat menjadi dasar patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan mempertimbangkan kebutuhan modal investasi, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya dan terjadinya titik balik modal.

Berbagai komponen perhitungan evaluasi ekonomi yang diperlukan antara lain :

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

Guna meninjau lebih lanjut faktor-faktor diatas maka perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor antara lain :

- a. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri dari :
  - *Fixed Capital Investment* (Modal Tetap)
  - *Working Capital* (Modal Kerja)
- b. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Costs*) yang terdiri dari :
  - Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Costs*)
  - Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- c. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik balik modal, maka perlu memperkirakan beberapa hal yaitu:

- Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

### **6.1 Harga Alat**

Harga peralatan yang dijual akan mengalami perubahan seiring dengan perubahan ekonomi. Oleh karena itu, untuk mengetahui harga peralatan pada tahun tertentu dapat dilakukan dengan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun yang lalu.

Indeks harga pada tahun 2026 dapat diperkirakan dengan menggunakan linier data indeks pada tahun 1970 hingga 2021 yang dapat dilihat pada Tabel

6.1



Tabel 6. 1 Indeks Harga pada Tahun 1970 hingga 2021

No	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1	1970	125,7
2	1971	132,3
3	1972	137,2
4	1973	144,1
5	1974	165,4
6	1975	182,4
7	1976	192,1
8	1977	204,1
9	1978	218,8
10	1979	238,7
11	1980	261,2
12	1981	297
13	1982	314
14	1983	317
15	1984	322,7
16	1985	325,3
17	1986	318,4
18	1987	323,8
19	1988	342,5

Tabel 6.1 Indeks Harga pada Tahun 1970 hingga 2021 Lanjutan

21	1990	357,6
22	1991	361,3
23	1992	356,2
24	1993	359,2
25	1994	368,1
26	1995	381,1
27	1996	381,1
28	1997	386,5
29	1998	389,5
30	1999	390,6
31	2000	394,1
32	2001	394,3
33	2002	395,6
34	2003	402
35	2004	444,2
36	2005	468,2
37	2006	499,6
38	2007	525,4
39	2008	575,4
40	2009	521,9

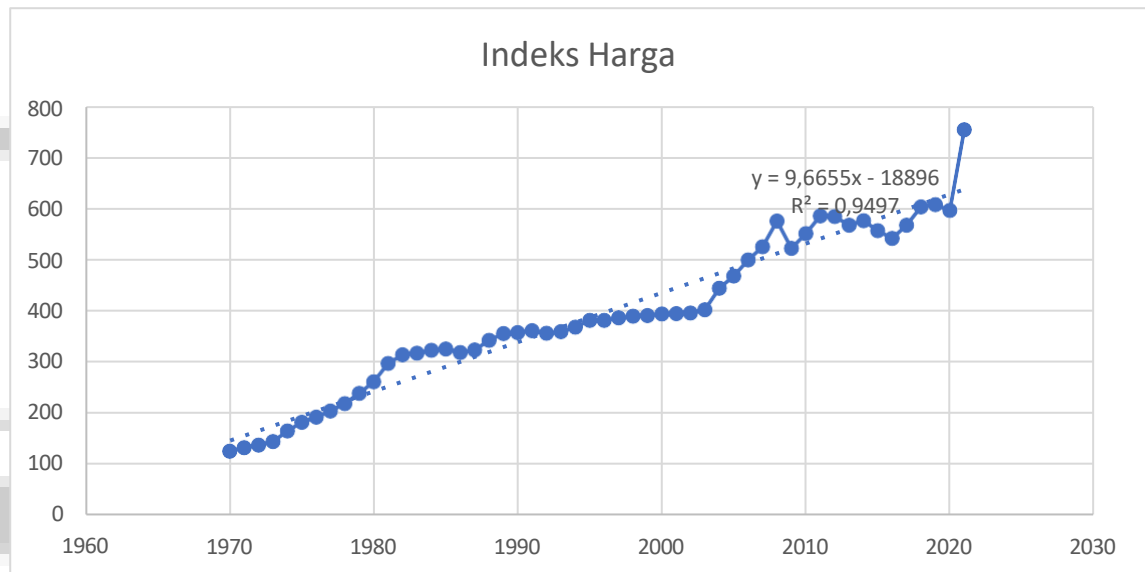
Tabel 6.1 Indeks Harga pada Tahun 1970 hingga 2021 Lanjutan

41	2010	550,8
42	2011	585,7
43	2012	584,6
44	2013	567,3
45	2014	576,1
46	2015	556,8
47	2016	541,7
48	2017	567,5
49	2018	603,1
50	2019	607,5
51	2020	596,2
52	2021	754

(Sources : [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci))

Berdasarkan data diatas maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah  $y = 9,6655x - 18896$ . Pabrik Dimetilanilin dari Anilin dan Metanol kapasitas 3.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2026 dan beroperasi pada tahun 2027.

Dari persamaan regresi linear diatas diperoleh indeks pada tahun 2026 sebesar 686,303. Grafik hasil plotting data diatas dapat dilihat pada gambar 6.1



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat

Untuk mengetahui harga alat pada Pabrik Dimetilnilin dapat diperoleh dari situs Matche ([www.matche.com](http://www.matche.com)) serta dari beberapa referensi lainnya. Perhitungan alat pada tahun 2026 saat pabrik didirikan diperoleh dengan rumus berikut :

$$E_x = \left( \frac{N_x}{N_y} \right) E_y \quad (\text{Aries \& Newton})$$

Keterangan :

$E_x$  = Harga Tahun Pembelian

$E_y$  = Harga Pembelian Alat pada Tahun Referensi

$N_x$  = Indeks Harga Pada Tahun Pembelian

$N_y$  = Indeks Harga pada Tahun Referensi

## 6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi Pabrik Dimetilanilin ini adalah :

1. Kapasitas produksi : 3.000 ton/yahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun : 2026
4. Pabrik beroperasi tahun : 2027
5. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 14.991,59
6. Umur alat = 10 tahun

### 6.2.1 Perkiraan Harga Alat

Perkiraan harga alat dibagi menjadi 2 bagian yang terdiri dari harga alat untuk proses dan harga alat untuk utilitas. Berikut merupakan perkiraan harga alat yang akan digunakan dalam Pra Rancangan Pabrik Dimetilanilin terdapat pada Tabel 6.2

Tabel 6. 2 Perkiraan Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Tangki Penyimpanan	T-01	1	\$ 138.554	Rp 2.083.048.123
2	Tangki Penyimpanan	T-02	1	\$ 149.223	Rp 2.243.448.874
3	Tangki Penyimpanan	T-03	1	\$ 186.374	Rp 2.801.990.128
4	Pompa	P-01	1	\$ 5.429	Rp 81.626.603
5	Pompa	P-02	1	\$ 5.429	Rp 81.626.603

Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses Lanjutan

6	Pompa	P-03	1	\$ 3.968	Rp 59.650.210
7	Pompa	P-04	1	\$ 5.429	Rp 81.626.603
8	Pompa	P-05	1	\$ 6.369	Rp 95.754.284
9	Pompa	P-06	1	\$ 3.968	Rp 59.650.210
10	Pompa	P-07	1	\$ 6.369	Rp 95.754.285
11	Pompa	P-08	1	\$ 5.429	Rp 81.626.603
12	Pompa	P-09	1	\$ 3.968	Rp 59.650.210
13	Pompa	P-10	1	\$ 6.369	Rp 95.754.285
14	Pompa	P-11	1	\$ 6.369	Rp 95.754.285
15	Blower	BL-01	1	\$ 731	Rp 10.988.197
16	Blower	BL-02	1	\$ 835	Rp 12.557.939
17	Blower	BL-03	1	\$ 1.044	Rp 15.697.424
18	Blower	BL-04	1	\$ 1.357	Rp 20.406.651
19	Blower	BL-05	1	\$ 1.775	Rp 26.685.620
20	Blower	BL-06	1	\$ 1.671	Rp 25.115.878
21	Blower	BL-07	1	\$ 1.149	Rp 17.267.166
22	Blower	BL-08	1	\$ 104	Rp 1.569.742
23	Vaporizer	V-01	1	\$ 26.520	Rp 398.714.562

