

**PRARANCANGAN PABRIK METIL ASETAT DARI ASAM ASETAT
DAN METANOL KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Disusun oleh:

Nama : Hanifah Dhiya Ulhaq

NIM : 20521121

Nama : Siti Tabingah

NIM : 20521151

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK METIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN METANOL KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Hanifah Dhiya Ulhaq

Nama : Siti Tabingah

NIM : 20521121

NIM : 20521151

Yogyakarta, 9 Juli 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun.

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

Penyusun I,

Penyusun II,



Hanifah Dhiya Ulhaq

NIM. 20521121



Siti Tabingah

NIM. 20521151

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK METIL ASETAT DARI
ASAM ASETAT DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah satu syarat

Untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama	: Hanifah Dhiya Ulhaq	Nama	: Siti Tabingah
NIM	: 20521121	NIM	: 20521151

Yogyakarta, 9 Juli 2024

Pembimbing,


Sholeh Ma'mun, S.T., M.T.,

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK METIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Hanifah Dhiya Ulhaq

Nama : Siti Tabingah

NIM : 20521121

NIM : 20521151

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

Tim Penguji

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

Ketua

 13-08-2024

Dr. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

Anggota I

 13 Agustus 2024

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.

Anggota II

 12-08-2024

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia-Program Sarjana

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIK: 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Alhamdulillahirabbilalamin, puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Metil Asetat dari Asam Asetat dan Metanol dengan Kapasitas 80.000 Ton/Tahun”** ini dengan baik. Tugas akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Dalam proses penyusunan tugas akhir ini, penulis menyadari bahwa tidak sedikit bantuan, bimbingan, dan dukungan yang telah penulis terima dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini, penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT atas kehendak dan ridho-Nya yang selalu mengiringi selama proses penyusunan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang tanpa henti memberikan doa, semangat dan dukungan secara moril dan materil.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing dan selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Prarancangan Pabrik Kimia ini.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

5. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2020 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerjasamanya.
6. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan tugas akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penulis menyadari bahwa bahwa tugas akhir ini masih jauh dari sempurna.

Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari semua pihak daemi kesempurnaan tugas akhir ini di masa yang akan datang. Akhir kata, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak yang membacanya dan dapat menjadi sumbangsih bagi perkembangan ilmu pengetahuan.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 6 Juli 2024

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Alhamdulillahirobbil 'alamin.

Tugas akhir ini saya persambahkan kepada:

Allah SWT, yang selalu memberikan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga dengan izin-Nya kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Bunda dan Ayah tercinta, Ibu Suharti dan bapak Mukhammad Ismail, yang selalu memberikan doa, dukungan, kepercayaan, dan kasih sayang tiada henti. Terima kasih atas segala doa, usaha, perjuangan, dan pengorbanan yang telah bunda dan ayah berikan selama ini kepada saya. Perjalanan untuk sampai di titik ini tidaklah mudah, ridho dan doa bunda dan ayah lah pada akhirnya yang bisa membuat saya bertahan dan membawa saya sampai di sini. Saya sangat bangga dan bersyukur memiliki orang tua seperti bunda dan ayah, sekali lagi terima kasih banyak ya *nda, yah*. Semoga kelak, saya akan membuat bunda dan ayah bangga, *insyaallah, aamiin*. Terima kasih kepada Mamah Sri dan Papah Sasongko yang selalu memberikan *support* penuh dalam segala hal hingga saat ini. Adik-adik tersayang, Aufa, Madha, dan Gaj yang selalu mewarnai hari-hari saya. Simbah Tinah, Simbah Tarini, Bulek Tiwi, Om Totok, mbak Ginik, Lek Jirah, dan Om Samsul yang juga selalu ada untuk saya. Tugas akhir ini saya persembahkan untuk kalian.

Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku pembimbing. Terima kasih banyak atas waktu, ilmu, dan kebaikan yang diberikan selama ini. Terima kasih sudah mau membimbing saya dan partner dengan penuh kesabaran hingga akhirnya

kami bisa menyelesaikan tugas akhir ini. Seluruh dosen Teknik Kimia UII, semoga ilmu yang diberikan berkah dan bisa saya manfaatkan dengan sebaik-baiknya.

Siti Tabingah, sahabat dan partner saya yang selalu menemani di setiap langkah dalam meraih gelar sarjana teknik kimia. Sangat banyak hal dan fase yang sudah kita lewati bersama. Perasaan senang, sedih, haru, bingung, lelah, takut, kecewa, rasanya sudah pernah kita rasakan semua. Terima kasih atas waktu, materi, tenaga, dan pikiran yang telah dicurahkan selama ini. Terima kasih sudah mau bertahan dan berjuang bersama saya, dengan segala kekurangan saya. Sobat Garong Bajak Laut, Ani Chalwa, Harini Kharisma, Annisa, dan Tata, sahabat-sahabat setia yang sudah menemani masa perkuliahan saya dari awal hingga akhir. Terima kasih sudah selalu ada untuk saya di kala senang dan sedih, sehat dan sakit. Saya sangat bersyukur bisa dipertemukan dengan orang-orang sebaik kalian. Gina Mustika, sahabat saya sejak di bangku SMP, yang selalu bisa mendukung, menghibur, dan menemani saya walaupun dari jarak yang jauh di sana. Sukses selalu di mana pun kalian berada nanti, *girls*.

Untuk diri saya, terima kasih sudah mau bertahan dan berjuang sampai saat ini. Mari kita lanjutkan ke *chapter-chapter* menyenangkan selanjutnya.

Yogyakarta, 10 Juli 2024

Hanifah Dhiya Ulhaq

LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Alhamdulillahirobbil'alamin

Puji syukur kepada Allah SWT yang telah memberikan nikmat yang sangat luar biasa, atas karunia, kekuatan serta kemudahan, akhirnya tugas akhir ini dapat terselesaikan tepat waktu. *Alhamdulillah.*

To my parents, yah..bu.. thank you for all the sacrifices that you've both made for me and for all of the love you've given me throughout my life. Thank you for your immense care and appreciation, thank you for everything you've done for me. I couldn't have done any of it without you. I am forever grateful to you! Jika kehidupan selanjutnya benar-benar ada, mari bertemu kembali dengan kalian tetap sebagai ayah dan ibuku dan aku tetap sebagai putri kecilmu. I love you both! so much!

To our esteemed mentor Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. terima kasih pak, atas bimbingan dan arahan serta selalu meluangkan waktunya untuk kami disela kesibukan. menjadi salah satu dari anak bimbingan bapak merupakan nikmat yang sampai saat ini selalu saya syukuri. once again, terima kasih pak, semoga jerih payah bapak terbayarkan dan selalu dilimpahkan kesehatan. aamiin..

Dear Dhiyaul, finally I found friendships that feel like home. no jealousy or competition just unconditional love, support and belly laughs and one bottle of ABC Milk Coffee and Kopiko Lucky Day in the last few nights wkwk. we did it! selamat ya, udah sampai di titik ini. I am very happy to have a partner in KP,

Penelitian, TA, like you. Thank you for being such a great friend, thank you for always hearing me out, thank you for listening to my stupid and childish stories wkwk thank you for being there for me at my lowest point, you mean so much to me!

Dear Wfk, my support system, I would like to express my sincere appreciation for your indirect but invaluable contribution in helping me complete my final project. Thank you for always supporting me, always strengthening me, always reminding me and always giving me encouragement when I needed this role. Thank you for letting me feel what it's like to be loved, well cared for, and to be my constant self from day-1. A comfortable and safe place when I'm not okay. I couldn't ask for a better partner.

Dear to members Garong Bajak Laut, Mba Nunung Ngapak, Mba Chalwa Cantek Sekali, Mba Yezanyza, Mba Ijo. Thank you for being a part of my every process, thank you for being at the forefront when I need help or something, thank you for being my home when I walk far away. I never regretted meeting you, I was actually happy that you came into my life and made it better. I just want to say that I hope our friendship lasts longer. I wish we could be together until our skin becomes wrinkled. We talked for hours, laughing, smiling and sharing everything. I just want to say I LOVE YOU!

Dear to members Kamar 6 PP Sunan Pandanaran, Bu Shel, Bu Bil, Atul Mentul-Mentul. Makasi udah membersamai saya meniti pahitnya kehidupan di komplek 6 PP Sunan Pandanaran, seneng bisa kenal kalian, makan bareng, tidur bareng, bercanda, nangis, curhat, jajan, ujan-ujanan dan semua kebersamaan kita i will always remember it!. Mba Faqi, Mba Ifa dan Mba Sumi, makasi udah jadi mba-

mba yang paling baik se-tembok kuning ini, selalu mengarahkan dan memberi contoh yang baik-baik. *let's schedule healing again ukhtie!* dan untuk seluruh keluarga besar komplek 6 PP Sunan Pandanaran, terima kasih telah menjadi tempat saya untuk berkembang dengan pribadi yang lebih baik dan mengenal tuhan lebih dekat.

My comrades in Chemical Engineering '20 and '19 who I can't mention one by one. For all the memories I have gained in college. All parties who have provided a lot of help and guidance in preparing this final assignment from start to finish. May we all be successful in this world and the hereafter.

Last but not least, I want to thank myself for taking responsibility to finish what I started. Thank you for continuing to try and never giving up, and always enjoying every process, which can be said to be not easy. Thank you for sticking around!

Yogyakarta, 10 Juli 2024

Siti Tabingah

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
LEMBAR PERSEMBAHAN	viii
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xx
ABSTRAK.....	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.2.1 Kebutuhan Metil Asetat dalam Negeri	3
1.2.2 Penentuan Kapasitas	5
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	9
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	9
1.4.2 Tinjauan Kinetika	11
BAB II.....	14
PERANCANGAN PRODUK.....	14
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung	14
2.2 Pengendalian Kualitas	16
BAB III	19
PERANCANGAN PROSES.....	19
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	19
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	19
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	20

3.2 Uraian Proses.....	21
3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku.....	21
3.2.2 Tahap Reaksi	22
3.2.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk	23
3.3 Spesifikasi Alat Proses	24
3.3.1 Mixer (M-01)	24
3.3.2 Reaktor (R-01)	25
3.3.3 Reaktor (R-02)	26
3.3.4 Dekanter (DC-01)	27
3.3.5 Neutralizer (N-01)	28
3.3.6 Evaporator I (EV-01).....	29
3.3.7 Evaporator II (EV-02).....	30
3.3.7 Menara Distilasi (MD-01)	30
3.3.8 Tangki Penyimpanan Bahan	32
3.3.9 Alat Transportasi Bahan	33
3.3.10 <i>Heater I</i> (HE-01).....	36
3.3.11 <i>Heater II</i> (HE-02)	37
3.3.12 <i>Heater III</i> (HE-03).....	37
3.3.13 <i>Heater IV</i> (HE-04)	38
3.3.14 <i>Heater V</i> (HE-05)	38
3.2.15 <i>Cooler I</i> (CL-01).....	39
3.4 Neraca Massa	40
3.4.1 Neraca Massa Total	40
3.4.2 Neraca Massa Reaktor 1	40
3.4.3 Neraca Massa Reaktor 2	41
3.4.4 Neraca Massa Mixer	41
3.4.5 Neraca Massa Neutralizer	41
3.4.6 Neraca Massa Dekanter	42
3.4.7 Neraca Massa Evaporator 1	42
3.4.8 Neraca Massa Menara Distilasi	42
3.4.9 Neraca Massa Evaporator 2	43

3.5 Neraca Panas Total	43
3.5.1 Neraca Panas Mixer	43
3.5.2 Neraca Panas Reaktor I.....	43
3.5.3 Neraca Panas Reaktor II	44
3.5.4 Neraca Panas Neutralizer	44
3.5.5 Neraca Panas Dekanter	44
3.5.6 Neraca Panas Evaporator I.....	44
3.5.7 Neraca Panas Menara Distilasi	45
3.5.8 Neraca Panas Evaporator II	45
BAB IV	46
PERANCANGAN PABRIK.....	46
4.1 Lokasi Pabrik.....	46
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	47
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	49
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	50
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses	53
4.4 Struktur Organisasi.....	54
4.4.1 Tugas dan Wewenang.....	56
4.4.2 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan	62
BAB V.....	67
UTILITAS.....	67
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	67
5.2 Unit Pembangkit Steam.....	79
5.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	80
5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan.....	82
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	83
5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	83
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas.....	85
BAB VI	95
EVALUASI EKONOMI.....	95
6.1 Penaksiran Harga Alat.....	97

6.2 Perhitungan Biaya	99
6.2.1 <i>Total Capital Investment</i>	99
6.2.2 <i>Manufacturing Cost</i>	99
6.2.3 <i>General Expense</i>	100
6.3 Analisis Kelayakan.....	100
6.4 Dasar Perhitungan	103
6.5 Hasil Perhitungan	104
6.6 Analisis Keuntungan	108
6.5.1 Hasil Kelayakan.....	108
6.7 Analisis Resiko Pabrik	109
BAB VII PENUTUP	113
7.1 Kesimpulan.....	113
7.2 Saran.....	114
DAFTAR PUSTAKA	116
LAMPIRAN – LAMPIRAN	118
LAMPIRAN B PEFD	119

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pabrik Indonesia yang menggunakan Metil Asetat.....	5
Tabel 1.2 Pabrik yang Memproduksi Metil Asetat di Dunia	5
Tabel 1.3 Perbandingan Proses Pengolahan Metil Asetat.....	8
Tabel 1.4 Data entalpi pembentukan standar senyawa	9
Tabel 2.1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung pembuatan metil asetat	14
Tabel 2.2 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung pembuatan metil asetat (Lanjutan)	15
Tabel 3.1 Spesifikasi Mixer	24
Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor I	25
Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor I (Lanjutan)	26
Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor II.....	26
Tabel 3.5 Spesifikasi Reaktor II (Lanjutan)	27
Tabel 3.6 Spesifikasi Dekanter	27
Tabel 3.7 Spesifikasi Neutralizer	28
Tabel 3.8 Spesifikasi Neutralizer (Lanjutan)	29
Tabel 3.9 Spesifikasi Evaporator I	29
Tabel 3.10 Spesifikasi Menara Distilasi.....	30
Tabel 3.11 Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan).....	31
Tabel 3.12 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	32
Tabel 3.13 Alat Transportasi Bahan.....	33
Tabel 3.14 Alat Transportasi Bahan (Lanjutan).....	34
Tabel 3.15 Alat Transportasi Bahan (Lanjutan).....	35
Tabel 3.16 Alat Transportasi Bahan (Lanjutan).....	36
Tabel 3.17 Spesifikasi Heater-01	36
Tabel 3.18 Spesifikasi Heater-02	37
Tabel 3.19 Spesifikasi Heater-03	37
Tabel 3.20 Spesifikasi Heater-03 (Lanjutan)	38
Tabel 3.21 Spesifikasi Heater-04	38

Tabel 3.22 Spesifikasi Heater-05	38
Tabel 3.23 Spesifikasi Heater-05 (Lanjutan)	39
Tabel 3.24 Spesifikasi Cooler-01	39
Tabel 3.25 Neraca Massa Total.....	40
Tabel 3.26 Neraca Massa Reaktor 1	40
Tabel 3.27 Neraca Massa Reaktor 2	41
Tabel 3.28 Neraca Massa Mixer	41
Tabel 3.29 Neraca Massa Neutralizer	41
Tabel 3.30 Neraca Massa Dekanter	42
Tabel 3.31 Neraca Massa Evaporator 1	42
Tabel 3.32 Neraca Massa Menara Distilasi.....	42
Tabel 3.33 Neraca Massa Evaporator 2	43
Tabel 3.34 Neraca Panas Total.....	43
Tabel 3.35 Neraca Panas Mixer	43
Tabel 3.36 Neraca Panas Reaktor 1	43
Tabel 3.37 Neraca Panas Reaktor 2	44
Tabel 3.38 Neraca Panas Neutralizer	44
Tabel 3.39 Neraca Panas Dekanter	44
Tabel 3.40 Neraca Panas Evaporator 1	44
Tabel 3.41 Neraca Panas Menara Distilasi	45
Tabel 4.1 Perbandingan Pemilihan Lokasi Pabrik	46
Tabel 4.2 Perincian Luas Tanah Pabrik Metil Asetat	51
Tabel 4.3 Perincian Luas Tanah Pabrik Metil Asetat (Lanjutan).....	52
Tabel 4.4 Jadwal Kerja Shift.....	63
Tabel 4.5 Jadwal Kerja Karyawan Shift	64
Tabel 4.6 Jadwal Kerja Karyawan Shift (Lanjutan).....	64
Tabel 4.7 Gaji Karyawan (Lanjutan)	66
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik	69
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin	70
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pendingin (Lanjutan).....	71
Tabel 5.4 Air Umpan Boiler.....	72