Tabel 6.2 Perkiraan Harga Alat Proses Lanjutan

24	<i>Vaporizer</i>	V-02	1	\$ 15.698	Rp 236.010.765
25	<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	\$ 51.788	Rp 778.592.215
26	<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1	\$ 34.456	Rp 518.014.982
27	<i>Cooler</i>	C-01	1	\$ 27.581	Rp 414.663.144
28	<i>Cooler</i>	C-02	1	\$ 5.015	Rp 75.394.726
29	<i>Condensor</i>	CD-01	1	\$ 19.838	Rp 298.251.050
30	<i>Condensor</i>	CD-02	1	\$ 14.096	Rp 211.915.220
31	<i>Separator</i>	S-01	1	\$ 7.309	Rp 109.881.966
32	<i>Separator</i>	S-02	1	\$ 7.309	Rp 109.881.966
33	<i>Separator</i>	S-03	1	\$ 8.979	Rp 134.997.844
34	Menara Distilasi	MD-01	1	\$ 38.559	Rp 579.705.857
35	Reboiler	RB-01	1	\$ 21.613	Rp 324.936.670
36	Accumumator	ACC-01	1	\$2.564	Rp 38.552.873
37	Reaktor	R-01	1	\$ 12.876	Rp 193.580.398
<b>Total Alat Proses</b>				<b>\$ 836.116</b>	<b>Rp 12.570.344.158</b>

Tabel 6. 3 Perkiraan Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Boiler	BO-01	1	\$12.094	Rp181.826.143
2	Boiler	BO-02	1	\$58.759	Rp883.400.602
3	Boiler	BO-03	1	\$71.082	Rp1.068.657.427

Table 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas Lanjutan

4	Pompa	PU-01	1	\$9.812	Rp147.519.324
5	Pompa	PU-02	1	\$10.839	Rp162.957.393
6	Pompa	PU-03	1	\$10.839	Rp162.957.393
7	Pompa	PU-04	1	\$3.537	Rp53.175.570
8	Pompa	PU-05	1	\$10.839	Rp162.957.393
9	Pompa	PU-06	1	\$10.839	Rp162.957.393
10	Pompa	PU-07	1	\$9.812	Rp147.519.324
11	Pompa	PU-08	1	\$9.812	Rp147.519.324
12	Pompa	PU-09	1	\$9.812	Rp147.519.324
13	Pompa	PU-10	1	\$3.537	Rp53.175.570
14	Pompa	PU-11	1	\$6.960	Rp104.635.799
15	Pompa	PU-12	1	\$6.960	Rp104.635.799
16	Pompa	PU-13	1	\$6.960	Rp104.635.799
17	Pompa	PU-14	1	\$4.336	Rp65.182.957
18	Pompa	PU-15	1	\$4.336	Rp65.182.957
19	Pompa	PU-16	1	\$6.960	Rp104.635.799
20	Pompa	PU-17	1	\$6.960	Rp104.635.799
21	Pompa	PU-18	1	\$3.537	Rp53.175.570
22	Pompa	PU-19	1	\$4.336	Rp65.182.957
23	Pompa	PU-20	1	\$5.933	Rp89.197.731
24	Pompa	PU-21	1	\$6.960	Rp104.635.799



Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas Lanjutan

25	Tangki	TU-01	1	\$2.401	Rp36.090.774
26	Tangki	TU-02	1	\$2.022	Rp30.395.842
27	Tangki	TU-03	1	\$2.022	Rp30.395.842
28	Tangki	TU-04	1	\$12.552	Rp188.704.661
29	Tangki	TU-05	1	\$6.315	Rp94.944.123
30	Tangki	TU-06	1	\$7.706	Rp115.854.129
31	Tangki	TU-07	1	\$3.943	Rp59.282.184
32	Tangki	TU-08	1	\$10.001	Rp150.349.636
33	Tangki	TU-09	1	\$13.677	Rp205.617.923
34	Tangki Bahan Bakar (Solar Generation)	TU-10	1	\$13.071	Rp196.509.462
35	Tangki Bahan Bakar (Fuel Oil Boiler 1)	TU-11	1	\$13.071	Rp196.509.462
36	Tangki Bahan Bakar (Fuel Oil Boiler 2)	TU-12	1	\$13.071	Rp196.509.462
37	Tangki Bahan Bakar (Fuel Oil Boiler 3)	TU-13	1	\$13.071	Rp196.509.462

Tabel 6.3 Perkiraan Harga Alat Utilitas Lanjutan

38	Tangki Bahan Bakar (LNG)	TU-14	1	\$13.071	Rp196.509.462
39	Bak Penampungan	BPU-01	1	\$7.432	Rp111.737.311
40	Bak Penampungan	BPU-02	1	\$7.432	Rp111.737.311
41	Bak Penampungan	BPU-03	1	\$7.432	Rp111.737.311
42	Bak Penampungan	BPU-04	1	\$7.432	Rp111.737.311
43	Bak Penampungan	BPU-05	1	\$7.432	Rp111.737.311
44	Cooling Tower	CT-01	1	\$30.522	Rp458.870.864
45	Kompresor	K-01	1	\$17.381	Rp261.315.044
46	Blower	BLU-01	1	\$1.141	Rp17.153.410
47	Generator	GE-01	1	\$23.019	Rp346.070.042
48	Screening	FU-01	1	\$20.142	Rp302.826.296
<b>Total Alat Proses</b>				<b>\$551.209</b>	<b>Rp 8.286.983.782</b>

## 6.2.2 Perhitungan Biaya

### 6.2.2.1 Modal (*Capital Investment*)

*Capital Investment* atau yang biasa disebut dengan modal investasi adalah sejumlah uang yang harus disiapkan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. *Capital Investment* terbagi menjadi 2 macam diantaranya yaitu :

#### 1. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya atau modal tetap yang harus dikeluarkan untuk pengadaan fasilitas-fasilitas di suatu pabrik dan alat operasi lainnya.

Hasil perhitungan untuk merencanakan pendirian Pabrik Dimetilanilin meliputi

*Physical Plant Cost*, *Direct Plant Cost*, dan *Fixed Capital Investment* seperti

pada Tabel 6.4 Tabel 6. 4 *Physical Plan Cost (PPC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 20.857.327.940	\$1.387.325
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 5.214.331.985	\$346.831
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp 3.682.390.435	\$244.934
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 11.825.063.233	\$786.544
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 5.266.024.523	\$350.270
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 842.608.020	\$56.046
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 2.085.732.294	\$138.733
8	<i>Building Cost</i>	Rp 14.684.000.000	\$976.706
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 14.570.400.000	\$969.150
	<b>Total</b>	<b>Rp 79.027.878.930</b>	<b>\$5.256.539</b>

Tabel 6. 5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp 79.027.878.930	\$5.256.539
2	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 19.756.969.732	\$1.314.135
<b>Total</b>		<b>Rp 98.784.848.662</b>	<b>\$6.570.674</b>

Tabel 6. 6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 98.784.848.662	\$6.570.674
2	<i>Contractor's Fee</i>	Rp 9.878.484.866	\$657.067
3	<i>Contingency</i>	Rp 24.696.212.166	\$1.642.669
<b>Total</b>		<b>Rp 133.359.545.694</b>	<b>\$8.870.410</b>

## 2. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* adalah modal biaya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik atau usaha yang digunakan untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu dari pinjaman bank, uang pribadi atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan uang pinjaman dari bank tergantung pada jumlah uang sendiri atau uang pinjaman, bisa menggunakan *sharing* profit sebesar 40:60 atau 30:70 ataupun perbandingan lainnya menyesuaikan dengan uang yang ditanamkan. Tujuan dari penanaman modal

adalah untuk mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam.

Ada beberapa ciri-ciri investasi yang baik dan tepat diantaranya yaitu :

- a) Investasi cepat kembali
- b) Biasa menghasilkan keuntungan yang maksimum
- c) Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai aman ataupun lainnya.

Tabel 6. 7 *Working Capital Investment (WCI)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 1.473.904.443	\$98.037
2	<i>Inprocess Inventory</i>	Rp 222.252.319	\$14.783
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 3.111.532.460	\$206.964
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 5.453.315.452	\$362.727
5	<i>Available Cash</i>	Rp 13.335.139.114	\$886.987
	<b>Total</b>	<b>Rp 23.596.143.788</b>	<b>\$1.569.497</b>

#### 6.2.2.2 *Biaya Produksi (Manufacturing Cost)*

*Manufacturing Cost* merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik. Biaya ini terdiri dari *Direct Cost*, *Indirect Cost*, dan *Fixed Cost* yang berkaitan dalam pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* terdiri dari :

### 1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

*Direct Manufacturing Cost* atau biaya langsung merupakan biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6. 8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 69.484.066.601	\$4.621.733
2	<i>Labor</i>	Rp 14.100.000.000	\$937.861
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.410.000.000	\$93.786
4	<i>Maintenance</i>	Rp 2.667.190.914	\$177.408
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 400.078.637	\$26.611
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 2.570.848.713	\$171.000
7	<i>Utilities</i>	Rp 10.276.956.346	\$683.572
	<b>Total</b>	<b>Rp 100.909.141.211</b>	<b>\$6.711.971</b>

### 2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Indirect Manufacturing Cost* atau biaya tidak langsung merupakan biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6. 9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.820.000.000	\$187.572
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.820.000.000	\$187.572
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 11.280.000.000	\$750.289

Tabel 6.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC) Lanjutan

4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 12.854.243.565	\$855.000
<b>Total</b>		<b>Rp 29.774.243.565</b>	<b>\$1.980.434</b>

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

*Fixed Manufacturing Cost* atau biaya tetap merupakan biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi ataupun tidak. Pengeluaran ini bersifat konstan atau tetap dimana tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6. 10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 12.002.359.112	\$798.337
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 2.667.190.914	\$177.408
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.333.595.457	\$88.704
<b>Total</b>		<b>Rp 16.003.145.483</b>	<b>\$1.064.449</b>

Tabel 6. 11 *Total Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 100.909.141.211	\$6.711.971
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 29.774.243.565	\$1.980.434
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp 16.003.145.483	\$1.064.449
<b>Total</b>		<b>Rp 146.686.530.259</b>	<b>\$9.756.854</b>

### 6.2.2.3 *Pengeluaran Umum (General Expenses)*

*General Expenses* atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan dimana tidak termasuk *Manufacturing Cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna kepentingan kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 12 *General Expenses*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 8.801.191.816	\$585.411
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 22.002.979.539	\$1.463.528
3	<i>Research</i>	Rp 11.734.922.421	\$780.548
4	<i>Finance</i>	Rp 6.278.227.579	\$417.596
<b>Total</b>		<b>Rp 48.817.321.354</b>	<b>\$3.247.084</b>



Tabel 6. 13 *Total Production Cost*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 146.686.530.259	\$9.756.854
2	<i>General Expenses (GE)</i>	Rp 48.817.321.354	\$3.247.084
<b>Total</b>		<b>Rp 195.503.851.613</b>	<b>\$13.003.939</b>

### 6.2.3 Analisa Keuntungan

#### 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan	: Rp 257.084.871.300
Total Biaya Produksi	: Rp 195.503.851.614
Keuntungan	: Total Penjualan – Total Biaya Produksi
	: Rp 61.581.019.686

#### 2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak	: 22% x Rp 61.581.019.686
	: Rp 13.547.824.331
Keuntungan	: Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
	: Rp 48.033.195.355

### 6.2.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba (keuntungan) yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak dari sisi ekonomi. Terdapat beberapa cara untuk melihat suatu kelayakan pabrik diantaranya yaitu :

### 6.2.4.1 Return on InvestmentI (ROI)

*Return on InvestmentI* merupakan rasio profit yang didapatkan dari investasi atau keuntungan yang didapatkan dari hasil investasi yang sudah dikeluarkan. Jumlah yang diterima atau hilang disebut dengan laba / rugi ataupun bunga.

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

#### 1. ROI sebelum pajak (ROI b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk sebuah pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan resiko tinggi minimum 44% (Aries & Newton, 1955).

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

$$ROI b = \frac{\text{Rp } 61.581.019.686}{\text{Rp } 133.359.545.694} \times 100\%$$

$$ROI b = 46,18 \%$$

#### 2. ROI setelah pajak (ROI a)

$$ROI a = \frac{\text{Keuntungan Setelah Pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$ROI a = \frac{\text{Rp } 48.033.195.355}{\text{Rp } 133.359.545.694} \times 100\%$$

$$ROI a = 36,02 \%$$

### 6.2.4.2 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* adalah jumlah dari tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikuran

dengan deperesiasi. *Pay Out Time* juga bisa dikatakan jangka waktu pengembalian modal yang sudah ditanam berdasarkan keuntungan yang sudah dicapai. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk mengembalikan suatu modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan. Waktu dalam pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang didapatkan. Perhitungan ini dibutuhkan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang sudah dilakukan akan kembali.

1. POT sebelum pajak (POT b)

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan sebelum pajak} + 0,1 \times \text{Depresiasi})} \times 100\%$$

$$\text{POT} = \frac{\text{Rp } 133.359.545.694}{(\text{Rp } 61.581.019.686 + 0,1 \times \text{Rp } 12.002.359.112)} \times 100\%$$

$$\text{POT} = 1,81 \text{ Tahun}$$

2. POT sesudah pajak (POT a)

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan sesudah pajak} + 0,1 \times \text{Depresiasi})} \times 100\%$$

$$\text{POT} = \frac{\text{Rp } 133.359.545.694}{(\text{Rp } 48.033.195.355 + 0,1 \times \text{Rp } 12.002.359.112)} \times 100\%$$

$$\text{POT} = 2,2 \text{ Tahun}$$

#### 6.2.4.3 Break Event Point (BEP)

*Break Event Point* adalah titik impas atau biasa disebut balik modal yaitu suatu titik dimana kondisi pabrik mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Perusahaan yang sudah mencapai titik *Break Event Point* yaitu perusahaan yang sudah mempunyai kesamaan antara modal yang digunakan untuk melakukan proses

suatu produksi dengan pendapatan produk yang sudah dihasilkan. Jumlah produksi saat penjualan sama dengan pengeluaran. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah *Break Event Point* dan apabila beroperasi diatas *Break Event Point* pabrik bisa dikatakan untung. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

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

Dimana :

$Fa$  = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi

maksimum  $Ra$  = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

$Va$  = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

$Sa$  = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum *Annual*

Tabel 6. 14 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 12.002.359.112	\$798.337
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 2.667.190.914	\$177.408
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.333.595.457	\$88.704
<b>Total</b>		<b>Rp 16.003.145.483</b>	<b>\$1.064.449</b>

Tabel 6. 15 Annual Regulated Expenses (Ra)

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp 14.100.000.000	\$937.861
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.820.000.000	\$187.572
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.410.000.000	\$93.786
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 11.280.000.000	\$750.289
5	Laboratorium	Rp 2.820.000.000	\$187.572
6	<i>General Expense</i>	Rp 48.817.321.354	\$3.247.084
7	<i>Maintenance</i>	Rp 2.667.190.914	\$177.408
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp 400.078.637	\$26.611
<b>Total</b>		<b>Rp 84.314.590.905</b>	<b>\$5.608.185</b>

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 69.484.066.601	\$4.621.733
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 12.854.243.565	\$855.000
3	<i>Utilities</i>	Rp 10.276.956.346	\$683.572
4	<i>Royalti and Patent</i>	Rp 2.570.848.713	\$171.000
<b>Total</b>		<b>Rp 95.186.115.225</b>	<b>\$6.331.304</b>

Tabel 6. 17 *Annual Sales Value (Sa)*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya (Rp)	Jumlah Biaya (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	Rp 257.084.871.300	\$17.100.000

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas,  
maka didapatkan nilai BEP sebesar :

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

$$BEP = \frac{Rp 16.003.145.483 + 0,3 \times Rp 84.314.590.905}{Rp 257.084.871.300 - Rp 95.186.115.225 - (-0,7 \times Rp 84.314.590.905)} \times 100\%$$

$$BEP = 40,14 \%$$

#### 6.2.4.4. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point* adalah titik dimana suatu aktivitas produksi dalam pabrik harus berhenti, hal ini disebabkan ada beberapa penyebab diantaranya yaitu *variable cost* yang sangat tinggi, atau keputusan yang salah dalam pengambilan keputusan yang mengakibatkan *cost* tidak ekonomis dan menyebabkan pabrik tidak menghasilkan profit yang diharapkan. Kapasitas persen minimal suatu pabrik bisa mencapai kapasitas produk dalam jangka waktu satu tahun, apabila persen yang ditentukan tidak bisa dicapai dalam waktu satu tahun maka pabrik yang sebelumnya beroperasi harus diberhentikan/ditutup sementara atau ditutup secara permanen.