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses	81
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses (Lanjutan)	82
Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas	85
Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)	86
Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)	87
Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)	88
Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Utilitas	89
Tabel 5.12 Tangki Utilitas	90
Tabel 5.13 Tangki Utilitas (Lanjutan)	91
Tabel 5.14 Screener	92
Tabel 5.15 Sand Filter	92
Tabel 5.16 Cooling Tower	93
Tabel 5.17 Mix Bed	93
Tabel 5.18 Deaerator	94
Tabel 5.19 Blower Cooling Tower	94
Tabel 6.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) dari tahun 2004 s.d 2024	97
Tabel 6.2 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) dari tahun 2004 s.d 2024 (Lanjutan)	98
Tabel 6.3 Physical Plant Cost (PPC)	104
Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC) (Lanjutan)	104
Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC)	105
Tabel 6.6 Fixed Capital Investment (FCI)	105
Tabel 6.7 Direct Manufacturing Cost (DMC)	105
Tabel 6.8 Indirect Manufacturing Cost	105
Tabel 6.9 Fixed Manufacturing Cost	106
Tabel 6.10 Manufacturing Cost	106
Tabel 6.11 Working Capital	106
Tabel 6.12 General Expense	106
Tabel 6.13 Total Production Cost (TPC)	107
Tabel 6.14 Fixed Cost (Fa)	107

Tabel 6.15 Variable Cost (Va)	107
Tabel 6.16 Regulated Cost (Ra).....	107
Tabel 6.18 Risiko Pabrik.....	110
Tabel 6.19 Risiko Pabrik (Lanjutan).....	111
Tabel 6.20 Hasil Analisis Kelayakan	111

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Impor Metil Asetat dari tahun 2016 (tahun ke-1) s.d 2022 (tahun ke-7).....	4
Gambar 1.2 Diagram Arrhenius konstanta laju reaksi	12
Gambar 2.1 Identifikasi Chemical Hazard.....	15
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	19
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	20
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik.....	47
Gambar 4.2 Denah Tata Letak Pabrik Metil Asetat	52
Gambar 4.3 Denah Tata Letak Proses Pabrik Metil Asetat	54
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	56
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas.....	78
Gambar 6.1 Grafik hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga.....	98
Gambar 6.2 Grafik Analisis Ekonomi.....	112

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/Jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³ /jam
R	: Jari- jari, in
P	: <i>Power motor</i> , hp
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔP_T	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
u_0	: Kecepatan awal fluidisasi, m/s
U_{mf}	: Kecepatan fluidisasi minimum, m/s

F	: Allowable Stress, psia
E	: Efisiensi pengelasan
I _{cr}	: Jari-jari sudut dalam, in
U _d	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
U _c	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
R _d	: Faktor pengotor
C _p	: Kapasitas Panas, Btu/lb°F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	: Heat transfer factor
H _i	: Inside film coefficient, Btu/jam ft ² °F
H _o	: Outside film coefficient, Btu/jam ft ² °F
LMTD	: Long mean temperature different, °F
K	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
W _f	: Total head, in
ΔH	: Entalpi, kJ/Jam
Th	: Tebal head, in

ABSTRAK

Metil asetat adalah senyawa kimia dengan rumus $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$ berupa cairan tak berwarna, berbau khas, larut dalam alkohol, kloroform, eter, dan larut terbatas dalam air. Metil asetat merupakan bahan baku pembuatan anhidrida asetat. Anhidrida asetat adalah senyawa yang digunakan dalam pembuatan *cellulose acetate*, serat asetat, obat-obatan, aspirin, plastic, dan berperan sebagai pelarut. Metil asetat dibuat dengan mereaksikan asam asetat dan metanol. Reaksi pembentukan metil asetat berlangsung secara eksotermis dengan menggunakan 2 buah reaktor yang disusun secara seri dengan proses esterifikasi. Konversi pada masing-masing reaktor adalah sebesar 77,4% untuk reaktor I (R-01) dan 95% untuk reaktor II (R-02) pada suhu 50 °C, tekanan 1 atm, menggunakan bantuan katalis asam sulfat. Kebutuhan konsumsi metil asetat di Indonesia dapat dipenuhi dengan melakukan prarancangan pabrik metil asetat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun dengan bahan baku asam asetat dan metanol. Lokasi yang dipilih adalah di Cilegon, Banten dengan luas tanah 209.457 m². Kebutuhan utilitas diambil dari Sungai Ciwandan sebanyak 51.374.805,60 kg/hari. Sedangkan kebutuhan listrik untuk operasional pabrik sebesar 372,572 kW disuplai dari PT PLN. Untuk mengantisipasi adanya pemadaman, maka disediakan generator sebagai cadangan. Bahan bakar yang digunakan untuk generator maupun boiler tersebut adalah solar sebanyak 130.499,52 kg/jam. Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi untuk pendirian pabrik metil asetat di atas, dibutuhkan modal tetap sebesar \$50.520.438 atau Rp. 825.604.990.311, *manufacturing cost* Rp. 1.187.711.658.818. Harga jual produksi sebesar \$1,224/kg atau Rp. 1.603.076.134.200 per tahun, dengan keuntungan sebelum pajak Rp. 147.595.437.323,07 per tahun dan keuntungan setelah pajak Rp 95.937.034.260. Nilai *Return on Investment* (ROI) sesudah pajak untuk pabrik ini sebesar 12%, *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak sebesar 4,97 tahun, sedangkan *Break Even Point* (BEP) sebesar 56,18%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 28,49%. Nilai-nilai tersebut menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk dipertimbangkan pendiriannya dan dapat diteruskan ke tahap perencanaan pabrik.

Kata Kunci : Metil asetat, metanol, asam asetat, esterifikasi, eksotermis

ABSTRACT

Methyl acetate is a chemical compound with the formula $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$ in the form of a colorless liquid, has a distinctive odor, is soluble in alcohol, chloroform, ether, and is limitedly soluble in water. Methyl acetate is a raw material for making acetic anhydride. Acetic anhydride is a compound used in the manufacture of cellulose acetate, acetate fiber, medicines, aspirin, plastics, and acts as a solvent. Methyl acetate is made by reacting acetic acid and methanol. The reaction of methyl acetate formation takes place exothermically using 2 reactors arranged in series with the esterification process. The conversion in each reactor is 77.4% for reactor I (R-01) and 95% for reactor II (R-02) at a temperature of 50 oC, a pressure of 1 atm, using the help of a sulfuric acid catalyst. The need for methyl acetate consumption in Indonesia can be met by pre-designing a methyl acetate factory with a capacity of 80,000 tons/year with raw materials of acetic acid and methanol. The selected location is in Cilegon, Banten with a land area of 209,457 m². Utility needs are taken from the Ciwandan River as much as 51,374,805.60 kg/day. While the electricity needs for factory operations of 372.572 kW are supplied by PT PLN. To anticipate blackouts, a generator is provided as a backup. The fuel used for the generator and boiler is 130,499.52 kg/hour of diesel. Based on the calculation of the economic evaluation for the establishment of the methyl acetate factory above, fixed capital is required of \$50,520,438 or Rp. 825,604,990,311, manufacturing cost of Rp. 1,187,711,658,818. The selling price of production is \$1,224/kg or Rp. 1,603,076,134,200 per year, with a profit before tax of Rp. 147,595,437,323.07 per year and profit after tax of Rp 95,937,034,260. The Return on Investment (ROI) after tax for this factory is 12%, Pay Out Time (POT) after tax is 4.97 years, while the Break Even Point (BEP) is 56.18%, and the Shut Down Point (SDP) is 28.49%. These values indicate that this factory is worthy of consideration for its establishment and can be continued to the factory planning stage.

Keywords : Methyl acetate, methanol, acetic acid, esterification, exothermic

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Berkembangnya era modern dan meningkatnya kebutuhan serta pola hidup manusia menjadikan daya saing antar negara meningkat di berbagai bidang, salah satunya di bidang industri, khususnya di bidang industri kimia. Industri kimia merupakan industri yang memproses bahan yang akan digunakan sebagai bahan baku suatu alat atau komponen penunjang yang akan digunakan dalam keseharian manusia. Industri kimia Indonesia dari tahun ke tahun telah mengalami peningkatan baik kualitas maupun kuantitas, sehingga kebutuhan akan bahan baku maupun bahan pembantu semakin meningkat. Dengan peningkatan ini, maka kebutuhan unsur-unsur penunjang industri juga meningkat, termasuk bahan-bahan pembantu dan penunjang. Kebutuhan bahan baku dan bahan penunjang industri di Indonesia masih banyak didatangkan dari luar negeri, salah satunya metil asetat yang dipenuhi melalui komoditas impor yang berasal dari Eropa dan Asia Timur.

Metil asetat adalah senyawa kimia dengan rumus $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$ yang memiliki nama lain *Methyl ethanoate* atau *Acetic acid methyl ester*. Metil Asetat merupakan senyawa organik (ester) yang pada keadaan normal berupa cairan tak berwarna, berbau khas, larut dalam alkohol, kloroform, eter dan larut terbatas dalam air. Cairan ini digunakan dalam pembuatan industri cat cepat kering, lak, resin, oli dan coatings pada pemeliharaan di industri dan perkapalan, industri kayu, transportasi, percetakan (printing inks) dan industri yang bergerak di bidang otomotif. Selain itu,

pada beberapa industri kimia metil asetat kerap digunakan sebagai pelarut sebab senyawa ini mempunyai titik didih yang relatif rendah (Widodo dan Maesaroh, 2016). Metil asetat juga merupakan bahan baku pembuatan anhidrida asetat. Anhidrida asetat adalah senyawa yang digunakan dalam pembuatan *cellulose acetate*, serat asetat, obat-obatan, aspirin, plastik dan berperan sebagai pelarut. Sehingga metil asetat sangat dibutuhkan sebagai bahan utama pembuatan senyawa anhidrida asetat (Kirk dan Othmer, 1996). Pemenuhan kebutuhan metil asetat di Indonesia seluruhnya masih dipenuhi melalui impor dari negara lain. Oleh karena itu, pendirian pabrik metil asetat dirasa hal yang tepat untuk memenuhi kebutuhan metil asetat dalam negeri.

Berdasarkan penjelasan di atas dan dilihat dari banyaknya manfaat dari metil asetat, dapat disimpulkan bahwa penggunaan metil asetat akan meningkat seiring berjalannya waktu. Namun sampai saat ini belum ada pabrik di Indonesia yang memproduksi metil asetat, sehingga dengan didirikannya pabrik metil asetat di Indonesia diharapkan dapat memenuhi kebutuhan metil asetat yang semakin meningkat dan mengurangi beban impor metil asetat. Selain itu terdapat beberapa pertimbangan penting tentang pendirian pabrik metil asetat di Indonesia:

- a. Mengurangi ketergantungan impor bahan kimia khususnya metil asetat
- b. Meningkatkan pendapatan negara dalam sektor industri
- c. Menunjang berbagai industri hilir yang berbahan baku metil asetat sehingga dapat mendorong perkembangan industri di Indonesia
- d. Mengurangi beban impor metil asetat
- e. Mengurangi pengeluaran devisa negara

- f. Menambah lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat sehingga dapat membantu mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

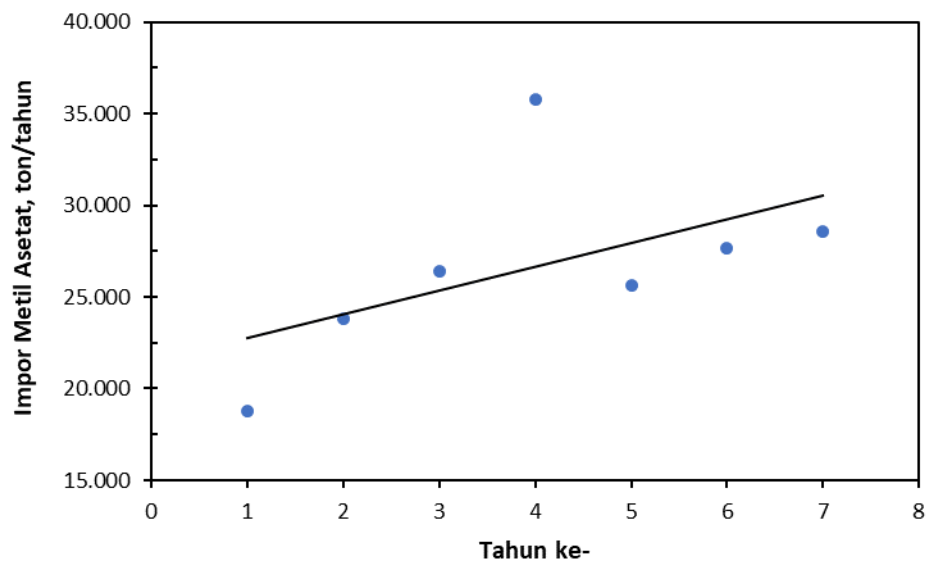
Kapasitas produksi merupakan hal yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik karena dapat berpengaruh terhadap aspek teknis maupun ekonomis pada saat perancangan pabrik. Adapun pertimbangan dalam menentukan kapasitas produksi suatu pabrik yaitu melalui analisis *supply* dan *demand* yang meliputi data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor.

1.2.1 Kebutuhan Metil Asetat dalam Negeri

Untuk memenuhi kebutuhan metil asetat dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari negara lain. Data statistik dalam 3 tahun terakhir menunjukkan bahwa kebutuhan metil asetat dalam negeri terus meningkat.

a. Supply

Supply atau penawaran meliputi data produksi dalam negeri dan data impor. Tidak diperoleh data produksi metil asetat di Badan Pusat Statistika (BPS) yang artinya belum terdapat pabrik yang memproduksi metil asetat di Indonesia. Fakta ini menggambarkan bahwa ketergantungan Indonesia pada impor untuk memenuhi kebutuhan metil asetat saat ini merupakan bagian yang signifikan dari dinamika pasokan dalam negeri. Data impor metil asetat diperoleh dari Badan Pusat Statistik (2023) yang divisualisasikan pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Impor Metil Asetat dari tahun 2016 (tahun ke-1) s.d 2022 (tahun ke-7)

Dari Gambar 1.1 dapat diperoleh perhitungan proyeksi untuk nilai impor pada 2028 (tahun ke-13) dengan perhitungan regresi linear, dengan menggunakan persamaan (1.1)

$$y = 1293,8x + 21475 \quad (1.1)$$

sehingga apabila dilakukan perhitungan diperoleh data impor metil asetat pada tahun 2028 sebagai berikut:

$$y = 1293,8 (13) + 21475 \quad (1.2)$$

$$y = 38.294,4 \text{ ton} \quad (1.3)$$

b. Demand

Demand atau permintaan diperoleh dari data konsumsi dalam negeri dan data ekspor. Data ekspor dalam negeri tidak ditemukan karena belum adanya pabrik metil asetat yang berdiri di dalam negeri. Berdasarkan Daftar Perusahaan Indonesia (2023), data konsumsi atau pabrik di Indonesia yang menggunakan metil asetat dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Pabrik Indonesia yang menggunakan Metil Asetat

No.	Nama Pabrik	Produk	Lokasi Pabrik	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
1.	PT. ICI Paints Indonesia, Dulux	Cat	Bekasi, Jawa Barat	30.000
2.	PT. Jotun Indonesia	Cat	Cikarang Barat, Bekasi	19.000
3.	PT. Pan Oceanic Paint	Cat	Cengkareng Timur, Jakarta	10.000
4.	PT. Pacific Paint	Cat	Tangerang, Banten	20.000
5.	PT. Gunung Sagara Buana (Gusana Paint)	Cat	Bekasi, Jawa Barat	11.000
6.	PT. Futanlux Chemitraco	Cat	Tangerang, Banten	8.300

Daftar nama pabrik dan negara di dunia yang memproduksi metil asetat beserta kapasitas produksinya dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Pabrik yang Memproduksi Metil Asetat di Dunia

No.	Nama Pabrik/Perusahaan	Negara	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
1.	Eastman Chemical Company	Amerika Serikat	800.000
2.	Celanese Corporation	Amerika Serikat	600.000
3.	Solvay	Belgia	350.000
4.	Shandong Jinyimeng Group	Tiongkok	300.000
5.	Daicel Corporation	Jepang	250.000
6.	Sinopec Group	Tiongkok	200.000
7.	Lyondellbasell	Amerika Serikat	150.000
8.	SABIC	Arab Saudi	100.000
9.	PetroChina	Tiongkok	100.000
10.	BP Chemicals	Britania Raya	80.000

1.2.2 Penentuan Kapasitas

Kebutuhan metil asetat di Indonesia seluruhnya masih dipenuhi melalui impor karena belum adanya pabrik yang memproduksi metil asetat di Indonesia. Dengan didirikannya pabrik metil asetat di Indonesia, maka diharapkan mampu mengurangi jumlah impor metil asetat di Indonesia. Hasil perhitungan proyeksi

impor metil asetat pada tahun 2028 adalah sebesar 38.294,4 ton. Hal tersebut berarti impor metil asetat di Indonesia terus meningkat.