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

Dimana :

$Ra$  = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

$Va$  = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

$S_a$  = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Didapatkan nilai perhitungan SDP sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \text{BEP} \\ &= \frac{0,3 \times \text{Rp } 84.314.590.905}{\text{Rp } 257.084.871.300 - \text{Rp } 95.186.115.225 - (-0,7 \times \text{Rp } 84.314.590.905)} \times 100\% \end{aligned}$$

$$\text{SDP} = 24,59\%$$

#### 6.2.4.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

*Discounted Cash Flow Rate of Return* adalah salah satu metode yang digunakan untuk menghitung prospek suatu pertumbuhan investasi dalam beberapa kurun waktu kedepan. Gambaran metode *Discounted Cash Flow Rate of Return* ini jika kita sebagai investor dan menginvestasikan sebagian dana, ingin mengetahui pertumbuhan berapa persen atau mungkin berapa kali lipat setelah beberapa waktu kedepan. Biasa disebut juga arus kas yang terdiskon, dikarenakan dari cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus yang akan datang untuk kemudian dipotong dan bisa menghasilkan nilai pada masa terkini. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut :

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

Dimana :

$$= \frac{(WC + SV)}{CF} \left[ \frac{1 - (1 + i)^{-n}}{i} \right]$$

FCI = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital*

Investment SV = *Salvage Value*

= Depresiasi n = Umur pabrik

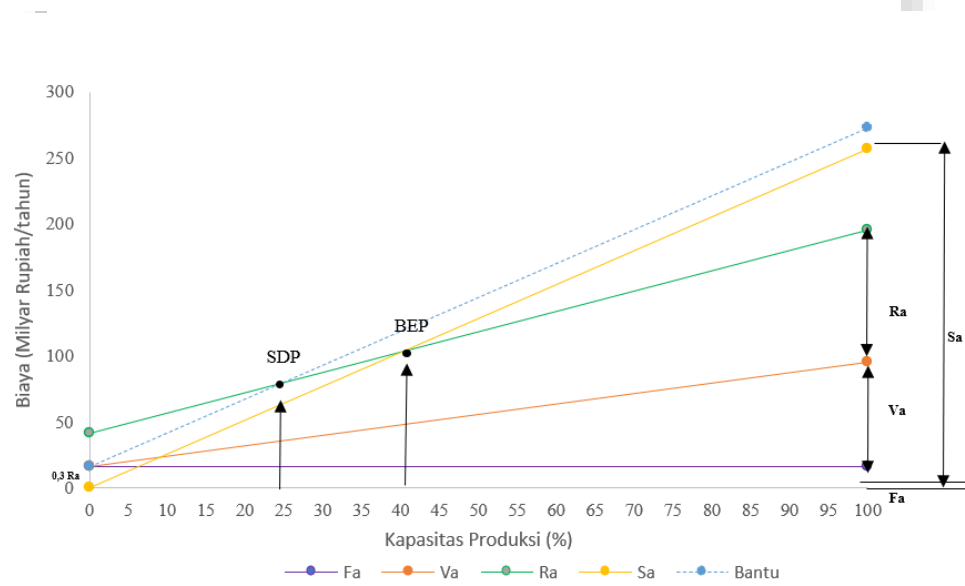
10 tahun

$i$  = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai

berikut : FCI = Rp 133.359.545.694

Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi





Tabel 6. 18 Analisis Kelayakan Pabrik

<b>Kriteria</b>	<b>Terhitung</b>	<b>Syarat</b>
ROI ( <i>Return of Investment</i> ) sebelum pajak	46,18%	<i>High Risk</i> = 44% <i>Low Risk</i> = 11%
ROI ( <i>Return of Investment</i> ) setelah pajak	36,02%	
POT ( <i>Pay Out Time</i> ) sebelum pajak	1,81 tahun	<i>High Risk</i> maksimal = 2 tahun <i>Low Risk</i> maksimal = 5 tahun
POT ( <i>Pay Out Time</i> ) setelah pajak	2,2 tahun	
BEP ( <i>Break Even Point</i> )	40,14%	Berkisar 40-60%
SDP ( <i>Shut Down Point</i> )	24,59%	>20%
DCFR ( <i>Discounted Cash Flow Rate</i> )	17,89%	Lebih dari 1,5 x suku bunga simpanan = 15,01%

## BAB VII

### PENUTUP

#### 7.1 Kesimpulan

Kesimpulan Prarancangan Pabrik Dimetilanilin ini adalah sebagai berikut :

1. Pabrik Dimetilanilin dari anilin dan metanol dengan kapasitas 3.000 ton/tahun ini membutuhkan sekitar 2.696,84 ton/tahun Anilin dan 1.857,71 ton/tahun Metanol.
2. Bahan baku Aniline didapatkan dari PT. Rubicon, LA dan bahan baku metanol didapatkan dari PT. Kaltim Metanol Industri.
3. Pabrik dimetilanilin didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi impor, memberi lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
4. Berdasarkan kondisi operasinya yang beroperasi pada suhu tinggi dengan bahan baku mudah meledak, maka pabrik ini termasuk kedalam pabrik beresiko tinggi.
5. Pabrik dimetilanilin akan didirikan di Kelurahan Bontang Lestari, Kecamatan Bontang Selatan, Kota Bontang, Kalimantan Timur dengan pertimbangan dekat dengan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik serta mempunyai prospek yang baik akrena lokasinya dekat dengan kawasan industri.
6. Pabrik dimetilanilin dengan kapasitas 3.000 ton/tahun ini membutuhkan utilitas berupa :
  - a. Air Pendingin sebanyak 378,60 kg/jam
  - b. Steam sebanyak 146,20 kg/ja

- c. Bahan bakar sebanyak 53,71 kg/jam
- d. Udara tekan sebanyak 39,251 m<sup>3</sup>/jam
- e. Listrik sebanyak 22,97 kW
- f. Pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 158 orang
- g. Pabrik membutuhkan lahan seluas ± 2,5 ha

7. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut :

- a. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 61.581.019.686

Keuntungan setelah pajak (22%) sebesar Rp 48.033.195.355

- b. *Return of Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 46,18% dan setelah pajak sebesar 36,02%. Syarat ROI setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah diatas 44% (Aties & Newton, 1955).

- c. *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 1,81 tahun dan POT setelah pajak selama 2,2 tahun. Syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimal 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

- d. *Break Event Point* (BEP) :

BEP yang didapatkan sebesar 40,14%. BEP untuk pabrik kimia umumnya adalah 40-60%.

- e. *Shut Down Point* (SDP) :

SDP yang didapatkan sebesar 24,59%. Untuk pabrik kimia umumnya diatas 20% (Aries & Newton, 1955).

f. *Discounted Cash Rate (DCFR)* :

DCFR yang didapatkan sebesar 17,89%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank yaitu 15,01%. Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik dimetilnilin dari anilin dan metanol dengan kapasitas 3.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

### 7.2 Saran

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

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

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. (2022). <https://www.alibaba.com/>. Diakses pada Mei 2023.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, New York.
- Badan Pusat Statistik. (2022). <https://www.bps.go.id> Diakses pada November 2022.
- Badan Meteorologi, Klimatologi dan Geofisika. (2023). <https://www.bmkg.go.id>. Diakses pada Mei 2023.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, 3rd edition, Tokyo: McGraw Hill International Book Company.
- Chen, P. Y., Chu, S.J., Chang, N. S., & Chuang, T. K. (1989). *Development of High Selective Catalyst for N,N-Dimethylaniline Production*. 539-558.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, "An Introduction to Chemical Engineering Design", Pergamon Press Ltd., Singapore.
- Evans, F. L., 1980, "Equipment Design Handbook", Gulf Publishing Company, Tokyo.
- Holman, J. P. (1989). *Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York.
- Kern, D.Q., 1965, "Process Heat Transfer", Int.ed., p. 102-160, New York, McGraw-Hill Book Company.
- Ko, A. N., Yang, C. L., Zhu, W. De, & Lin, H. E. (1996). Selective N-alkylation of aniline with methanol  $\gamma$ -alumina. *Applied Catalyst A: General*, 134(1), 53- 66.
- Lloyd e. Brownell, E. H. Y. (1959). "Process Equipment Design Handbook".

Matche. (2014). <http://matche.com>. Diakses pada 4 Juni – 8 Juli 2023.

Matshuhashi, H., Arata, K., (1991). Synthetis of N-Nmethylaniline and N,N- Dimethylaniline with Methanol over Alumina Catalyst.