Pabrik metil asetat direncanakan akan berdiri pada tahun 2028 dengan kapasitas 80.000 ton/tahun. Angka ini diambil dengan pertimbangan minimal pabrik metil asetat global yang telah berdiri di Britania Raya dengan kapasitas 80.000 ton/tahun, dimana dengan kapasitas tersebut dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sisa dari produksi akan diekspor ke beberapa negara yang membutuhkan metil asetat seperti Filipina, Malaysia, Eropa, India, Korea Selatan dan Rusia. Selain itu, jumlah bahan baku yang tersedia di Indonesia juga dapat memenuhi kebutuhan untuk memproduksi metil asetat.

1.3 Tinjauan Pustaka

Metil asetat adalah senyawa kimia dengan rumus $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$ yang memiliki nama lain *Methyl ethanoate* atau *Acetic acid methyl ester*. Metil Asetat merupakan senyawa organik (ester) yang pada keadaan normal berupa cairan tak berwarna, berbau khas, larut dalam alkohol, kloroform, eter dan larut terbatas dalam air. Cairan ini digunakan dalam pembuatan industri cat cepat kering, lak, resin, oli dan coatings pada pemeliharaan di industri dan perkapalan, industri kayu, transportasi, percetakan (*printing ink*) dan industri yang bergerak di bidang otomotif. Selain itu, pada beberapa industri kimia metil asetat kerap digunakan sebagai pelarut sebab senyawa ini mempunyai titik didih yang relatif rendah. Metil asetat juga merupakan bahan baku pembuatan anhidrida asetat, dimana anhidrida asetat adalah senyawa yang digunakan dalam pembuatan *cellulose acetate*, serat

asetat, obat-obatan, aspirin, plastik dan berperan sebagai pelarut. Terdapat beberapa proses pembuatan metil asetat, antara lain:

a. Proses Esterifikasi

Reaksi esterifikasi adalah suatu reaksi yang mereaksikan senyawa alkohol dan asam karboksilat yang akan menghasilkan produk ester. Esterifikasi dilakukan dengan dibantu katalis asam sulfat (H_2SO_4) dan kondisi fase yang homogen antara bahan baku dan katalis. Reaksi esterifikasi metanol dan asam asetat dengan katalis asam sulfat ditunjukkan pada Reaksi 1.4 (Agreda and Partin, 1984).



Reaksi esterifikasi adalah salah satu reaksi kesetimbangan reversible berorde 2 maka tidak mungkin mendapatkan konversi 100%. Salah satu cara untuk meningkatkan nilai konversi yaitu mol salah satu reaktan dibuat berlebih agar kesetimbangan reaksi bergeser ke kanan. Dalam kasus ini, perbandingan mol metanol dan asam asetat adalah 2:1 dan jumlah umpan katalis asam sulfat yang digunakan dalam reaksi adalah 1% mol terhadap reaktan asam asetat (Agreda and Partin, 1984). Reaksi esterifikasi dilangsungkan menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) berfase cair dan reaksi bersifat eksotermis.

b. Proses Karbonilasi

Reaksi proses pada varian II dengan bahan baku dimetil eter (CH_3OCH_3) dan karbon monoksida (CO) membentuk metil asetat menggunakan proses karbonilasi (Clark dkk., 2020). Karbonilasi merujuk

pada suatu proses mereaksikan antara karbon monoksida dan senyawa organik maupun anorganik. Senyawa anorganik yang dimaksud pada proses karbonilasi varian II ini adalah dimetil eter. Reaksi karbonilasi dimetil eter dan karbon monoksida dengan katalis zeolite terdapat pada persamaan 1.5.



Reaktor yang digunakan berjenis *fixed bed* dengan temperatur yaitu antara 280-320°C dan bersifat eksotermis. Reaksi pembatasnya adalah dimetil eter (DME) (Clark dkk., 2020).

2. Perbandingan Proses

Kedua proses pengolahan metil asetat antara proses esterifikasi dan proses karbonilasi dapat dibandingkan berdasarkan kondisi operasi yang digunakan, perbandingan proses disajikan pada tabel 1.3.

Tabel 1.3 Perbandingan Proses Pengolahan Metil Asetat

No.	Parameter	Proses Esterifikasi	Proses Karbonilasi
1.	T, °C	60-70	280-320
2.	P, atm	1-1,5	30
3.	Katalis	H ₂ SO ₄	Zeolit
4.	Fase Katalis	Cair	Padat
5.	Konversi, %	91	65
6.	Reaksi	Eksotermis	Eksotermis

Dengan mempertimbangkan beberapa aspek di atas, maka proses yang dipilih untuk pembuatan metil asetat adalah proses esterifikasi dengan katalis asam sulfat dengan pertimbangan :

1. Katalis yang digunakan memiliki harga yang lebih murah
2. Kondisi operasi yang digunakan memiliki suhu yang rendah yaitu 60-70 °C
3. Konversi, yield, dan kemurnian produk yang dihasilkan tinggi

4. Hasil samping produk yang dihasilkan ramah lingkungan

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika reaksi dilakukan dengan membandingkan nilai entalpi reaksi (ΔH_r) dan energi bebas Gibbs reaksi (ΔG). Nilai ΔH_r menunjukkan energi yang dibutuhkan atau dihasilkan selama reaksi. ΔH positif (+) berarti reaksi memerlukan panas (endotermis). Nilai negatif (-) dari ΔH menunjukkan bahwa panas akan dihasilkan selama reaksi (eksotermis). Untuk menghitung nilai ΔH_r , digunakan hubungan antara panas reaksi dan suhu (Smith, Van Ness dan Abbott, 2001).

Tabel 1.4 Data entalpi pembentukan standar senyawa

Komponen	Rumus Molekul	$\Delta H_f^0 298,15\text{ K (kJ/mol)}$
Asam asetat	CH_3COOH	-434,84
Metanol	CH_3OH	-201,17
Metil asetat	$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	-410,00
Air	H_2O	-285,85

Sumber: Yaws, 1999

Berdasarkan data ΔH_f^0 tersebut dapat dihitung besarnya panas reaksi standar (ΔH_r^0) pembentukan metil asetat:

$$\Delta H_r^0 = \Delta H_{f,\text{produk}}^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \quad (1.6)$$

$$\Delta H_r^0 = (\Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{COOCH}_3 + \Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{COOH} + \Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta H_r^0 = ((-410,00) + (-285,85)) - ((-434,84) + (-201,17))$$

$$= -59,84 \text{ kJ/mol} = -59.840 \text{ J/mol}$$

Karena harga ΔH_r bernilai negatif, maka reaksi pembentukan metil asetat tersebut bersifat eksotermis atau melepaskan panas. Setelah mengetahui nilai

entalpi secara keseluruhan, kemudian menghitung nilai Gibbs keseluruhan pada reaksi yang sama dengan suhu 298 K, berikut merupakan tabel harga energi Gibbs pada masing-masing komponen.

Tabel 1.5 Data energi ΔG_f^0 masing – masing komponen

Komponen	Rumus Molekul	ΔG_f^0 298,15 K (kJ/mol)
Asam asetat	CH ₃ COOH	-376,69
Metanol	CH ₃ OH	-162,51
Metil asetat	CH ₃ COOCH ₃	-321,50
Air	H ₂ O	-237,190

Sumber: Yaws, 1999

$$\Delta G_r^0 = \Delta G_f^0 \text{ produk} - \Delta G_f^0 \text{ reaktan} \quad (1.7)$$

$$\Delta G_r^0 = (\Delta G^0 \text{CH}_3\text{COOCH}_3 + \Delta G^0 \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G^0 \text{CH}_3\text{COOH} + \Delta G^0 \text{CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta G_r^0 = ((-321,50) + (-237,190)) - ((-376,69) + (-162,51))$$

$$= -19,49 \text{ kJ/mol} = -19.490 \text{ J/mol}$$

Berdasarkan persamaan 14.14 dari Van Ness (1997), maka:

$$\ln K_1 = \frac{-\Delta G_r^0}{RT} \quad (1.8)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} \times \frac{-(-19,49)}{8,314}$$

$$K_1 = e^{\frac{2,344}{T}}$$

Konstanta kesetimbangan (K1) pada suhu 298,15 K dapat dihitung dengan persamaan (1.10) maka didapatkan

$$K_1 = e^{\frac{2,344}{T}} \quad (1.9)$$

$$K_1 = e^{\frac{2,344}{298,15}}$$

$$K_1 = 1,0078$$

Pada suhu 50 °C (323,15 K), besarnya konstanta kesetimbangan (K₂) pada suhu dapat dihitung dengan persamaan:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left(-\frac{\Delta H}{R} \right) \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (1.10)$$

Dengan menghitung menggunakan persamaan (1.11) maka didapatkan:

$$\ln \frac{K_2}{1,007} = \left(-\frac{-59,84}{8,314} \right) \left(\frac{1}{323,15} - \frac{1}{298,15} \right) \quad (1.11)$$

$$\ln \frac{K_2}{1,0078} = -0,0018$$

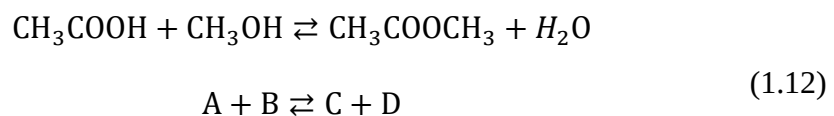
$$\frac{K_2}{1,0078} = e^{-0,0018}$$

$$\frac{K_2}{1,0078} = 0,998$$

$$K_2 = 1,0059$$

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi proses pembuatan metil asetat melalui reaksi esterifikasi berjalan secara eksotermis. Adapun, reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Persamaan laju reaksi:

$$-r_A = kC_A C_B$$

Keterangan:

$-r_A$ = Laju reaksi, mol. L⁻¹. men⁻¹

k = Konstanta laju reaksi, L. mol⁻¹. men⁻¹

C_A = Konsentrasi Asam Asetat, mol. L⁻¹

C_B = Konsentrasi Metanol, mol. L⁻¹

$$\ln k = \ln A - \frac{E_a}{RT} \quad (1.13)$$

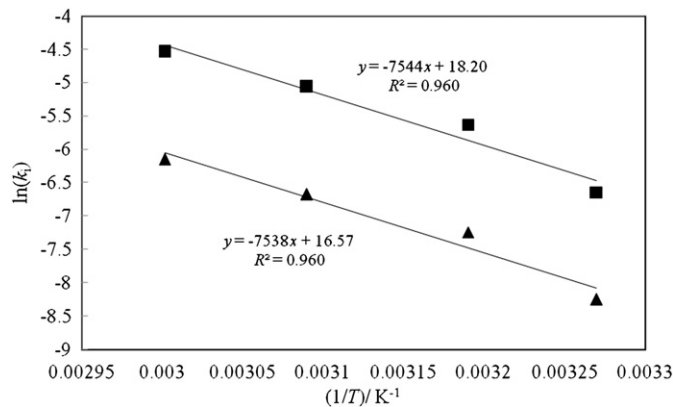
Keterangan:

E_a = Energi aktivasi, J. mol⁻¹

A = Faktor eksponensial

T = Temperatur, K

R = Konstanta gas, J. mol⁻¹. K⁻¹



Gambar 1.2 Diagram Arrhenius konstanta laju reaksi

Gambar 1.2 menggambarkan hubungan antara suhu (dalam Kelvin) dan konstanta laju reaksi pada suatu reaksi kimia. Grafik menunjukkan bahwa ketika suhu meningkat, konstanta laju reaksi juga meningkat secara eksponensial. Ini sesuai dengan prinsip Arrhenius, di mana kenaikan suhu meningkatkan energi tumbukan efektif antar molekul, mempercepat reaksi (Makala dan Goli, 2015).

Mencari nilai konstanta (k)

$$k_f = e^{18,2} e^{\frac{-7544}{T}} \quad (1.14)$$

$$k_f = e^{18,2} e^{\frac{-7544}{323,15}}$$

$$k_f = 5,83 \times 10^{-3}$$

$$k_b = e^{16,57} e^{\frac{-7538}{T}} \quad (1.15)$$

$$k_b = e^{16,57} e^{\frac{-7538}{323,15}}$$

$$k_b = 1,16 \times 10^{-3}$$

$$K_{eq} = \frac{k_f}{k_b} \quad (1.16)$$

$$K_{eq} = 5,01$$

$$K_{eq}^{\frac{1}{2}} = 2,238$$

$$K_{eq} = \frac{X_{ae}^2}{(1 - X_{ae})^2} \quad (1.17)$$

$$K_{eq}^{\frac{1}{2}} = \frac{X_{ae}}{(1 - X_{ae})}$$

$$X_{Ae} = 0,691$$

Untuk mencapai konversi maksimum, dibutuhkan waktu yang tak terhingga. Oleh karena itu, pada proses pembuatan metil asetat ini digunakan konversi sebesar 95% dari konversi equilibrium maksimum (X_{Ae}), sehingga konversi operasi yang dihasilkan adalah sebesar 0,657.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Beberapa variabel digunakan sebagai variabel utama untuk mencapai kualitas produk yang sesuai dengan target perancangan. Variabel-variabel tersebut meliputi spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pendukung, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

Berdasarkan *Material Safety Data Sheet* (MSDS), spesifikasi produk, bahan baku utama, dan bahan pendukung yang digunakan dalam pembuatan metil asetat dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung pembuatan metil asetat

Spesifikasi	Produk	Bahan baku		Bahan pendukung	
	Metil Asetat	Asam Asetat	Metanol	Asam Sulfat	Natrium Hidroksida
Bentuk	Cair	Cair	Cair	Cair	<i>Flakes</i>
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak Berwarna	Tidak Berwarna
Rumus Kimia	$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	CH_3COOH	CH_3OH	H_2SO_4	NaOH
Berat Molekul, g/mol	74	60	32	98	40
Kemurnian, %	99	99,9	98	70	98
Densitas, kg/m ³	932 pada 20°C	1040 pada 25 °C	792 pada 25 °C	1840 pada 20 °C	1280 pada 20 °C
Titik Didih, °C	56-58	118	64,7	288	1.388
Titik Leleh, °C	-98	17	-97,8	10	318

Tabel 2.2 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung pembuatan metil asetat (Lanjutan)

Kelarutan	Larut dalam air, alkohol, eter, aseton, benzena, dan kloroform.	Larut dalam air, etanol, eter, aseton, tetraklorom etana, dan gliserol.	Larut dalam air, etanol, eter, aseton, dan kloroform.	Larut secara eksotermis dalam air. Larut dalam etanol.	Larut dalam air.
-----------	---	---	---	--	------------------

Identifikasi *Chemical Hazard*

Chemical Hazard merujuk pada potensi bahaya atau risiko yang terkait dengan penggunaan bahan kimia. Dalam konteks keamanan dan keselamatan, identifikasi dan pemahaman terhadap bahaya kimia sangat penting untuk mengambil langkah-langkah pencegahan yang tepat. Identifikasi *Chemical Hazard* dalam proses pembuatan metil asetat dari asam asetat dan metanol dapat dilihat pada gambar 2.1.

Bahan Baku	Hazard							Information	Management
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive		
Asam Asetat	☐	☒	☐	☒	☒	☐	☐	Cairan mudah terbakar kategori 3. Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata. Korosif.	Simpan wadah tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik. Jauhkan dari panas dan sumber api. Pakai sarung tangan pelindung /pakaian pelindung /pelindung mata/pelindung wajah. Limbah harus dibuang sesuai dengan petunjuk serta peraturan nasional dan lokal lainnya.
Metanol	☐	☒	☒	☐	☒	☐	☐	Cairan dan uap mudah meyala, toksik bila tertelan dan terkena kulit atau bila terhirup, menyebabkan kerusakan pada organ	Jauhkan dari panas/percikan api/api terbuka, dilarang merokok, jaga wadah tertutup rapat, kenakan sarung tangan, pakaian pelindung, pelindung mata, pelindung wajah
Produk									
Metil Asetat	☐	☒	☐	☐	☒	☐	☐	Menyebabkan kulit terbakar dan kerusakan mata, dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan	Pakai sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah
Produk samping									
Air	☐	☐	☐	☐	☐	☐	☐	Bahan ini tidak diklasifikasikan sebagai berbahaya menurut undang-undang Uni Eropa. Tidak ada tindakan pencegahan khusus diperlukan	Kondisi penyimpanan: tertutup sangat rapat. Suhu penyimpanan yang direkomendasikan, Simpan pada +5°C hingga +30°C
Bahan pendukung									
Asam Sulfat	☐	☐	☐	☒	☒	☐	☐	Dapat korosif terhadap logam. Mengakibatkan luka bakar yang parah. Menyebabkan kerusakan mata yang serius, resiko kebakaran.	Wadah yang tidak mengandung logam. Tertutup rapat. Pakai sarung tangan pelindung /pakaian pelindung /pelindung mata/pelindung wajah.
Natrium Hidroksida	☐	☐	☐	☒	☒	☐	☐	Menyebabkan luka bakar. Bisa menyebabkan iritasi saluran pernafasan. Zat korosif yang terhirup dapat mengakibatkan edema toksik pada paru-paru.	Wadah yang tidak mengandung logam. Tertutup rapat. Pakai sarung tangan pelindung /pakaian pelindung /pelindung mata/pelindung wajah.

Gambar 2.1 Identifikasi *Chemical Hazard*

2.2 Pengendalian Kualitas

Untuk menghasilkan produk metil asetat yang mempunyai spesifikasi dan kualitas sesuai dengan standar yang diinginkan, maka diperlukan suatu pengendalian kualitas (*quality control*) yang terdiri atas pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi, pengendalian terkait waktu produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.1.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memastikan apakah bahan baku yang akan digunakan telah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang telah ditentukan untuk proses produksi. Pengendalian bahan baku dilakukan pada awal proses, sebelum bahan baku masuk proses produksi dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap bahan baku yang digunakan, dalam hal ini yaitu asam asetat, metanol, asam sulfat, dan natrium hidroksida.

2.1.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses produksi pabrik metil asetat ini menggunakan sistem kontrol otomatis yang dilakukan di ruang kendali (*control room*). Apabila terdapat indikasi penyimpangan proses, maka *controller* akan memberikan tanda berupa bunyi, nyala lampu dan lain-lain sehingga operator dapat segera melakukan tindakan perbaikan untuk mengembalikan proses produksi seperti semula baik secara otomatis maupun manual. Pengendalian kualitas proses produksi yang dilakukan meliputi kontrol aliran dan kontrol kondisi operasi.

Beberapa alat kontrol yang digunakan dan harus diatur pada kondisi tertentu adalah sebagai berikut :

a. *Level Controller (LC)*

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

a. *Flow Controller (FC)*

Flow controller merupakan pengendali aliran masuk dan keluar digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya dengan memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus yang diterima oleh *control valve* sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*. Secara umum prinsip kerja pada alat ini yaitu dengan memanfaatkan perbedaan tekanan dimana P1 lebih besar dari P2 sehingga diperoleh nilai ΔP dan akan dikalibrasikan sesuai dengan parameter yang telah ditentukan.

b. *Temperature Controller (TC)*

Temperature controller merupakan alat yang dapat mendeteksi suhu bahan atau alat. Umumnya, *temperature controller* mempunyai *set point* atau batasan nilai suhu yang telah ditetapkan. Ketika suhu bahan atau alat yang diukur melebihi atau kurang dari *set point*, maka alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

c. *Ratio Controller (RC)*

Ratio controller merupakan alat kontrol yang dipasang pada suatu aliran yang bercabang yang bertujuan agar rasio perbandingan laju alirnya tetap sama. Alat ini dihubungkan langsung pada *flow controller (FC)* dengan memanfaatkan sinyal elektrik untuk mengatur laju alir agar tetap sama dengan cara memberikan perintah kepada *flow controller (FC)*.

d. *Pressure controller (PC)*

Pressure controller merupakan alat yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan atau penyimpangan dari *set point* yang telah ditetapkan, alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

2.1.3 Pengendalian Kualitas Produk

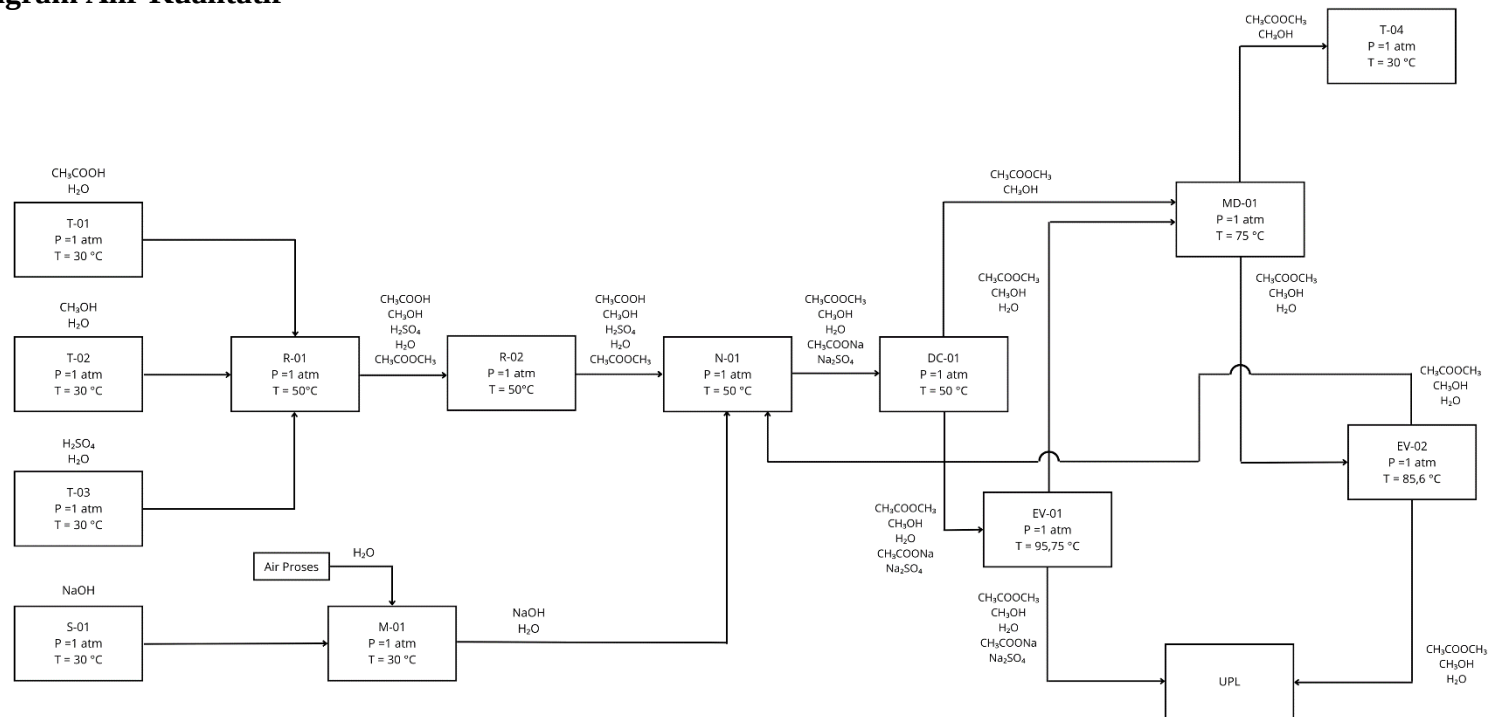
Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk memastikan apakah produk metil asetat yang dihasilkan telah sesuai dengan standar mutu dan spesifikasi produk yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas produk dilakukan dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap produk metil asetat, antara lain uji kemurnian, komposisi, dan lain-lain.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

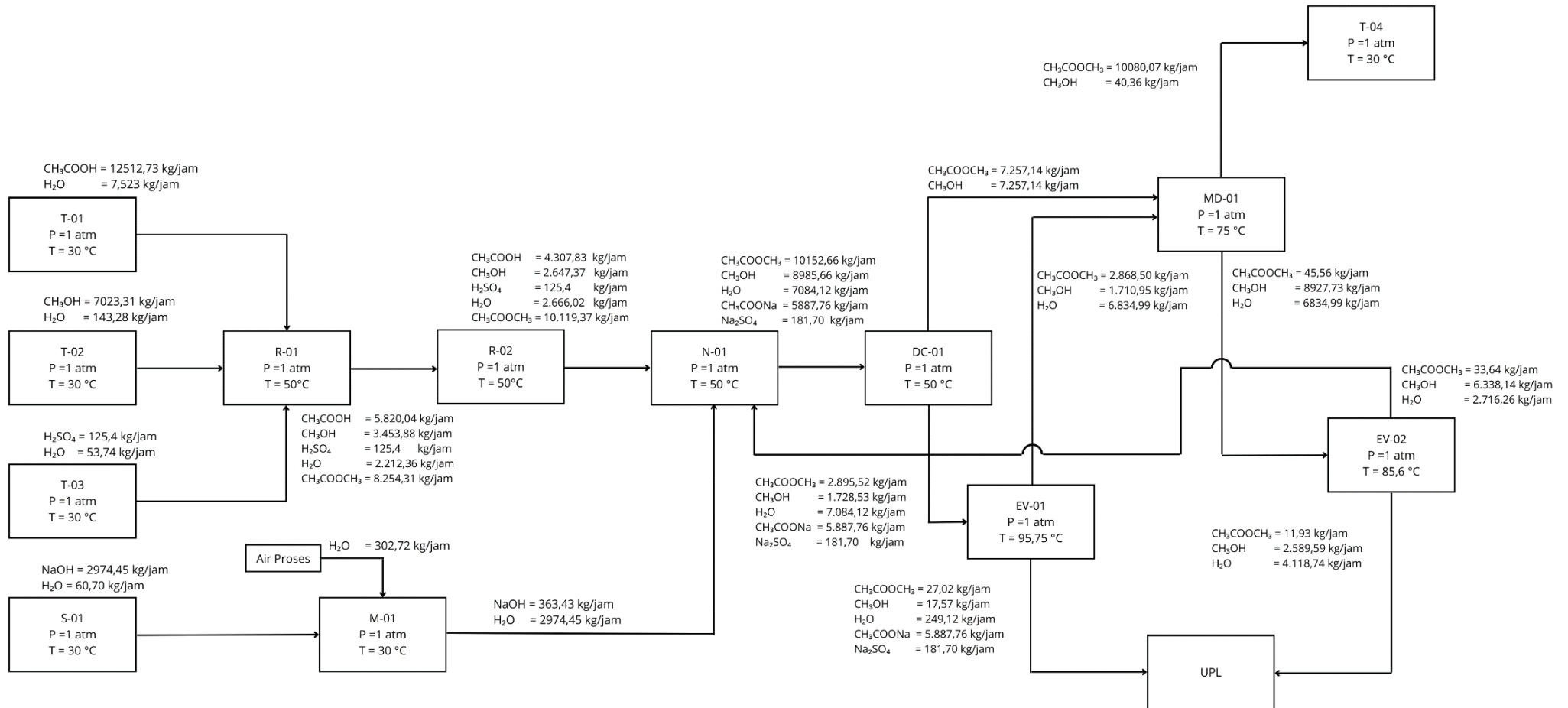
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

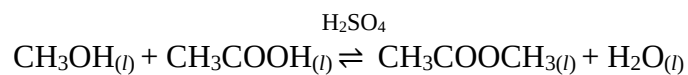
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pada perancangan pabrik metil asetat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun ini, reaksi yang digunakan merupakan reaksi antara asam asetat (CH_3COOH) dan metanol (CH_3OH) dalam fase cair dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Untuk mempercepat terjadinya reaksi esterifikasi, maka diperlukan adanya bahan yang berfungsi sebagai katalisator. Katalisator yang digunakan dalam reaksi esterifikasi ini adalah asam sulfat (H_2SO_4).

Proses pembuatan metil asetat ($\text{CH}_3\text{COOCH}_3$) dibagi menjadi 3 tahapan proses, antara lain:

1. Tahap persiapan bahan baku,
2. Tahap reaksi,
3. Tahap pemisahan dan pemurnian produk

3.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku asam asetat (CH_3COOH) dengan kemurnian 100% dari produsen dialirkan dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-01) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Bahan baku metanol (CH_3OH) dengan kemurnian 100% dari produsen dialirkan dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-02) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Selanjutnya, katalisator cair berupa asam sulfat dengan kemurnian 98,08% dari produsen akan dialirkan dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan (T-03) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. NaOH

flake 98% digunakan sebagai bahan netralisasi dari produsen akan dialirkan dan disimpan ke dalam silo (S-01) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

3.2.2 Tahap Reaksi

Dari tangki penyimpanan (T-01) akan dialirkan bahan baku asam asetat menggunakan pompa (P-01) menuju reaktor (R-01) yang sebelumnya dinaikkan suhunya terlebih dahulu menggunakan *heat exchanger* (HE-01) dan dari tangki penyimpanan (T-02) akan dialirkan bahan baku metanol menggunakan pompa (P-02) menuju reaktor (R-01) yang sebelumnya dinaikkan suhunya terlebih dahulu menggunakan *heat exchanger* (HE-02). Kemudian akan dialirkan katalisator berupa asam sulfat dari tangki penyimpanan (T-03) menuju reaktor (R-01) menggunakan pompa (P-03) yang sebelumnya dinaikkan suhunya terlebih dahulu menggunakan *heat exchanger* (HE-03). Reaktor yang digunakan sebanyak 2 buah yang disusun secara seri pada suhu 50 °C dan tekanan 1 atm dengan konversi pada masing-masing reaktor adalah sebesar 77,4% untuk reaktor I (R-01) dan 95% untuk reaktor II (R-02).

Hasil reaksi tersebut kemudian dialirkan dengan pompa (P-05) menuju *neutralizer* (N-01), lalu bahan pembantu berupa NaOH dari silo (S-01) dialirkan dengan *screw conveyor* (SC-01) menuju *mixer* (M-01) yang kemudian akan diumpankan ke *neutralizer* (N-01) menggunakan pompa (P-06) yang sebelumnya dinaikkan suhunya terlebih dahulu menggunakan *heat exchanger* (HE-04). Di dalam *neutralizer* akan terjadi proses penetralan asam dari asam asetat dan asam

sulfat dengan bantuan NaOH dan membentuk sodium asetat dan sodium sulfat pada suhu 50 °C dan tekanan 1 atm.

3.2.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Hasil reaksi dari *neutralizer* (N-01) akan dialirkan dengan pompa (P-07) menuju dekanter untuk memisahkan campuran menjadi 2 fase, yaitu fase ringan (*light phase*) dan fase berat (*heavy phase*). Proses pemisahan ini berdasarkan dari perbedaan kelarutan dan massa jenis (densitas) dari komponen. Fase berat (*heavy phase*) akan dialirkan dengan pompa (P-09) menuju evaporator I (EV-01), sedangkan fase ringan (*light phase*) dialirkan menuju menara distilasi I (MD-01) dengan pompa (P-08) yang sebelumnya dinaikkan suhunya terlebih dahulu menggunakan *heat exchanger* (HE-05)

Pada proses pemisahan di evaporator I (EV-01) memisahkan campuran menjadi 2 fase juga berdasarkan perbedaan kelarutan dan titik didihnya. Fase berat (*heavy phase*) akan dialirkan dengan pompa (P-11) menuju UPL, sedangkan fase ringan (*light phase*) dialirkan menuju menara distilasi I (MD-01) menggunakan pompa (P-10). Di dalam menara distilasi akan terjadi proses pemisahan menjadi 2 fase berdasarkan dari perbedaan titik didih. Fase ringan (*light phase*) berupa produk akhir dengan kemurnian metil asetat 99% dan metanol 1% dialirkan menuju tangki penyimpanan (T-05) dengan suhu 30 °C dan tekanan 1 atm menggunakan pompa (P-12). sedangkan Fase berat (*heavy phase*) akan dialirkan menuju evaporator II (EV-02) dengan pompa (P-13). pada evaporator II (EV-02) ini fase ringan (*light phase*) akan menjadi umpan recycle menuju *neutralizer* (N-01) dengan pompa (P-

14). Sedangkan Fase berat (*heavy phase*) akan dialirkan menuju UPL dengan pompa (P-15).