Department of Science, Hokkaido.

Niphadkar, P. S., Joshi, P. N., Gurav, H. R., Deshpande, S. S., & Bokade, V. V.

(2009). Synthesis of N-methylaniline by aniline alkylation with methanol over Sn-MFI molecular sieve. *Catalysis Letters*, 133(1–2), 175–184.

Occupational Safety and Health Act. (2000). *Process Safety Management*. U.S.

Department of Labor.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed., McGraw-Hill, Singapore.

Perry, R.H., 1999, “Perry’s Chemical Engineer’s Handbook”, 7 ed., p. 2.37-2.38,

New York, McGraw-Hill Book Company. Powell, S. T. (1954). *Water conditioning for industry*. McGraw-Hill Companies.

Serth, R. W., & Lestina, T. G. (2014). “Reboilers. *Process Heat Transfer*”.

Shah, R.K. dan Sekulic, D.P. (2003). “Classification of Heat Exchangers.

*Fundamentals of Heat Exchanger Design*, 1–77”.

Sinnott, R. K. (2005). *Coulson & Richardson’s Chemical Engineering Design*

(4th ed.). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (1949).

*Introduction to chemical engineering thermodynamics*. Singapore:

McGraw-Hill.

Thomas D. W., Ghosh, R., Ray, T. K., & Ganguly, R. (1967). *Cooling tower*

*fog harvesting in power plants—A pilot study*. *Energy*, 89, 1018-1028.

UN Comtrade. (2017). <https://comtrade.un.org/>. Diakses pada November

2022. Walas, S. (1990). "Chemical Process Equipment". Massachusetts:

Butterworth-

Heinemann.

Yaws, C. L. (2003) Yaws' Handbook of Thermodynamic and Physical

Properties of Chemical Compounds. Knovel.



## LAMPIRAN

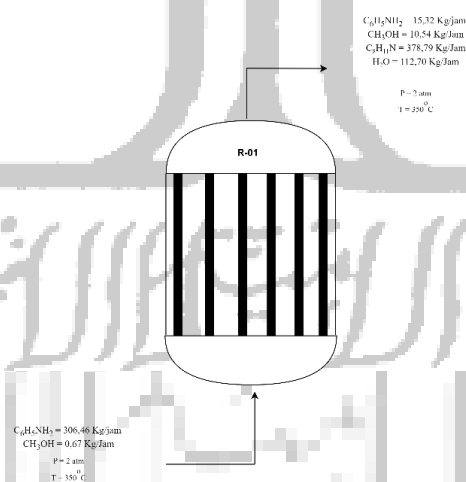
### PERANCANGAN REAKTOR

Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan
378,79 kg/jam	kg/jam <i>Dimetilanilin</i> ( $C_8H_{11}N$ ) dari 306,46
Metanol ( $CH_3OH$ ).	Anilin ( $C_6H_5NH_2$ ) dan 210,90 kg/jam
Fase proses	: Gas
Jumlah	: 1 Buah
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel ASME SA240 Grade S Type</i>
304 Kondisi Operasi	: Adiabatis
Suhu masuk	: 300°C
Suhu Keluar	: 300°C
Tekanan Masuk	: 1 atm
Tekanan Keluar	: 1 atm
Katalis	: Katalis Komersial $\gamma$ -aluminium oxide
( $Al_2O_3$ ) Dimensi Reaktor	
Diameter Reaktor (IDs)	: 0,684 m
Panjang Reaktor	: 20 ft
Tinggi Reaktor	: 6,439 m
Volume Reaktor	: 1,39 L
Jenis Tube	: <i>Steel Pipe</i>



Jenis Susunan Tube	: <i>Triangular Pitch</i>
Panjang Tube	: 6,096 m
Diameter Dalam Tube (ID)	: 0,026 m
Diameter Luar Tube (OD)	: 0,033 m
Jumlah Tube	: 242 buah
Flow Area per Tube	: 0,055 m
Sc. Num	: 40 ft
Surface per lin ft (Outside)	: 0,344 ft <sup>2</sup> /ft
Surface per lin ft (Inside)	: 0,274 ft <sup>2</sup> /ft
Tebal Dinding	: 0,25 in
Tebal Head	: 0,25 in
Tinggi Head	: 6,76 in
Jenis Isolator	: Asbestos
Tebal Isolator	: 0,050 m

Skema *Fixed Bed Multitube Reactor* terdapat pada Gambar L1.1.



**Gambar L1.1.** Skema *Fixed Bed Multitube Reactor*

### A. Persamaan Reaksi

Reaksi sintesis pembentukan *N,N-Dimetilanilin* dari Anilin dan Metanol yang terjadi didalam reaktor R-01 dapat dituliskan dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Atau



Dimana,

A = Anilin ( $\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$ )

B = Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ )

C = *Dimetilanilin* ( $\text{C}_8\text{H}_{11}\text{N}$ )

D = Air ( $\text{H}_2\text{O}$ )

### B. Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan *Dimetilanilin* berlangsung dengan keadaan fase gas dibantu dengan bantuan katalis  $\gamma - \text{Al}_2\text{O}_3$ . Reaksi terjadi dalam tiga tahapan yaitu tahap satu proses adsorpsi reaktan ke permukaan katalis. Kemudian, tahap dua yaitu reaksi permukaan dan tahap tiga yaitu proses desorpsi produk dari permukaan reaktan. Reaksi ini menggunakan persamaan orde satu terhadap

konsetrasi anilin. Persamaan kecepatan reaksi dituliskan pada persamaan (1) dan (2).

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B \quad (3)$$

$$k = A \cdot \exp\left(-\frac{E}{R \cdot T}\right) \quad (4)$$

Dimana,

$-r_A$  = Kecepatan reaksi anilin, mol/(g katalis.jam)

$k$  = Konstanta Kecepatan Reaksi (L/kg.jam)

$C_A$  = Konsentrasi Anilin, (Kmol/L)

$C_B$  = Konsentrasi Metanol, (Kmol/L)

$A$  = Faktor frekuensi reaksi, (mol.g.kpa.jam)

$E$  = Energi aktivasi reaksi, (kJ/mol)

$R$  = Konstanta gas = 8,314 J/(mol.K)

$T$  + Suhu reaksi, (K)

### C. Pemodelan Reaktor

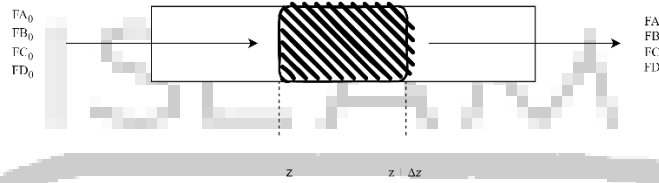
#### Asumsi

Asumsi yang digunakan para proses perancangan reaktor ini adalah sebagai berikut:

1. Perhitungan dilakukan pada keadaan *steady state*.
2. Tidak terjadi perpindahan massa dan panas ke arah radial.
3. Hukum gas ideal berlaku.
4. Masing-masing *tube* mengalami proses neraca massa yang seragam.

Neraca Massa yang terjadi didalam *Tube* Reaktor digambarkan seperti pada

Gambar L1.2.



**Gambar L.1.2.** Skema Neraca Massa pada *Tube* Reaktor

Neraca massa A pada elemen volume dalam kondisi *steady state* :

Reaksi :



	A	+	2B	→	C	+	2D
Mula-mula	$N_{A0}$		$N_{B0}$				
Reaksi	$N_{A0}X_A$		$2N_{A0}X_A$		$N_{A0}X_A$		$2N_{A0}X_A$
Sisa	$N_{A0}(1-X_A)$		$N_{B0} - 2N_{A0}X_A$		$N_{A0}X_A$		$N_{A0}X_A$

*Rate of Input* – *Rate of Output* – *Rate of Reaction* = *Rate of Accumulation*

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

Persamaan dibagi dengan  $\Delta V$  dan dinyatakan dalam limit, sehingga

persamaan menjadi :

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

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

$$-r_A = kC_A C_B$$

$$C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{P_A}{R \cdot T} = y_A \frac{P}{R \cdot T} \quad C_{A0} = \frac{n_{A0}}{V} = \frac{P_{A0}}{R \cdot T} = \frac{y_{A0} \cdot P}{R \cdot T} = \frac{F_{A0} \cdot P_t}{F_{T0} \cdot R \cdot T}$$

$$C_{B0} = \frac{n_{B0}}{V} = \frac{P_{B0}}{R \cdot T} = \frac{y_{B0} \cdot P}{R \cdot T} = \frac{F_{B0} \cdot P_t}{F_{T0} \cdot R \cdot T}$$

$$\varepsilon = \left[ \frac{r}{a} - 1 \right] \frac{F_{A0}}{F_{T0}} = \delta \frac{F_{A0}}{F_{T0}}$$

Dari Stoikiometri :

$$F_A = F_{A0} - F_{A0}x$$

$$dF_A = -F_{A0}dx$$

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

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

### Neraca Panas

Reaksi pembentukan *N,N*-

*Dimetilanilin* adalah reaksi eksotermis dimana panas reaksi yang dihasilkan dapat dihitung dengan menggunakan panas pembentukan *N,N*-*Dimetilanilin*.