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Mixer (M-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Mixer

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	Mixer
Kode Alat	:	M-01
Jumlah	:	1
Fungsi	:	Mencampurkan padatan NaOH dengan H ₂ O sebelum masuk ke neutralizer
Jenis Alat	:	Tangki silinder tegak dengan <i>torispherical dishead head</i> berpengduk
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga (\$)	:	120.000,00
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	:	1
Suhu (°C)	:	30
Volume (m ³)	:	19
DIMENSI MIXER		
Shell	Diameter (m)	: 2,8246
	Tinggi (m)	: 4,2369
	Tebal (m)	: 0,1875
	Volume (m ³)	: 6
Head	Tinggi (m)	: 2
	Tebal (m)	: 1,395
	Volume (m ³)	: 1

3.3.2 Reaktor (R-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor I

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	Reaktor 1
Kode Alat	:	R-01
Jumlah	:	1,00
Fungsi	:	Mereaksikan asam asetat dengan metanol dengan katalis asam sulfat untuk menghasilkan metil asetat
Jenis Alat	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	:	Kontinyu
Bahan Konstruksi	:	Stainless Steel Type 316
Harga (\$)	:	293,20
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	:	1,00
Suhu (°C)	:	50,00
Kondisi Proses	:	Isothermal
Volume (m ³)	:	5,096
Dimensi Reaktor		
Shell	Diameter (m)	: 1,7709
	Tinggi (m)	: 1,7709
	Tebal (m)	: 0,19
	Volume (m ³)	: 4,36
Head	Diameter (m)	: 1,77
	Tinggi (m)	: 0,34
	Tebal (m)	: 0,1875
	Volume (m ³)	: 0,37
Pengaduk		
Jenis Impeller	:	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Diameter pengaduk	:	0,594
Jumlah Pengaduk	:	1
Tinggi Baffle (m)	:	2,317
Lebar Baffle (m)	:	0,101
Tinggi Flat (m)	:	0,148
Jumlah Turbin	:	6,00
Kecepatan Putar (rpm)	:	125
Power Pengaduk (Hp)	:	75

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor I (Lanjutan)

Jaket Pendingin	
Bahan Jaket Pendingin	: Stainless Steel Type 316
Tinggi Jaket (m)	: 1,77
Tebal Jaket (in)	: 0,25
Luas Transfer Panas (m ²)	: 14,83903093

3.3.3 Reaktor (R-02)

Tabel 3.4 Spesifikasi Reaktor II

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	Reaktor 2
Kode Alat	:	R-02
Jumlah	:	1
Fungsi	:	Mereaksikan asam asetat dengan metanol dengan katalis asam sulfat untuk menghasilkan metil asetat
Jenis Alat	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	:	Kontinyu
Bahan Konstruksi	:	Stainless Steel Type 316
Harga (\$)	:	293,20
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	:	1,00
Suhu (°C)	:	50,00
Kondisi Proses	:	Isothermal
Volume (m ³)	:	5,09
Dimensi Reaktor		
Shell	Diameter (m)	: 1,77
	Tinggi (m)	: 1,77
	Tebal (m)	: 0,1875
	Volume (m ³)	: 4,359
Head	Diameter (m)	: 1,77
	Tinggi (m)	: 0,34
	Tebal (m)	: 0,19
	Volume (m ³)	: 0,48
Pengaduk		
Jenis Impeller	:	Flat six-blade turbine with disk
Diameter pengaduk	:	0,594
Jumlah Pengaduk	:	1
Tinggi Baffle (m)	:	2,317

Tabel 3.5 Spesifikasi Reaktor II (Lanjutan)

Lebar Baffle (m)	:	0,101
Tinggi Flat (m)	:	0,101
Jumlah Turbin	:	6
Kecepatan Putar (rpm)	:	125
Power Pengaduk (Hp)	:	75
Jaket Pendingin		
Bahan Jaket Pendingin	:	Stainless Steel Type 316
Tinggi Jaket (m)	:	1,77
Tebal Jaket (in)	:	0,25
Luas Transfer Panas (m ²)	:	14,92

3.3.4 Dekanter (DC-01)**Tabel 3.6** Spesifikasi Dekanter

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	Dekanter
Kode Alat	:	DC-01
Jumlah	:	1
Fungsi	:	Memisahkan fase ringan dan fase berat yang keluar dari Netralizer dengan prinsip perbedaan densitas dan kelarutannya
Jenis Alat	:	Dekanter silinder horizontal
Bahan Konstruksi	:	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304
Harga (\$)	:	8364,94
KONDISI OPERASI		
Tekanan (atm)	:	1
Suhu (°C)	:	50
DIMENSI DEKANTER		
Shell	Diameter (m)	: 1,5306
	Tinggi (m)	: 3,0613
	Tebal (m)	: 0,1875
Head	Jenis	: Torispherical Head
	Tinggi (m)	: 0,0047625
	Tebal (m)	: 0,1875

3.3.5 Neutralizer (N-01)

Tabel 3.7 Spesifikasi Neutralizer

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	Neutralizer
Kode Alat	:	N-01
Jumlah	:	1
Fungsi	:	Menetralkan asam sulfat dan asam asetat dengan sodium hidroksida
Jenis Alat	:	Silinder tegak dengan <i>Torispherical Dishead Head</i> berpengaduk
Bahan Konstruksi	:	Plate Steels SA 240 Grade S Tipe 304
Harga (\$)	:	174.800,00
DATA DESAIN		
Tekanan (atm)	:	1
Suhu (°C)	:	50
Volume (m ³)	:	13,05
DIMENSI NEUTRALIZER		
Shell	Diameter (m)	: 2,28
	Tinggi (m)	: 2,53
	Tebal (m)	: 0,19
	Volume (m ³)	: 12,9
Head	Tinggi (m)	: 0,52
	Tebal (m)	: 0,19
	Volume (m ³)	: 0,14

Tabel 3.8 Spesifikasi Neutralizer (Lanjutan)

Pengaduk	
Jenis Impeller	: Flat six-blade turbine with disk
Diameter pengaduk	: 0,85
Jumlah Pengaduk	: 1
Lebar Baffle (m)	: 0,14
Jumlah Turbin	: 6
Kecepatan Putar (rpm)	: 81
Power Pengaduk (Hp)	: 11

3.3.6 Evaporator I (EV-01)**Tabel 3.9** Spesifikasi Evaporator I

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Evaporator I
Kode Alat	: EV-01
Jumlah	: 1,00
Fungsi	: Mengurangi kadar air pada produk metil asetat dan metanol
Jenis Alat	: Short-Tube Vertical Evaporator
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade C
Harga (\$)	: 17.344
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: 96
Dimensi Evaporator	
Diameter (m)	: 2,447
Tinggi (m)	: 3,67
Tebal shell (in)	: 0,25
Tebal Head (in)	: 0,188

3.3.7 Evaporator II (EV-02)

Tabel 3.5 Spesifikasi Evaporator II

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Evaporator II
Kode Alat	: EV-02
Jumlah	: 1
Fungsi	: Mengurangi kadar air pada metil asetat dan metanol
Jenis Alat	: Short-Tube Vertical Evaporator
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade C
Harga (\$)	: 17.344
KONDISI OPERASI	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu (°C)	: 86
Dimensi Evaporator	
Diameter(m)	: 2,65
Tinggi (m)	: 3,98
Tebal shell (in)	: 0,25
Tebal Head (in)	: 0,188

3.3.7 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.10 Spesifikasi Menara Distilasi

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	: Menara Distilasi
Kode Alat	: MD-01
Jumlah	: 1
Fungsi	: Memisahkan komponen Metanol dengan Air
Jenis Alat	: Sieve Tray Torispherical Roof
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel SA 240 Grade S Type 304
KONDISI OPERASI	
Suhu Umpan (°C)	: 74,90
Suhu Distilat (°C)	: 57,23
Suhu Bottom (°C)	: 79,57

Tabel 3.11 Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan)

Dimensi Menara Distilasi		
Shell	Diameter (m)	: 3,2509
	Tinggi (m)	: 29
	Tebal (m)	: 0,1875
Head	Jenis	: Torispherical Dishead Head
	Tinggi (in)	: 27
	Tebal (in)	: 0,25
Tray	Jenis	: Sieve Tray
	Tebal (m)	: 0,003
Jumlah Plate Aktual		: 93
Diameter Hole (m)		: 0,025
Jumlah Lubang		: 1285

3.3.8 Tangki Penyimpanan Bahan

Tabel 3.12 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Parameter	T-01	T-02	T-03	S-01	T-04
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku asam asetat	Tempat penyimpanan bahan baku metanol	Tempat penyimpanan katalis asam sulfat	Tempat penyimpanan NaOH	Tempat penyimpanan produk metil asetat
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical dished roof</i>	Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical dished roof</i>	Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical dished roof</i>	Silinder tegak dengan tutup datar dan alat berbentuk kerucut	Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>torispherical dished roof</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	7 Hari	7 Hari	7 Hari	7 Hari	7 Hari
Kondisi Operasi					
Suhu (°C)	30				
Tekanan (atm)	1				
Spesfikasi					
Diameter (m)	21,336	18,288	4,876	9,3731	21,336
Tinggi (m)	12,859	10,511	2,739	12,189	7,3152
Volume (m³)	2432,61	1392,42	34,35	1077,3660	1966,33
Tebal (in)	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875
Jumlah Course	5	4	1	5	4

3.3.9 Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.13 Alat Transportasi Bahan

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan bahan baku asam asetat dari tangki penyimpanan (T-01) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan bahan baku metanol dari tangki penyimpanan (T-02) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan katalis asam sulfat dari tangki penyimpanan (T-03) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan keluaran reaktor I (R-01) menuju reaktor II (R-02)	Mengalirkan keluaran mixer (M-01) menuju neutralizer (N-01)
Kondisi Operasi					
Viskositas (cP)	2,3692	2,3692	2,3692	1,7427	2307,98
Kapasitas, m ³	63,743	48,0833	0,2776	64,683	2,209
<i>Pump Head</i> , m	2,4444	2,4614	2,4614	4,8468	4,9577
Suhu Fluida, °C	30	30	30	50	30
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>				
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Daya Motor, Hp	0,3333	0,1667	0,0500	0,7500	0,5000
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial Steel</i>				
Harga, \$	14.761	6.044	13.366	16.737	16.737

Tabel 3.14 Alat Transportasi Bahan (Lanjutan)

Kode	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan keluaran reaktor II (R-02) menuju neutralizer (N-01)	Mengalirkan keluaran neutralizer (N-01) menuju Dekanter (DC-01)	Mengalirkan keluaran atas decanter (DC-01) menuju Menara distilasi (MD-01)	Mengalirkan keluaran bawah decanter (DC-01) menuju evaporator I (EV-01)	Mengalirkan keluaran atas evaporator (EV-01) menuju menara distilasi (MD-01)
Kondisi Operasi					
Viskositas (cP)	1,7327	142,2536	0,3393	258,117	258,117
Kapasitas, m ³	12,235	39,223	21,012	19,085	19,085
<i>Pump Head</i> , m	7,3112	8,0190	32,2502	6,832	6,832
Suhu Fluida, °C	50	50	50	50	50
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>				
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Daya Motor, Hp	0,7500	3	5	2	2
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial Steel</i>				
Harga, \$	5.114	13.366	16.737	16.737	13.366

Tabel 3.15 Alat Transportasi Bahan (Lanjutan)

Kode	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15
Fungsi	Mengalirkan keluaran bawah evaporator (EV-01) menuju UPL	Mengalirkan keluaran atas Menara distilasi (MD-01) menuju tangki penyimpanan (T-05)	Mengalirkan keluaran bawah menara distilasi (MD-01) menuju evaporator II (EV-02)	Mengalirkan keluaran atas evaporator II (EV-02) menuju(N-01) untuk <i>recycle</i>	Mengalirkan keluaran atas evaporator II (EV-02) menuju(N-01) untuk <i>recycle</i>
Kondisi Operasi					
Viskositas (cP)	87,6418	0,2286	0,3359	0,2910	0,2910
Kapasitas, m ³	5,3648	14,150	22,490	13,627	13,627
<i>Pump Head</i> , m	3,9422	40,214	33,149	8,8586	8,8586
Suhu Fluida, °C	95,75	75	75	85,6	85,6
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>				
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Daya Motor, Hp	1	5	5	1	1
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial Steel</i>				
Harga, \$	13.366	13.366	13.366	16.737	16.737

Tabel 3.16 Alat Transportasi Bahan (Lanjutan)

Kode	SC-01
Fungsi	Mengalirkan keluaran Silo (S-01) menuju mixer (M-01)
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	30
Tekanan (atm)	1 atm
Diameter (in)	16
Kecepatan (rpm)	45
Jenis	<i>Horizontal Screw</i>
Harga, \$	7.903

3.3.10 Heater I (HE-01)**Tabel 3.17** Spesifikasi Heater-01

Kode	H-01	
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran tangki penyimpanan (T-01) sebelum masuk ke reaktor (R-01)	
Jenis	Double Pipe	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Tube
Suhu Masuk, °C	100	50
Suhu Keluar, °C	100	30
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	8657,78	
Mechanical Design		
	Annulus	Tube
Panjang, ft	15	15
Hairpin	1	1
ID,in	2,067	1,38
OD,in	2,38	1,66
A,ft	0,622	0,435
Pressure Drop, Psi	0,00001	0,0012
Rd, Btu/Jam.ft.F	0,4868	
Harga, \$	11400	

3.3.11 Heater II (HE-02)

Tabel 3.18 Spesifikasi *Heater-02*

Kode	H-02	
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran tangki penyimpanan (T-02) sebelum masuk ke reaktor (R-01)	
Jenis	Double Pipe	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Tube
Suhu Masuk, °C	100	50
Suhu Keluar, °C	100	30
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	349589,91	
Mechanical Design		
	Annulus	Tube
Panjang, ft	20	20
Hairpin	1	1
ID,in	4,026	3,068
OD,in	4,5	3,5
A,ft	1,178	0,917
Pressure Drop, Psi	0,00003	0,00031
Rd, Btu/Jam.ft.F	0,0284	
Harga, \$	9200	

3.3.12 Heater III (HE-03)

Tabel 3.19 Spesifikasi *Heater-03*

Kode	H-03	
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran tangki penyimpanan (T-03) sebelum masuk ke reaktor (R-01)	
Jenis	Double Pipe	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Tube
Suhu Masuk, °C	100	50
Suhu Keluar, °C	100	30
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	7708,16	
Mechanical Design		
	Annulus	Tube
Panjang, ft	15	15
Hairpin	1	1
ID,in	2,067	1,38

Tabel 3.20 Spesifikasi *Heater-03* (Lanjutan)

OD,in	2,38	1,66
A,ft	0,622	0,435
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0,0000013	0,00022
Rd, Btu/Jam.ft.F	0,5485	
Harga, \$	9200	

3.3.13 Heater IV (HE-04)**Tabel 3.21** Spesifikasi *Heater-04*

Kode	H-04	
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran mixer sebelum masuk ke <i>neutralizer</i> (N-01)	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Tube
Suhu Masuk, °C	100	50
Suhu Keluar, °C	100	30
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	124347,65	
Mechanical Design		
	Annulus	Tube
Panjang, ft	20	20
<i>Hairpin</i>	1	1
ID,in	4,026	3,068
OD,in	2,38	1,66
A,ft	1,178	0,917
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0,0000073	0,0071
Rd, Btu/Jam.ft.F	0,0836	
Harga, \$	9200	

3.3.14 Heater V (HE-05)**Tabel 3.22** Spesifikasi *Heater-05*

Kode	HE-05	
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dekanter menuju Menara distilasi	
Jenis	Double Pipe	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Tube
Suhu Masuk, °C	100	50
Suhu Keluar, °C	100	75

Tabel 3.23 Spesifikasi Heater-05 (Lanjutan)

Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	79.0788,83	
Mechanical Design		
	Annulus	Tube
Panjang, ft	20	20
<i>Hairpin</i>	1	1
ID,in	4,026	3,068
OD,in	4,5	3,5
A,ft	1,178	0,917
<i>Pressure Drop</i> , Psi	0,00018	0,0214
Rd, Btu/Jam.ft.F	0,0034	
Harga, \$	9200	

3.2.15 Cooler I (CL-01)

Tabel 3.24 Spesifikasi Cooler-01

Kode	CL-01	
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dekanter menuju Menara distilasi	
Jenis	Double Pipe	
Tipe	Air pendingin	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Tube
Suhu Masuk, °C	25	75
Suhu Keluar, °C	40	30
Tekanan, atm	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	79.0788,83	
Mechanical Design		
	Annulus	Tube
Panjang, ft	20	20
Hairpin	5	5
ID,in	4,026	3,068
OD,in	4,5	3,5
A,ft	1,178	0,917
Pressure Drop, Psi	0,0001	0,0006
Rd, Btu/Jam.ft.F	0,005	
Harga, \$	16.900	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.25 Neraca Massa Total

Komponen	Input	Output	
	Umpan (kg/jam)	Limbah (kg/jam)	Produk (kg/jam)
CH ₃ COOH	12512,73		
CH ₃ OH	7023,31	2607,16	40,36
CH ₃ COOCH ₃		38,94	10080,07
H ₂ O	567,98	4367,86	
H ₂ SO ₄	125,4		
NaOH	2974,45		
CH ₃ COONa		5887,76	
Na ₂ SO ₄		181,70	
Sub Total	23203,86	13083,43	10120,43
Total	23203,86	23203,86	

3.4.2 Neraca Massa Reaktor 1

Tabel 3.26 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
CH ₃ COOH	12512,73			5820,05
CH ₃ OH		7023,31		3453,88
CH ₃ COOCH ₃				8254,31
H ₂ O	7,52	143,29	53,74	2212,36
H ₂ SO ₄			125,4000	125,40
Total		19865,99		19865,99

3.4.3 Neraca Massa Reaktor 2

Tabel 3.27 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5
CH ₃ COOH	5820,05	4307,83
CH ₃ OH	3453,88	2647,37
CH ₃ COOCH ₃	8254,31	10119,37
H ₂ O	2212,36	2666,02
H ₂ SO ₄	125,40	125,40
Total	19865,99	19865,99

3.4.4 Neraca Massa Mixer

Tabel 3.28 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
NaOH	2974,45		2974,45
H ₂ O	60,70	302,72	363,43
Total	3337,87		3337,87

3.4.5 Neraca Massa Neutralizer

Tabel 3.29 Neraca Massa Neutralizer

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 8	Arus 16 (recycle)	Arus 9
CH ₃ COOH	4308,12			
CH ₃ OH	2647,52		6338,14	8985,66
H ₂ SO ₄	125,40			
H ₂ O	2665,93	363,43	2716,26	7084,12
CH ₃ COOCH ₃	10119,02		33,64	10152,66
NaOH		2974,45		
CH ₃ COONa				5887,76
Na ₂ SO ₄				181,70
Total		32291,90		32291,90

3.4.6 Neraca Massa Dekanter

Tabel 3.30 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
CH ₃ COOCH ₃	10152,66	7257,14	2895,52
CH ₃ OH	8985,66	7257,14	1728,53
H ₂ O	7084,12		7084,12
CH ₃ COONa	5887,76		5887,76
Na ₂ SO ₄	181,70		181,70
Total	32291,90	32291,90	

3.4.7 Neraca Massa Evaporator 1

Tabel 3.31 Neraca Massa Evaporator 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
CH ₃ COOCH ₃	2895,52	2868,50	27,02
CH ₃ OH	1728,53	1710,95	17,57
H ₂ O	7084,12	6835,00	249,12
CH ₃ COONa	5887,76		5887,76
Na ₂ SO ₄	181,70		181,70
Total	17777,63	17777,63	

3.4.8 Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3.32 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 14	Arus 15
CH ₃ COOCH ₃	7257,14	2868,50	10080,07	45,57
CH ₃ OH	7257,14	1710,95	40,36	8927,73
H ₂ O		6835,00		6835,00
Total	25928,73		25928,73	

3.4.9 Neraca Massa Evaporator 2

Tabel 3.33 Neraca Massa Evaporator 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17
CH ₃ COOCH ₃	45,57	33,64	11,93
CH ₃ OH	8927,73	6338,14	2589,59
H ₂ O	6835,00	2716,26	4118,74
Total	15808,30	15808,30	

3.5 Neraca Panas Total

Tabel 3.34 Neraca Panas Total

Alat	Q masuk (Kj/Jam)	Q keluar (kJ)
Mixer-01	39.999,52	39.999,52
Reaktor-01	1.169.227,90	1.169.227,90
Reaktor-02	1.180.345,76	1.180.345,76
Neutralizer-01	9.194.347,47	9.194.347,47
Menara Distilasi	1.766.698,49	1.766.698,49
Decanter	2.273.546,44	2.273.546,44
Evaporator-01	1.938.885	1.938.885
Evaporator-02	1.944.572	1.944.572

3.5.1 Neraca Panas Mixer

Tabel 3.35 Neraca Panas Mixer

Komponen	Panas Input (kJ)	Panas Output (kJ)
Q ₁	39.999,52	-
Q ₂	-	39.999,52
Total	39.999,52	39.999,52

3.5.2 Neraca Panas Reaktor I

Tabel 3.36 Neraca Panas Reaktor 1

Komponen	Panas Input (kJ)	Panas Output (kJ)
Q ₁	1.167.464,75	-
Q ₂	-	1.179.947,37
Q _{Reaksi}	1.763,15	-
Q _{Pendingin}	-	-10.719,47
Total	1.169.227,90	1.169.227,90

3.5.3 Neraca Panas Reaktor II

Tabel 3.37 Neraca Panas Reaktor 2

Komponen	Panas Input (kJ)	Panas Output (kJ)
Q ₁	1.179.947,37	-
Q ₂	-	1.471.293,43
Q _{Reaksi}	398,38	-
Q _{Pendingin}	-	-290.947,67
Total	1.180.345,76	1.180.345,76

3.5.4 Neraca Panas Neutralizer

Tabel 3.38 Neraca Panas Neutralizer

Komponen	Panas Input (kJ)	Panas Output (kJ)
Q ₁	2.192.596,62	-
Q ₂	-	2.054.187,81
Q _{Reaksi}	7.001.760,85	-
Q _{Pendingin}	-	7.140.159,66
Total	9.194.347,47	9.194.347,47

3.5.5 Neraca Panas Dekanter

Tabel 3.39 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Panas Input (kJ)	Panas Output (kJ)
Q ₁	2.273.546,44	-
Q ₂	-	2.273.546,44
Q _{Reaksi}	7.001.760,85	-
Q _{Pendingin}	-	7.140.159,66
Total	9.194.347,47	9.194.347,47

3.5.6 Neraca Panas Evaporator I

Tabel 3.40 Neraca Panas Evaporator 1

Komponen	Panas Input (kJ)	Panas Output (kJ)
Q ₁	996.160,87	-
Q ₂	-	1.752.167,36
Q _{Supply}	942.693,94	
Q _{Penguapan}	-	186.652,61
Total	1.938.855	1.938.855

3.5.7 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3.41 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Panas <i>Input</i> (kJ)	Panas <i>Output</i> (kJ)
Q ₁	1.766.698,49	
Q ₂	-	1.766.698,49
Total	1.766.698,49	1.766.698,49

3.5.8 Neraca Panas Evaporator II

Tabel 3.34 Neraca Panas Evaporator 2

Komponen	Panas <i>Input</i> (kJ)	Panas <i>Output</i> (kJ)
Q ₁	1.282.612,92	-
Q ₂	-	1.812.823,58
Q _{Supply}	661.958,94	
Q _{Penguapan}	-	131.723,82
Total	1.944.547	1.944.547

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

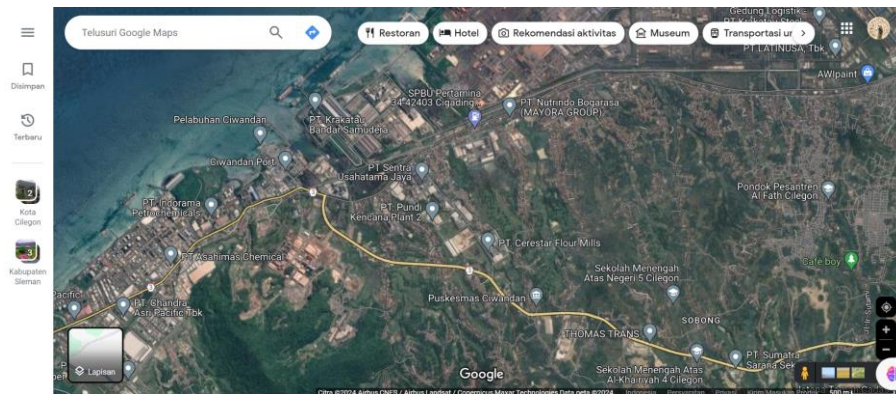
4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian suatu pabrik untuk keberlangsungan operasional pabrik. Beberapa pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik diantaranya ketersediaan bahan baku, pemasaran produk, transportasi, lingkungan sekitar, utilitas dan faktor penunjang lainnya. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik dapat dilihat pada tabel 4.1.

Tabel 4.1 Perbandingan Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi	Harga Lahan/m2 (Rp)	Jarak Bahan baku (Km)	
		Asam Asetat (Jakarta Barat)	Metanol (Surabaya)
Bontang, Kaltim	1.000.000	1.974,6	1.185,9
Cilegon, Banten	1.200.000	90	881,2

Berdasarkan faktor tersebut maka pabrik metil asetat dengan kapasitas 80.000 ton/tahun akan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten. Selain itu, dikarenakan Cilegon merupakan kawasan industri terpadu.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

Adapun faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik tersebut, antara lain:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung akan mempengaruhi tujuan utama ada pabrik yang meliputi proses produksi dan distribusi. Faktor-faktor tersebut antara lain:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku sangat diperlukan dalam pendirian suatu pabrik. Kemudahan dalam mendapatkan bahan baku dan kedekatan dengan sumber bahan baku dapat meminimalisir biaya transportasi bahan baku menuju pabrik. Pada perencanaan pabrik metil asetat yang akan didirikan di Cilegon ini, memerlukan bahan baku utama yaitu asam asetat yang direncanakan dibeli dari BP PETRONAS Acetyls, Malaysia dengan kapasitas produksi 535.000 ton/tahun. Bahan baku utama lain adalah metanol yang direncanakan dibeli dari PT. Mulya Adhi Paramita, Surabaya dengan kapasitas produksi 600.000 ton/tahun. Serta bahan penunjang asam sulfat direncanakan akan dibeli di PT Timuraya Tunggal, Karawang, Jawa Barat dan bahan penunjang lainnya natrium

hidroksida yang direncanakan akan dibeli dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon, Banten.

b. Pemasaran

Metil asetat yang dihasilkan merupakan salah satu produk untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, dimana salah satunya sebagai bahan baku industri cat dan pelapis. Prospek pasar merupakan hal yang sangat penting karena keuntungan suatu pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus di daerah yang prospek pemasarannya sesuai. Oleh karena itu, sangat menguntungkan apabila pabrik metil asetat ini didirikan di lokasi yang berdekatan dengan industri-industri tersebut, sehingga dapat dipilih Cilegon karena lokasinya dekat dengan industri yang memproduksi cat diantaranya adalah PT. Axalta Powder Coating, PT. Bangkit Maju Wijaya, PT. Djoyo Tunas Makmur Lestari, PT. Dupont powder Coating Indns, PT. Istana Warna Cat Indah, PT. Jotun Indonesia, PT. Karta Daya Pratama, PT. Kebayoran Warna Prima, PT. Procoat Energi Baru.

c. Transportasi

Sarana transportasi juga menjadi salah satu hal penting dalam pemilihan lokasi pabrik karena diperlukan untuk penyediaan bahan baku, pendistribusian maupun pemasaran produk. Pembelian bahan baku dan pendistribusian produk dapat melalui jalur darat maupun jalur laut. Berdasarkan letak geografis, daerah Cilegon cukup strategis karena dilengkapi dengan sarana transportasi yang memadai baik transportasi darat yang dapat menghubungkan berbagai kota di Pulau Jawa karena adanya fasilitas jalan tol serta transportasi laut karena cukup

dekat dengan Pelabuhan Merak sehingga dapat memudahkan pendistribusian bahan baku maupun produk.

d. Tenaga Kerja

Cilegon memiliki beberapa sekolah kejuruan dan universitas yang menghasilkan tenaga kerja terampil di bidang industri, termasuk kimia dan manufaktur. Hal ini, dapat membantu pabrik metil asetat untuk menemukan tenaga kerja yang dibutuhkan.

e. Penyediaan Utilitas

Utilitas merupakan hal penting sebagai sarana yang dapat menunjang proses produksi. Sarana utilitas antara lain yaitu air, listrik, bahan bakar, dan lain-lain. Oleh karena itu, lokasi pabrik yang dekat dengan ketersediaan sarana utilitas yang baik sangat menguntungkan. Pada pabrik metil asetat ini, air yang dibutuhkan untuk proses, sarana utilitas, dan kebutuhan sanitasi diperoleh dari sungai Ciwandan dan PDAM Tirta Krakatau. Tenaga listrik yang dibutuhkan diperoleh dari PT PLN dan generator sebagai cadangan apabila terjadi pemadaman dari PLN. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar dipenuhi dari PT Pertamina RU VI Balongan, Indramayu, Jawa Barat.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara tidak langsung akan mempengaruhi tujuan utama ada pabrik yang meliputi proses produksi dan distribusi. Faktor-faktor tersebut antara lain:

Kebijakan Pemerintah dan perizinan, pendirian suatu pabrik perlu mempertimbangkan faktor kebijakan pemerintah yang terkait didalamnya. Cilegon

merupakan kawasan industri sehingga pembangunan dan pengembangan di daerah tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah.

Lingkungan masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik etil asetat. Hal ini dikarenakan dapat meningkatkan jumlah ketersediaan lapangan kerja masyarakat sekitar serta membantu meningkatkan perekonomian sekitar secara keseluruhan.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik (plant layout) dalam pra rancangan pabrik merupakan bagian yang penting sebagai tempat keseluruhan bagian yang ada di pabrik yang terdiri atas tempat perkantoran, peralatan proses, penyimpanan bahan baku, unit pendukung proses, fasilitas kegiatan internal dan eksternal, dan sebagainya. Tata letak pabrik harus dirancang untuk mendukung efisiensi proses produksi pabrik dan berjalan secara optimal. Selain itu, keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan dalam bekerja turut dipertimbangkan. Penataan letak pabrik dengan mempertimbangkan faktor-faktor berikut:

1. Urutan proses produksi
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik, dan bahan baku
4. Pemeliharaan dan perbaikan
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja

6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi
8. Masalah pembuangan limbah cair
9. Service area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Berdasarkan pertimbangan faktor dalam penataan letak pabrik, diharapkan dapat memberikan beberapa keuntungan sebagai berikut :

1. Mempermudah *material handling*
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perawatan
3. Meningkatkan keselamatan kerja
4. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses menjadi lebih baik

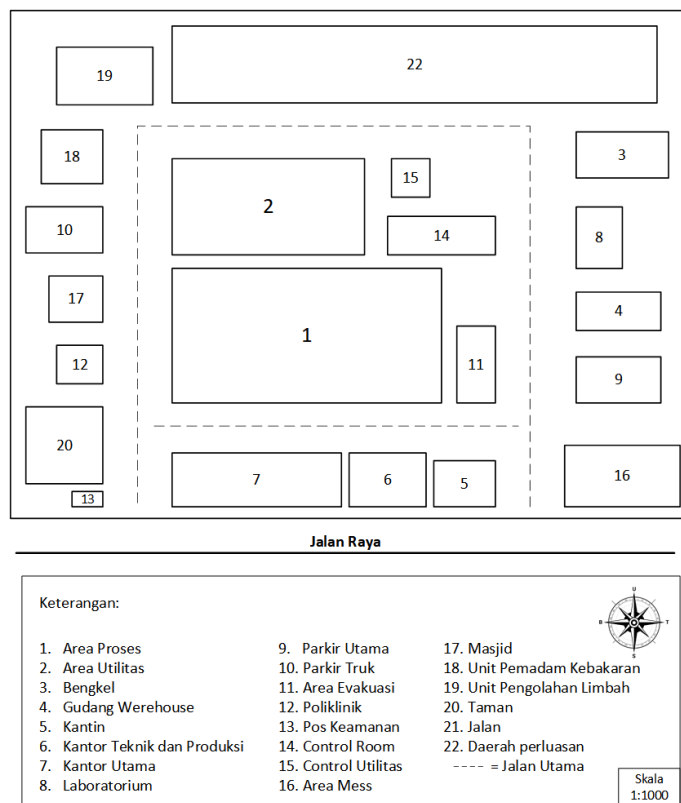
Perincian luas tanah yang digunakan sebagai tempat berdirinya pabrik dapat dilihat pada tabel 4.1 berikut.