Data panas pembentukan yang digunakan terdapat pada Tabel L1.1.

Tabel L1.1. Data Parameter Panas Pembentukan

Komponen	$\Delta H_f$ 573°K (Kj/Kmol)	A	B	C
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	22.200	105,261	-0,0735	0,0000376
CH <sub>3</sub> OH	-58.800	-188,188	-0,0498	-0,0000208
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> N	24.500	134,526	-0,1363	0,0000717
H <sub>2</sub> O	-67.000	-238,41	-0,0122	0,0000000276

(Yaws, 1999)

Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_f = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) \quad (1)$$

$$\Delta H_R = \sum \Delta H_{f,produk} - \sum \Delta H_{f,reaktan}$$

(2) Dimana,

$\Delta H_f$  = Panas Pembentukan, kJ/Kmol

$\Delta H_R$  = Panas Reaksi,

kJ/Kmol T = Suhu

Reaksi, K

$T_{ref}$  = Suhu Referensi, K

Sehingga didapatkan :

$$\Delta H_R = -5.825,449 \text{ kJ/Kmol}$$

Karena  $\Delta H_R$  bernilai negatif (-), maka reaksi berjalan secara eksotermis.

$$H_{in} + \Delta H_R = H_{out} + Q_{pendingin}$$

$$Q_{pendingin} = -2.409,773 \text{ J/Kmol}$$

Neraca Panas pada reaktor terdapat pada Tabel L.1.2

**Tabel L.1.2 Neraca Panas Total**

	<b>Input</b> (kJ/Jam)	<b>Output</b> (kJ/Jam)
$\Delta H_1$ (in)	237.588,1233	
$\Delta H_R$	5.825,4995	
$\Delta H_2$ (out)		245.823,3964
$Q_{\text{pendingin}}$		-2.409,7732
<b>Total</b>	<b>243.413,6232</b>	<b>243.413,6232</b>

Media Pendingin yang digunakan adalah *Cooling Water* dengan suhu masuk ( $T_{\text{in}} = 30^\circ\text{C}$ )

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Diketahui :

$$C_p = 4,1775 \text{ kJ/Kg.K}$$

W

$$= 1.500 \text{ Kg/Jam}$$

$$Q = 41.679,57 \text{ kJ/Jam}$$

Maka, diperoleh :

$$\Delta T = \frac{Q}{W \cdot C_p}$$

$$= 6,6514 \text{ K}$$

Hot Fluid			Cold Fluid		Difference
°F	°C		°F	°C	°F
572	300	<b>Higher Temp</b>	390,2	199	181,8
572	300	<b>Lower Temp</b>	392	200	180

$$t_2 = 472,4242 \text{ K}$$

$$= 199,4242 \text{ °C}$$

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 180,898 \text{ °F}$$

$$= 82,7213 \text{ °C}$$

=

$$355,7213 \text{ K } T_{\text{AVG}}$$

$$= 391,1 \text{ °F}$$

$$= 199,5 \text{ °C}$$

$$= 472,5 \text{ K}$$

## 1. Desain Mekanis Reaktor

### a. Menghitung Flow Area

$$dV = \frac{F_{A_0}}{k C_A C_B} dx$$

$$\int_{V=0}^{V=V} dV = \int_{x=0}^{x=x} \frac{F_{A_0}}{k C_A C_B} dx$$

$$\int_{V=0}^{V=V} dV = \int_{x=0}^{x=x} \frac{F_{A_0}}{k C_{A_0} (1-x) (C_{B_0} - C_{A_0} x)} dx$$

$$\int_{V=0}^{V=V} dV = \int_{x=0}^{x=0,9} \frac{2,14}{(6,67)(6,38 \times 10^{-1})(1-x)(4,39 \times 10^{-1} - (6,38 \times 10^{-1})x)} dx$$



$$\int_{V=0}^{V=V} dV = \int_{x=0}^{x=0,9} (4,26 - 4,26x)(4,39 \cdot 10^{-1} - (6,38 \cdot 10^{-1}x)) dx$$

$$\int_{V=0}^{V=V} dV = \int_{x=0}^{x=0,9} (1,87 - 4,59x + 2,72 \cdot x^2) dx$$

$$\int_{V=0}^{V=V} dV = \int_{x=0}^{x=0,9} \frac{7,86 \cdot 10^{-1}}{(x-2)(x-1)} dx$$

Penyelesaian Integral menggunakan Metode Trapezoidal

$$\int_{V=0}^{V=V} dV = \int_{x=0}^{x=0,9} \frac{7,86 \cdot 10^{-1}}{(x-2)(x-1)} dx$$

Asumsi  $n = 10$

Dimana,

<b>a</b>	0
<b>b</b>	0,9
<b>n</b>	10
<b>h</b>	0,09

$$h = \frac{b-a}{n}$$

Diperoleh :

$\Delta x$	$f(x)$
0	0,393
0,09	0,452
0,18	0,527
0,27	0,623
0,36	0,749
0,45	0,922

0,54	1,17
0,63	1,55
0,72	2,19
0,81	3,48
0,9	7,15

### **Trapezoidal Rule**

$$\int_{x=0}^{x=x} F(x) dx = \frac{\Delta x}{2} (f_1 + 2f_2 + 2f_3 + \dots + f_n)$$

Sehingga didapatkan :

Volume Reaktor = 1,39 L

Jumlah Tube = 242 Buah

Panjang Tube = 20 ft

= 6,096 m

Penentuan ukuran Tube dari Tabel 10, Kern :

Jenis Tube = Steel Pipe

OD = 1,32 in

ID = 1,049 in

BWG = 14

a't = 0,546

n = 8 Passes

Flow Area Per Tube = 0,864 in<sup>2</sup>

Sc. Num = 40 ft

$$\text{Surface per lin ft (Outside)} = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Surface per lin ft (Inside)} = 0,274 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Jenis Tube} = 1 \text{ in OD Tubes on } \frac{1}{4}$$

Dari hasil perhitungan didapatkan:

$$\text{at} = 0,0227 \text{ dm}^2$$

### b. Menghitung Diameter Reaktor (IDs)

**Gambar L1.3.** Pola Penyusunan *Tube* Reaktor

*Pipe (Tube)* disusun dengan pola **Triangular Pitch** agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_o$ ). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan *square pitch*.

Sehingga didapatkan :

$$\text{Pitch Tube (PT)} = 1,25 \times \text{odt}$$

$$= 1,25 \times 1,32 \text{ in}$$

$$= 1,65 \text{ in}$$

$$= 4,191 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{odt}$$

$$= 1,65 \text{ in} - 1,32 \text{ in}$$

$$= 0,33 \text{ in}$$

$$= 0,8382 \text{ cm}$$

A total

$$= 2 \cdot Nt \cdot \text{Luas Segitiga ABC}$$

$$\frac{\pi}{4} \times IDs^2$$

$$= 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60\right)$$

IDs

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

$$= 68,477 \text{ cm}$$

$$= 0,684 \text{ m}$$

$$= 26,95 \text{ in}$$

Faktor Korosi

$$= 0,125$$

Allowable Stress (fall)

$$= 12.650 \text{ psi}$$

Efisiensi Sambungan (e)

$$= 0,8$$

Tekanan Perancangan

P

$$= 2 \text{ atm}$$

P<sub>desain</sub>

$$= 1,5 \times \text{tekanan operasi}$$

$$= 3 \text{ atm}$$

$$= 303,975 \text{ kPa}$$

$$= 44,1 \text{ psi}$$

Jari-jari dalam (r)

$$= \frac{D}{2}$$

$$= 13,479 \text{ in}$$

$$= 0,342 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal *shell* didapatkan dengan menggunakan persamaan :