Tabel 4.2 Perincian Luas Tanah Pabrik Metil Asetat

No	Nama Bangunan	Panjang, M	Lebar, M	Luas, M
1	Area Proses	70	35	2450
2	Area Utilitas	50	25	1250
3	Bengkel	24	12	288
4	Gudang Werehouse	22	10	220
5	Kantin	16	12	192
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	14	280
7	Kantor Utama	44	14	616

Tabel 4.3 Perincian Luas Tanah Pabrik Metil Asetat (Lanjutan)

8	Laboratorium	12	16	192
9	Parkir Utama	22	12	264
10	Parkir Truk	20	12	240
11	Area Evakuasi	10	20	200
12	Poliklinik	12	10	120
13	Pos Keamanan	8	4	32
14	Control Room	28	10	280
15	Control Utilitas	10	10	100
16	Area Mess	30	16	480
17	Masjid	14	12	168
18	Unit Pemadam Kebakaran	16	14	224
19	Unit Pengolahan Limbah	25	15	375
20	Taman	20	20	400
21	Jalan	30	20	600
22	Daerah Perluasan	126	20	2520
Luas Bangunan				11.491,00
Luas Tanah				209.457,00

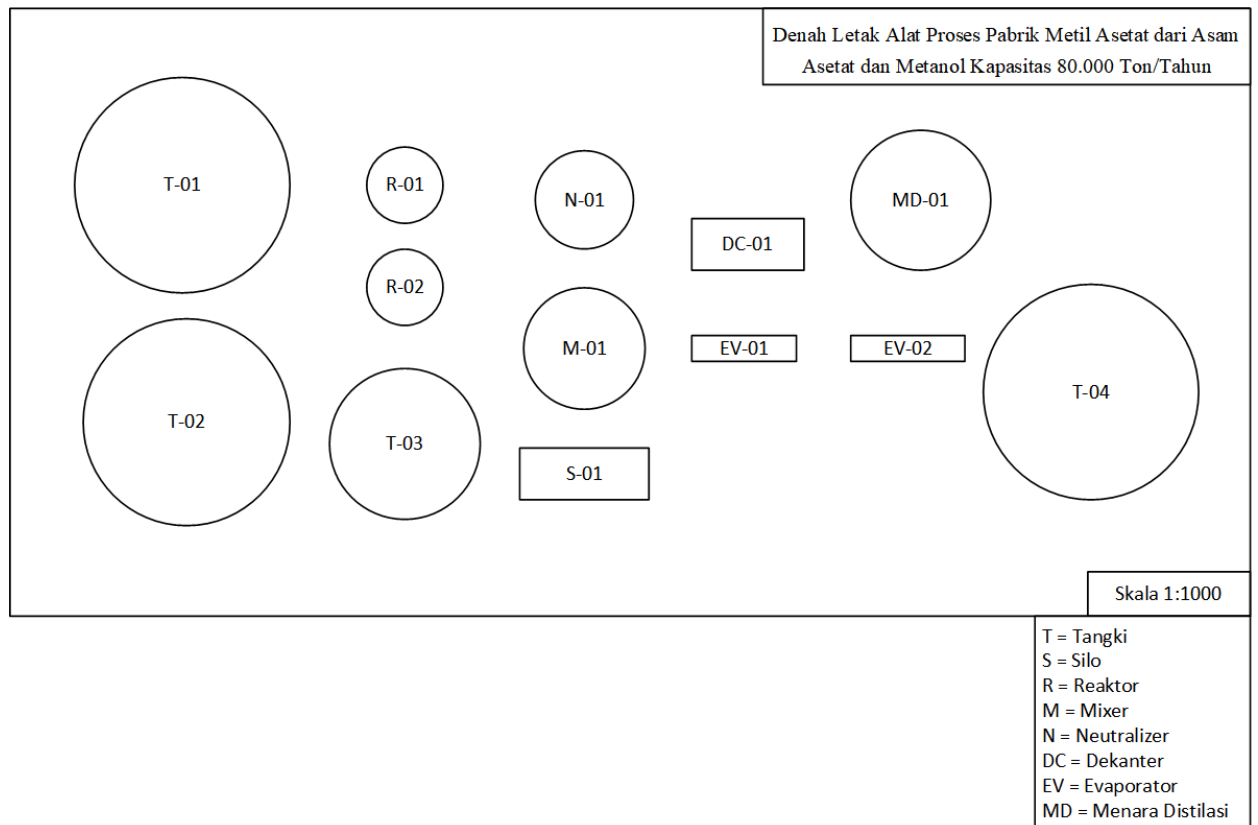
**Gambar 4.2** Denah Tata Letak Pabrik Metil Asetat

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Tata letak Tata letak mesin/alat proses merupakan suatu pengaturan dari komponen komponen fasilitas pabrik. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

- a. Aliran bahan baku dan produk, jalur aliran bahan baku dan produk yang tetap akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
- b. Aliran udara, arah hembusan angin serta kelacaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara atau keadaan berhenti pada suatu tempat berupa akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan.
- c. Pencahayaan, pada seluruh area pabrik harus memadai. Serta perlunya tambahan penerangan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko
- d. Lalu lintas kendaraan dan manusia, dalam perancangan *lay out* peralatan perlu diperhatikan supaya karyawan dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat, mudah dan aman. Sehingga, apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.
- e. Pertimbangan ekonomi, penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dan tetap menjamin kelancaran serta keamanan produk pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

- f. Jarak antar alat proses, untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi dan suhu yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, untuk menghindari jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut sehingga tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.3 Denah Tata Letak Proses Pabrik Metil Asetat

4.4 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktivitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Dengan adanya struktur yang baik maka antara jabatan dapat memahami batasan masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas,

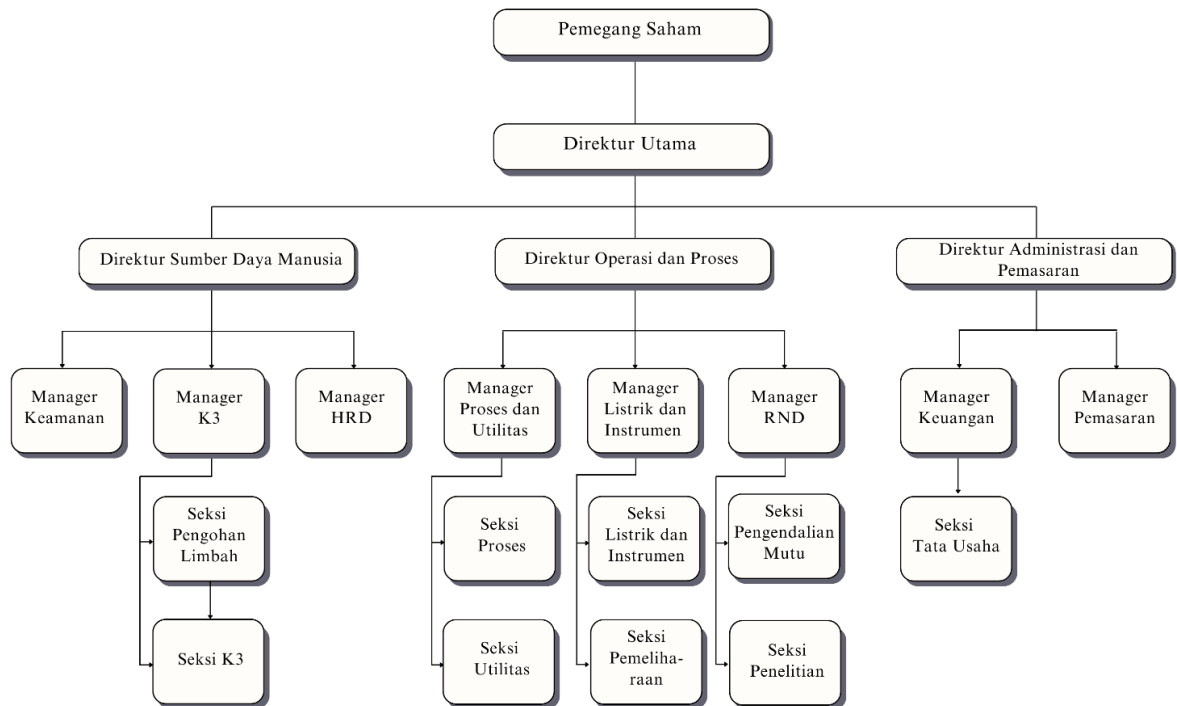
kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Terdapat dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi staf ini, yaitu :

- a. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
- b. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.
- c. Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris. Dalam menjalankan tugas perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa Direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham.

Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4

berikut.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.1 Tugas dan Wewenang

a. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Biasanya anggota Dewan Komisaris adalah orang atau badan hukum yang memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dalam perusahaan. Anggota Dewan memiliki tanggung jawab kepada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) terhadap seluruh kegiatan yang dilakukan oleh perusahaan. Berikut adalah tugas dari Dewan Komisaris:

1. Menunjuk dan membentuk jajaran direktur yang akan mengoperasikan perusahaan

2. Memutuskan tujuan dan kebijakan perusahaan berdasarkan rencana para pemegang saham
3. Melakukan pengontrolan kinerja pada jajaran direktur
4. Mengorganisasikan pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

b. Direktur Utama

Direktur utama merupakan Pemimpin tertinggi dalam perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris terhadap segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Tugas direktur umum adalah sebagai berikut:

1. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
2. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efisien dan efektif
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
4. Mengatur dan melaksanakan kebijakan publik di bawah pengarahan RUPS
5. Mewakili perusahaan dan mengatur kerjasama atau hubungan kontrak dengan pihak ketiga berdasarkan kepentingan dari perusahaan.
6. Mengoordinasi kerjasama antar bagian operasi, sumber daya manusia, dan administrasi.
7. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

Pendidikan: Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 4 tahun di bidangnya)

Dalam menjalankan tugasnya, direktur utama dibantu oleh:

- a) Direktur Sumber Daya Manusia
- b) Direktur Operasi dan Proses
- c) Direktur Administrasi dan Pemasaran

c. Direktur Sumber Daya Manusia

Direktur sumber daya manusia bertugas menjaga kualitas SDM dalam perusahaan melalui pelatihan kerja sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap karyawan .

Pendidikan : Sarjana Psikologi/ Ekonomi (S-2, minimal S-1 atau 4 tahun berpengalaman)

d. Direktur Operasi dan Proses

Direktur operasi dan proses dalam menjalankan tugasnya memiliki wewenang dalam merumuskan kebijaksanaan teknik dan operasi pabrik serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 4 tahun di bidangnya)

Direktur Operasi dan Proses membawahi :

1. Manager Proses dan Utilitas, memiliki wewenang untuk :

- a. Menjalankan proses.
- b. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi transportasi produk.

- c. Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional dan utilitas.

Pendidikan: Sarjana Teknik Kimia

2. Manager Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi, memiliki wewenang untuk:

- a. Mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan peralatan pabrik serta menjaga keselamatan kerja.
- b. Melakukan perbaikan serta mendukung kelancaran operasi.
- c. Melakukan pengecekan terhadap instrumentasi kelistrikan.

Pendidikan: Sarjana Teknik Elektro/ Teknik Mesin atau yang relevan dengan sejenisnya.

3. Manager RND, memiliki wewenang untuk :

- a. Membuat program inovasi peningkatan mutu hasil produksi.
- b. Melakukan percobaan terhadap material proses yang sudah selesai produksi untuk bisa didistribusikan ke pasaran.

Pendidikan: Sarjana Teknik Kimia

e. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Direktur administrasi dan pemasaran dalam menjalankan tugasnya memiliki wewenang untuk merencanakan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan serta melakukan pengawasan terhadap keuangan perusahaan. Direktur Administrasi dan pemasaran membawahi :

1. Manager Keuangan, memiliki wewenang untuk :

- a. Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran bagi penyediaan bahan baku dan pemasukan hasil penjualan produk.
- b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.

- c. Mengatur dan merencanakan anggaran belanja.

Pendidikan: Sarjana Ekonomi/ Akuntansi

2. Manager Pemasaran, memiliki wewenang untuk :

- a. Menentukan daerah pemasaran
- b. Menetapkan harga jual produk dan mempromosikan hasil produksi
- c. Meningkatkan hubungan kerja sama dengan perusahaan lain
- d. Bertanggung jawab atas kelancaran transportasi dan hasil produksi umum

Pendidikan: Sarjana Ekonomi/ Manajemen Perusahaan

3. Manager HRD

Bertanggungjawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.

f. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Seksi-seksi tersebut terdiri dari:

1. Seksi Proses

Bertanggungjawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

2. Seksi Utilitas

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

3. Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Bertanggung jawab dalam melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukung proses produksi

4. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggungjawab dalam memastikan ketersediaan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik

5. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan

6. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggungjawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

7. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggungjawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

8. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggungjawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

9. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis dibidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta asset perusahaan.

10. Seksi Keamanan

Bertanggungjawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.4.2 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

Pabrik Metil Asetat akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan *non-shift* (harian) dan karyawan *shift*.

a. Karyawan *non-shift*

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada di kantor. Karyawan non shift dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan jam kerja sebagai berikut:

Senin-Kamis	: 08.00-16.00 WIB (istirahat 12.00-13.00)
Jumat	: 08.00-16.00 (istirahat 11.30-13.30)
Sabtu-Minggu	: Hari libur, termasuk hari libur nasional

b. Karyawan Shift

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi sehingga tidak dapat ditinggalkan. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium,

termasuk petugas keamanan yang menjaga sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium, termasuk petugas keamanan yang menjaga keamanan selama proses produksi berlangsung. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam 3 *shift* dengan pengaturan sebagai berikut :

Shift Pagi : 08.00 16.00

Shift Sore : 16.00-00.00

Shift Malam : 00.00-08.00

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus- menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* yang dapat dilihat pada tabel 4.4 sebagai berikut:

Tabel 4.4 Jadwal Kerja *Shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
<i>Shift</i> 1	06.30-14.30	10.30-11.30
<i>Shift</i> 2	14.30-22.30	18.30-19.30
<i>Shift</i> 3	22.30-06.30	02.30-03.30

Masing-masing *shift* dikepalai satu orang. Jadwal kerja masing- masing regu dapat dilihat pada tabel 4.5 – 4.6 sebagai berikut :

Tabel 4.5 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III

Tabel 4.6 Jadwal Kerja Karyawan *Shift* (Lanjutan)

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

Keterangan:

1,2,3, dst... : Hari ke-

A,B,C, dan D : Regu kerja

I,II,III : *Shift* ke-

 : Libur

b. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian besarnya gaji pada perusahaan ini didasarkan atas ketentuan jabatan atau golongan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan lingkungan yang berkaitan dengan risiko kerja. Pembagian gaji terbagi menjadi tiga jenis, yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji bulanan merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

2. Gaji Harian

Gaji harian merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian dan karyawan borongan.

3. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.8 sebagai berikut :

Tabel 4.6 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
1	Dewan Komisaris	2	45.000.000
2	Direktur Utama	1	35.000.000
3	Direktur Operasi dan Produksi	1	35.000.000
4	Direktur Administrasi dan Umum	1	35.000.000
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	35.000.000
6	Ka. Bag. Perencanaan dan Pengendalian	1	20.000.000
7	Ka. Bag. Teknologi	1	20.000.000

Tabel 4.7 Gaji Karyawan (Lanjutan)

8	Ka. Bag. Administrasi Keuangan	1	20.000.000
9	Ka. Bag. PSDM	1	20.000.000
10	Ka. Bag. Umum	1	20.000.000
11	Ka. Bag IT	1	20.000.000
12	Ka. Sek. Utilitas	1	15.000.000
13	Ka. Sek. Bengkel dan Pemeliharaan	1	15.000.000
14	Ka. Sek. Operasi dan Pemeliharaan	1	15.000.000
15	Ka. Sek. Proses	1	15.000.000
16	Ka. Sek. Adminitrasi Pemasaraan	1	15.000.000
17	Ka. Sek. Adminitrasi Penjualan	1	15.000.000
18	Ka. Sek. Pengolahan Energi	1	15.000.000
19	Ka. Sek. Pengendalian Kualitas	1	15.000.000
20	Ka. Sek. Keamanan	1	15.000.000
21	Ka. Sek. Pelayanan Umum	1	15.000.000
22	Ka. Sek. Akuntansi Biaya	1	15.000.000
23	Ka. Sek. Pelapor Keuangan dan Manajemen	1	15.000.000
24	Ka. Sek. Keuangan	1	15.000.000
25	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamtan Kerja	1	15.000.000
26	Karyawan Pemasaran	5	10.000.000
27	Karyawan K3	6	10.000.000
28	Karyawan Kas/Anggaran	4	10.000.000
29	Karyawan Proses dan Utilitas	36	10.000.000
30	Karyawan Pemeliharaan	5	7.000.000
31	Perawat	4	5.800.000
32	Satpam	8	4.800.000
33	Supir	10	4.800.000
34	<i>Cleaning Service</i>	10	4.800.000
Total		113	585.200.000

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung berlangsungnya proses produksi dan sarana lain pada pabrik. Unit utilitas merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Unit utilitas pada pabrik metil asetat dari asam asetat dan metanol dengan kapasitas 80.000 ton/tahun ini terbagi atas beberapa unit sebagai berikut :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Air memegang peranan penting dalam suatu proses produksi, baik untuk kebutuhan air umpan boiler untuk menghasilkan steam, air pendingin, air proses dan kebutuhan domestik. Air yang digunakan untuk proses produksi tersebut harus memenuhi kriteria agar tidak mengakibatkan kerusakan pada alat. Dalam dunia industri pada umumnya kebutuhan air dipenuhi dari air sumur, air sungai, air danau, dan air laut. Dalam perancangan pabrik metil asetat ini, sumber air yang digunakan berasal dari air Sungai Ciwandan yang berada di dekat daerah pabrik. Adapun

beberapa pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber air, diantaranya:

1. Air Sungai adalah sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kecil kemungkinan akan mengalami kekeringan dan ketersediaan air akan selalu terjaga.
2. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana serta biaya pengolahannya relatif lebih murah dibandingkan dengan pengolahan air laut yang lebih rumit dan membutuhkan biaya yang cukup besar karena memiliki kandungan garam dan mineral didalamnya yang perlu dipisahkan.
3. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi.

Air yang digunakan sebagai utilitas pabrik dalam proses produksi antara lain sebagai berikut:

a. Air Proses

Sumber air proses yang akan digunakan diambil dari air sungai. Air sungai mengalami pengolahan agar memenuhi syarat untuk digunakan sebagai air proses. Air proses merupakan air pada area proses produksi. Adapun hal yang harus diperhatikan dalam pengolahan air sungai, diantaranya:

1. Partikel makroba maupun mikroba yang terdapat pada air sungai
2. Kesadahan yang dapat menimbulkan kerak pada alat proses.
3. Beberapa logam larut dalam air seperti besi dan aluminium dapat menimbulkan korosi.

b. Air Domestik

Air sanitasi digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga perusahaan, yaitu air minum, mandi, mencuci, laboratorium dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat-syarat tertentu:

1. Syarat fisik

- Suhu normal di bawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

2. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun
- Tidak mengandung bakteri – bakteri terutama bakteri patogen

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso,2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 156 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air, kg/jam
1	Air Kantor	471
2	Air Perumahan	800
Total		1.270,83

c. Air Pendingin

1. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
2. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
3. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
4. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan *temperature* pendingin.
5. Tidak terdekomposisi.