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot (f \cdot e - P)} + c$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal *shell*, in

$P_i$  = Tekanan desain, 1,2 x dari tekanan

internal  $D_i$  = Diameter Shell, in

$f$  = *Stress* maksimum yang diperbolehkan,

psi  $e$  = Efisiensi sambungan 0,8

$c$  = *corrosion allowance*, in

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel* ASME SA240 Grade S Type 304  
(Brownell)

Tekanan Operasi (P) = 44,1 psi

Tegangan Maksimum (f) = 12.650 psi (Brownell and Young,

1959) Efisiensi Sambungan (E) = 0,8

*Corrosion allowance* (c) = 0,125 in

$t_s = \frac{44,1 \text{ psi} \cdot 13,47 \text{ in}}{(12.650 \text{ psia} \cdot 0,8) - (0,6.2 \text{ atm})} + 0,125 \text{ in}$

$t_s = 0,183 \text{ in}$

Dipilih  $t_s = 0,25 \text{ in}$

Sehingga, OD dari *Shell* Reaktor adalah =

$$\begin{aligned} \text{OD Reaktor} &= 2 \cdot ts + ID \\ &= 27,327 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih OD Reaktor} = 28 \text{ in}$$

#### d. Menghitung dan Menentukan *Head*

$$\text{Id baru} = 27,5 \text{ in}$$

$$= 0,6985 \text{ m}$$

$$r = 28 \text{ (Brownell and Young, hal. 91)}$$

$$\text{icr} = 1,75 \text{ (Brownell and Young, hal. 91)}$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{\frac{r}{\text{icr}}})$$

$$= 1,75 \text{ in}$$

Sehingga didapatkan

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

$$= 0,2318 \text{ in}$$

Maka dipilih *th* sesuai standar =  $\frac{1}{4}$  atau 0,25 in

*Straight Flange* menurut Buku *Brownell and Young* hal. 94 berkisar antara 2

in hingga  $\frac{9}{4}$  in. Maka, dipilih

$$\text{Straight Flange} = 2 \text{ in}$$

$$= 0,0508 \text{ m}$$

Untuk menentukan tinggi *Head* maka :

Diketahui:

$$\text{Ods} = 28 \text{ in}$$

$$ts = 0,25 \text{ in}$$

Didapatkan :

$$icr = 1,75 \text{ in}$$

$$r = 28 \text{ in}$$

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

$$= 13,479 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 11,729 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 26,25 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 23,483 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

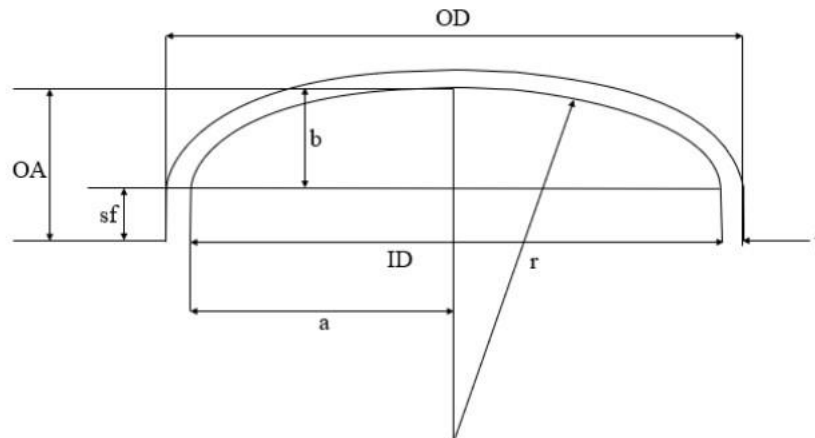
$$= 4,5165 \text{ in}$$

Maka diperoleh :

$$\text{Tinggi Head (hH)} = th + b + sf$$

$$= 6,7665 \text{ in}$$





**Gambar L.1.3.** Sketsa *Head* Reaktor

**e. Menghitung Tinggi Reaktor**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor Total} & \quad (\text{HR}) = \text{Panjang Tube} + \text{Tinggi Head Top} \\ & = 253,533 \text{ in} \\ & = 6,4397 \text{ m} \end{aligned}$$

**f. Menghitung Tebal Isolasi**

Asumsi :

- 1) Keadaan *Steady State*
- 2) Suhu dinding luar isolator  $60^{\circ}\text{C}$
- 3) Suhu udara luar  $30^{\circ}\text{C}$

Sifat fisis

bahan :

- a) Bahan Isolasi = Asbestos
- b) K Isolasi =  $0,1504 \text{ W/m.K}$
- c)  $\epsilon$  =  $0,96$  (*Kern, Tabel 4-1*)
- d)  $k_s$  =  $47 \text{ W/m.C}$
- e)  $\sigma$  =  $5,67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2/\text{K}$

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



$T_f$	$= 313 \text{ K}$
$v$	$= 0,000017 \text{ m}^2/\text{s}$
$k$	$= 0,0272 \text{ W/m.C}$
$pr$	$= 0,7049$
$g$	$= 0,0000191 \text{ Kg/m.s}$
$b$	$= 9,8 \text{ m/s}^2$
$DT$	$= 0,0032 \text{ K}^{-1}$
$r_1$	$= 50 \text{ K}$
$r_1$	$= \frac{ID}{2}$
	$= 0,34925 \text{ m}$
$r_2$	$= \frac{OD}{2}$
	$= 0,3556 \text{ m}$
$L$	$= 6,096 \text{ m}$
$T_1$	$= 199,5 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_2$	$= 199,489 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_3$	$= 50 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_u$	$= 30 \text{ }^\circ\text{C}$
$r_3$	$= 0,4057 \text{ m}$
$r_3'$	$= 2,4080 \text{ m}$

Maka, didapatkan

$$\begin{aligned} \text{Tebal Isolasi (x)} &= r_3 - r_2 \\ &= 0,0501 \text{ m} \\ &= 5,0796 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$Ra = Gr \times Pr$$

Karena Nilai Bilangan Rayleigh  $> 109$ , maka:

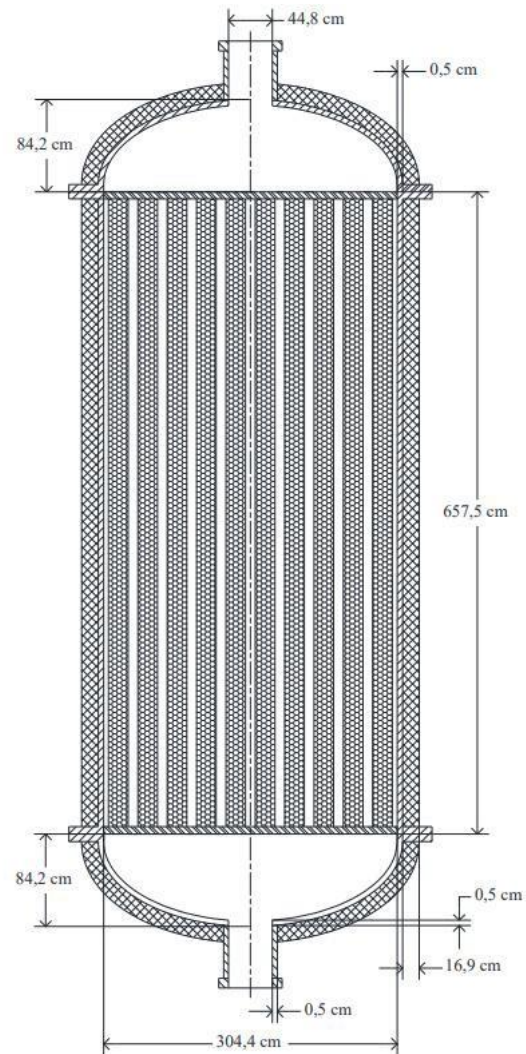
$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$= 3,5305 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$hr = \sigma \varepsilon \frac{(T_w^4 - T_u^4)}{(T_w - T_u)}$$