Air digunakan sebagai media pendingin karena faktor – faktor berikut:

Air yang telah digunakan untuk mendinginkan suatu alat proses, akan mengalami kenaikan temperatur sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut. Untuk menghemat pemakaian air pendingin maka sistem air pendingin dilakukan dalam suatu sistem sirkulasi. Beberapa hal yang harus diperhatikan pada air pendingin antara lain:

1. *Hardeness*, yang memberikan efek pembentukan kerak.
2. Besi, penyebab korosi kedua.
3. Silika, penyebab kerak.
4. Minyak, penyebab terganggunya proses perpindahan panas karena bisa menyebabkan terbentuknya endapan

Kebutuhan air pendingin untuk peralatan pada pabrik metil asetat ini terlampir pada tabel 5.2 sebagai berikut.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Keterangan	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	Reaktor-01	256,38
2	Reaktor-01	256,38
3	Neutralizer	170.772,28

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Pendingin (Lanjutan)

4	Cooler	394,97
5	Condenser-01	18.728,45
6	Condenser-02	24.636,34
7	Condenser-03	1.566.357,26
Total		1.781.402,06

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 2.137.682,47 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pendingin mengalami *blowdown* pada unit *cooling tower* sehingga diperlukan adanya air *make-up*. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 22.712,88 kg/jam.

d. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler yang digunakan sudah melalui proses pengolahan secara kimiawi terlebih dahulu sebelum digunakan. Air yang digunakan untuk menghasilkan steam untuk kelangsungan proses. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air untuk umpan boiler, diantaranya :

1. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 dan CO_2 yang masuk ke badan air.

2. Zat yang menyebabkan kerak (*scale reforming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Air sadah dapat menyebabkan terbentuknya kerak pada dasar ketel yang selalu digunakan untuk memanaskan air.

Sehingga untuk memanaskan air tersebut diperlukan pemanasan yang lebih lama. Hal ini merupakan pemborosan energi.

3. Zat yang dapat menyebabkan *foaming dan priming*

Foaming adalah terbentuknya gelembung atau busa dipermukaan air dan keluar bersama steam. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik dan anorganik dalam jumlah cukup besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

Tabel 5.4 Air Umpan Boiler

No	Alat	Kebutuhan Steam (Kg/Jam)
1	Heat Exchanger 1	4
2	Heat Exchanger 2	163
3	Heat Exchanger 3	4
4	Heat Exchanger 4	58
5	Heat Exchanger 5	370
6	Evaporator-01	348
7	Evaporator-02	245
Jumlah		1.191,88

Perancangan dibuat over design sebanyak 20% sehingga menjadi 1.430,26 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pembangkit steam 85% dimanfaatkan kembali, sehingga diperlukan 15% air make-up, dikarenakan terjadinya blowdown pada boiler sebesar 10% dan penggunaan steam trap sebesar 5%, sehingga jumlah air make-up yang dibutuhkan setelah dilakukan perhitungan yaitu sebesar 215 kg/jam.

Sebelum menggunakan air sungai harus diperoses dahulu agar dapat digunakan untuk memenuhi syarat sehingga dapat digunakan menjadi air proses, air umpan *boiler*, air pendingin maupun air untuk kegiatan dalam pabrik. Adapun tahapan dalam pengolahan air sungai ini antara lain:

a. Penghisapan

Air diambil dari sungai dilakukan pemompaan sebelum dialirkan menuju alat penyaringan awal yang bertujuan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar.

b. Penyaringan Awal/*Screen*

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal dimana air sungai dilewatkan *screen* (penyaringan awal) yang berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian air akan ditampung didalam *reservoir*.

c. Air Penggumpal

Air kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas atau aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi. Alasan ditamhkannya kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk mempermudah penggumpalan karena membuat suasana basa.

d. Bak pengendap

Air sungai setelah melalui bak penggumpal dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan flok atau gumpalan zat padat berukuran besar yang terbentuk. Setelah flok mengendap selanjutnya dapat dibuang (*blow down*) dan kemudian dialirkan untuk difiltrasi.

e. Penyaringan (*Sand Filter*)

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi dialirkan memasuki penyaringan untuk dilakukan filtrasi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung didalam air (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+}) dengan menggunakan resin. Filtrasi bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar-benar bersih dari kotoran sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring. *Sand Filter* dicuci bila sudah dianggap kotor (*back wash, rinse*).

f. Bak penampung Air Bersih

Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Air yang sudah melewati tahap penyaringan menggunakan *Sand Filter* biasa disebut sebagai air bersih dan dapat ditampung dalam bak penampung air bersih sehingga dapat didistribusikan sebagai *air service*, air domestik, *air cooling tower*, dan lain lain.

g. Demineralisasi

Demineralisasi bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral-mineral terlarut (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+}) sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan.

h. Tangki *Cation Exchanger*

Air dari bak penampung air bersih selanjutnya diumpankan ke tangki *Cation exchanger*. Tangki ini berisi resin untuk ditukar sebagai pengganti ion-ion positif (Ca^{++} , Mg^{++} , Na^+ , K^+ , Fe^{++} , Mn^{++} , Al^{++}) yang terkandung dalam air yang menjadi penyebab terjadinya kerak-kerak pada *boiler* diganti dengan ion H^+ atau Na^+ sehingga air yang akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

i. Tangki *Anion Exchanger*

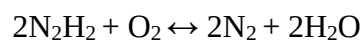
Air yang keluar dari tangki *Cation exchanger* kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti (HCO_3^- , Cl^- , NO_3^- , SiO_2^- , dan SO_4^{2-}) akan terikat dengan resin yang bersifat basa, yang memiliki formula RCl .

j. Mixed Bed

Tempat pembersihan air yang terakhir yang akan dipakai untuk mengisi *Boiler* bertekanan tinggi dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu *vessel*. Kation akan diambil oleh resin kation dan anion diambil oleh resin anion. Apabila *mixed bed* sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

k. Unit *Dearator* (DE)

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O₂) dan karbondioksida (CO₂). Gas yang dihilangkan bertujuan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger dan anion exchanger*) dipompakan menuju *deaerator*. Pada pengolahan air tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Reaksi yang disebabkan oleh gas-gas tersebut menyebabkan terbentuknya bintik-bintik pada pipa yang semakin menebal dan akhirnya menutupi permukaan pipa. Sehingga diperlukan pemanasan agar gas-gas terlarut tersebut dapat dihilangkan. Dalam *deaerator*, dengan menggunakan koil pemanas, air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C. Di dalam *deaerator* diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₂) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:

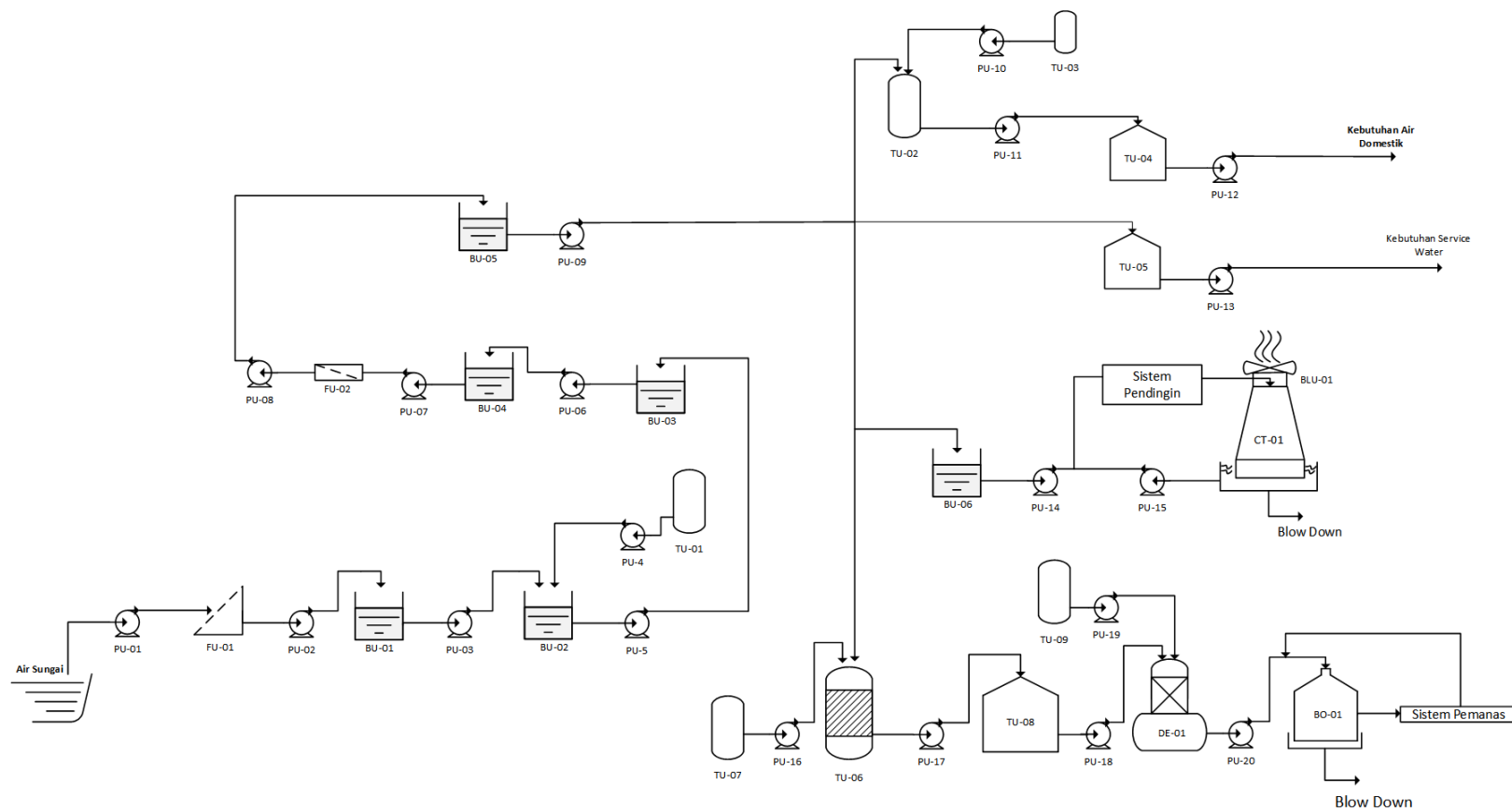


1. Bak Air Pendingin

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower*, diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak

- Klorin, untuk membunuh mikroorganisme
- Zat *dispersant*, Untuk mencegah timbulnya penggumpalan



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

Keterangan:

1.	PU	: Pompa Utilitas
2.	FU	: Screening
3.	BO	: Boiler
4.	BU	: Bak Sedimentasi
5.	TU	: Tangki Alumn
6.	BU	: Bak Koagulasi dan Floakulasi
7.	SF	: Sand Filter
8.	BU	: Bak Pengendap I
9.	TU	: Tangki Klorinasi
10.	TU	: Tangki Kaporit
11.	TU	: Tangki Air Bersih
12.	TU	: Tangki <i>Service Water</i>
13.	TU	: Tangki NaCl
14.	BU	: Bak Pebgendap II
15.	BU	: Bak Penampung Sementara
16.	CT	: Cooling Tower
17.	MB	: Mixed Bed
18.	TU	: Tangki Air Demin
19.	TU	: Tangki N ₂ H ₄
20.	BU	: Bak Aor Pendingin
21.	DE	: Deaeorator
22.	BLU	: Blower <i>Cooling Tower</i>

5.2 Unit Pembangkit Steam

Keberadaan unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi metil asetat, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi :

Kapasitas : 1.716,31 kg/jam

Jenis : Water Tube Boiler

Jumlah : 1 buah

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

treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batu bara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 °C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

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

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik di pabrik ini diperoleh dari PLN, selain dari PLN listrik cadangan didapatkan dari generator pabrik apabila listrik dari PLN mengalami kendala. Hal ini bertujuan agar pasokan listrik dapat berlangsung kontinyu dan tidak ada gangguan listrik yang padam. Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain

1. Listrik untuk AC
2. Listrik untuk laboratorium dan bengkel
3. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas

4. Listrik untuk penerangan
5. Listrik untuk instrumentasi

Kelebihan menggunakan listrik PLN adalah biayanya murah, sedangkan kekurangan menggunakan listrik PLN adalah kontinyu dari penyediaan listrik tenaganya tidak tetap dan kurang terjamin.

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-01	2	1.491,40
Blower Cooling Tower	BL-01	125	93.212,50
Kompresor Udara	CP-01	5	3.728,50
Pompa-01	PU-01	15	11.185,50
Pompa-02	PU-02	30	22.371,00
Pompa-03	PU-03	10	7.457,00
Pompa-04	PU-04	0,05	37,29
Pompa-05	PU-05	10	7.457,00
Pompa-06	PU-07	0,167	124,28
Pompa-07	PU-08	0,333	248,57
Pompa-08	PU-09	0,333	248,57
Pompa-09	PU-10	10,000	7.457,00
Pompa-10	PU-11	0,050	37,29
Pompa-11	PU-12	0,050	37,29
Pompa-12	PU-13	0,500	372,85
Pompa-13	PU-14	0,333	248,57
Pompa-14	PU-15	0,500	372,85
Pompa-15	PU-16	20,000	14.914,00
Pompa-16	PU-17	0,050	37,29
Pompa-17	PU-18	0,500	372,85
Pompa-18	PU-19	0,5000	372,85
Pompa-19	PU-20	0,125	93,21
Pompa-20	PU-21	0,125	93,21
Pompa-21	PU-22	1,00	745,70

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-01	2	1.491,40
Blower Cooling Tower	BL-01	125	93.212,50
Kompresor Udara	CP-01	5	3.728,50
Pompa-01	PU-01	15	11.185,50
Pompa-02	PU-02	30	22.371,00
Pompa-03	PU-03	10	7.457,00
Pompa-04	PU-04	0,05	37,29
Pompa-05	PU-05	10	7.457,00
Pompa-06	PU-07	0,167	124,28
Pompa-07	PU-08	0,333	248,57
Pompa-08	PU-09	0,333	248,57
Pompa-09	PU-10	10,000	7.457,00
Pompa-10	PU-11	0,050	37,29
Pompa-11	PU-12	0,050	37,29
Pompa-12	PU-13	0,500	372,85
Pompa-13	PU-14	0,333	248,57
Pompa-14	PU-15	0,500	372,85
Pompa-15	PU-16	20,000	14.914,00
Pompa-16	PU-17	0,050	37,29
Pompa-17	PU-18	0,500	372,85
Pompa-18	PU-19	0,5000	372,85
Pompa-19	PU-20	0,125	93,21
Pompa-20	PU-21	0,125	93,21
Pompa-21	PU-22	1,00	745,70

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat *controller* memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip *pneumatic* terutama alat-alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara

dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 350,9760 m³/jam.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada *boiler* dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 45,6766 kg/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

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

- a. Limbah cair berasal dari pembuangan air sanitasi seperti bekas pencucian, air masak, dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak membutuhkan penanganan khusus karena tidak mengandung bahan kimia yang berbahaya
- b. Air sisa pencucian peralatan biasanya masih mengandung *Total Dissolved Solid* (TDS) maupun komponen padat yang tidak terlarut. Komponen-komponen tersebut berasal dari sisa bahan yang menempel pada peralatan setelah pabrik dioperasikan. Pemisahan dari TDS dan komponen yang tidak terlarut ini akan diolah lebih lanjut dan air yang sudah tidak dapat dipisahkan dari TDS akan dibuang sebagai limbah.

c. Air buangan yang berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin.

Air ini bersifat asam atau basa sehingga diperlukan penetralan (hingga pH 7) menggunakan H_2SO_4 atau NaOH sebelum dialirkan menuju penampungan akhir dan dibuang.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke screener (FU-01)	Mengalirkan air sungai dari screener (FU-01) ke Reservoir (Bak Pengendap Awal/Sedimentasi) (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Reservoir (BU-01) menuju Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi) (BU-02)	Mengalirkan larutan alum 5 % dari Tangki Larutan Alum (TU-01) ke Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi) (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi) (BU-02) ke Bak Pengendap I (BU-03)
Jenis	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	1742	1655	1655	0,0002	1655
Head (m)	5,44	4,54	3,28	1,44	3,93
OD (in)	14	14	14	0,40	14
ID (in)	13	13	13	0,21	13,25
IPS (in)	14	14	14	0,12	14
sch	30	30	30	80	30
Power Pompa (Hp)	11	9	7	0,003