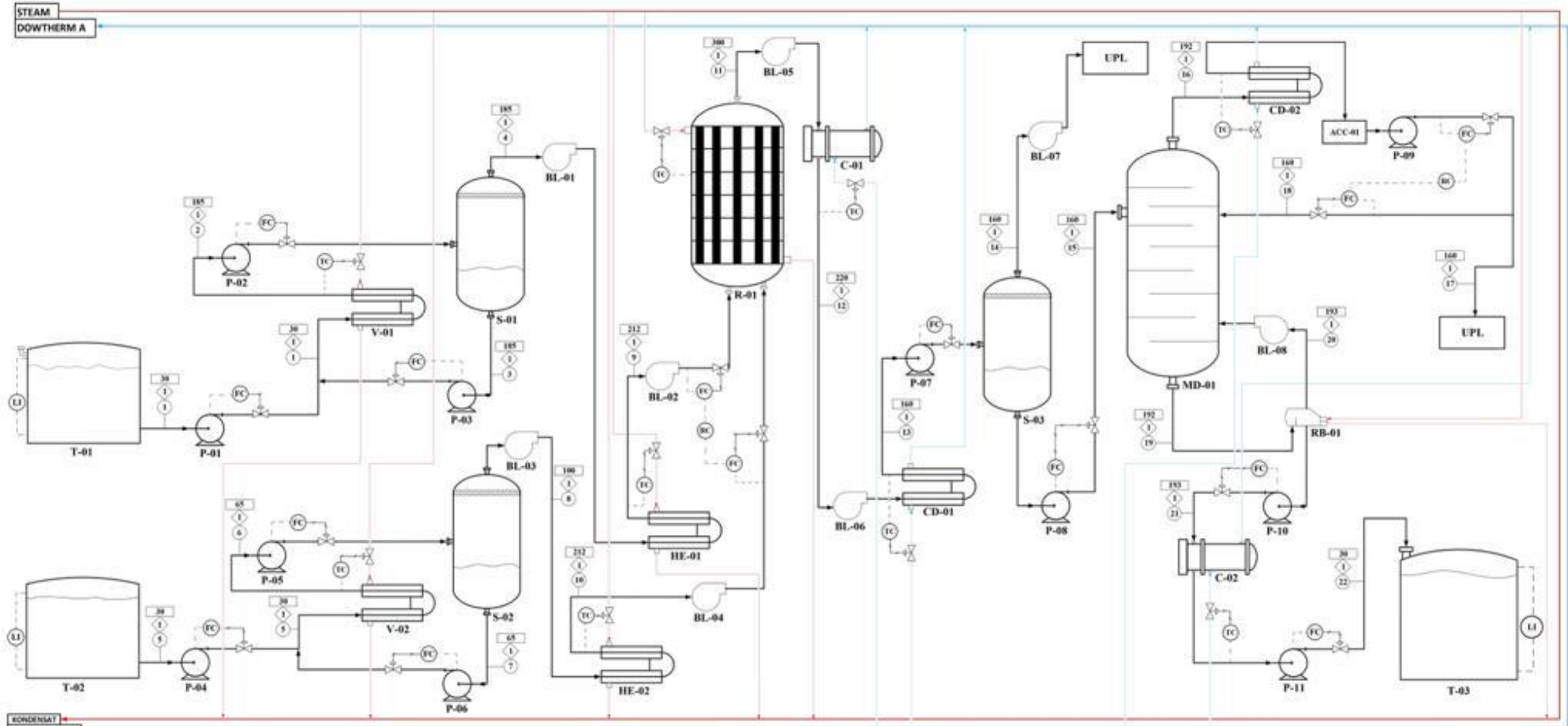
$$= 1,48 \times 10^{-2} \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$





# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PRA RANCANGAN PABRIK DIMETILANILINE DARI METHANOL DAN ANILINE KAPASITAS PRODUKSI 3000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	340.11	340.31	272.4	88.1				340.5			32.85	32.85	32.85		32.85	32.51	1.58	32.51	0.33	17.24	0.33	0.33
CH <sub>3</sub> OH					234.33	234.33	187.46	48.86		234.33	42.88	42.88	42.88	42.88								
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> N											377.68	377.68	377.68		377.68	18.89	0.92	18.89	338.8	0.04	338.8	338.8
H <sub>2</sub> O	0.1	0.1	0.02	0.08	0.23	0.23	0.046	0.184	0.1	0.23	121.75	121.75	121.75	121.75								
Total	340.61	340.61	272.42	88.38	234.56	234.56	187.506	47.044	340.6	234.56	575.16	575.16	575.36	184.63	408.53	51.4	2.5	51.4	389.13	25.28	339.13	339.13

**KETERANGAN SIMBOL**

- : Suhu, °C
- : Tekanan, atm
- : Nomor Arus
- : Control Valve
- : Arus Sinyal Pneumatic
- : Arus Sinyal Listrik
- : Arus Proses
- : Arus Steam
- : Arus Downtherm A

**KETERANGAN ALAT**

- FC : FLOW CONTROLLER
- LC : LEVEL CONTROLLER
- TC : TEMPERATURE CONTROLLER
- RC : RATIO CONTROLLER
- LI : LEVEL INDICATOR

**KETERANGAN INSTRUMEN**

- T : TANGKI
- HE : HEATER
- R : REAKTOR
- V : VAPORIZER
- MD : MENARA DISTILASI
- CD : CONDENSER
- ACC : ACCUMULATOR
- P : POMPA
- S : SEPARATOR
- C : COOLER
- RB : REBOILER



**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRA RANCANGAN PABRIK DIMETILANILINE  
DARI METHANOL DAN ANILINE  
KAPASITAS PRODUKSI 3000 TON/TAHUN**

Dibuatkan Oleh :

Bahmatika Jasmi  
NIM : 19521095

AniBhatika Smanji  
NIM : 19521175

Dosen Pembimbing :

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

## LAMPIRAN

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Aprilliantika Susanti  
No. MHS : 19521175
2. Nama Mahasiswa : Rahmatika Isnaini  
No. MHS : 19521095

Judul Prarancangan \*) :

PRA RANCANGAN PABRIK DIMETHYLANILINE DARI METANOL DAN ANILIN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **8 April 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	11 Oktober 2022	Konsultasi Judul	<i>[Signature]</i>
2	2 November 2022	Tahap Awal Merancang Pabrik	<i>[Signature]</i>
3	15 November 2022	Penentuan Kapasitas : 3,000 Ton/Tahun	<i>[Signature]</i>
4	17 November 2022	Konsultasi Luaran 2 dan 3	<i>[Signature]</i>
5	19 November 2022	Konsultasi Luaran 4 Pembuatan Diagram Alir Kualitatif	<i>[Signature]</i>
6	15 Desember 2022	Konsultasi Luaran 4 Diagram Alir	<i>[Signature]</i>
7	17 Januari 2023	Konsultasi Luaran 5 Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
8	9 Februari 2023	Konsultasi Luaran 6 Reaktor	<i>[Signature]</i>
9	15 Maret 2023	Konsultasi Luaran 6 Reaktor	<i>[Signature]</i>
10	17 Maret 2023	Konsultasi Reaktor	<i>[Signature]</i>
11	24 Maret 2023	Konsultasi Reaktor	
12	3 April 2023	Konsultasi Reaktor	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 Juli 2023

Pembimbing,

*[Signature]*  
D. Arif Hidayat, S.T., M.T.

\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

3. Nama Mahasiswa : Aprilliantika Susanti  
No. MHS : 19521175

4. Nama Mahasiswa : Rahmatika Isnaini  
No. MHS : 19521095

Judul Prarancangan \*) :

PRA RANCANGAN PABRIK DIMETHYLANILINE DARI METANOL DAN ANILIN

Mulai Masa Bimbingan : **9 April 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10 April 2023	Revisi Reaktor	<i>[Signature]</i>
2	19 Mei 2023	Konsultasi Alat Besar/Alat Pemisahan	<i>[Signature]</i>
3	5 Juni 2023	Konsultasi Alat Penukar Panas dan Neraca Panas	<i>[Signature]</i>
	16 Juni 2023	Konsultasi Alat Pemisahan	<i>[Signature]</i>
4	19 Juni 2023	Revisi Alat Pemisahan	<i>[Signature]</i>
5	26 Juni 2023	Penentuan Lokasi, Tata Letak Pabrik dan Stuktur Organisasi	<i>[Signature]</i>
6	2 Juli 2023	Konsultasi Utilitas dan Evaluasi Ekonomi	<i>[Signature]</i>
7	7 Juli 2023	Konsultasi PEFD	<i>[Signature]</i>
8			
9			
10			
11			
12			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 Juli 2023

Pembimbing,

*[Signature]*  
Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy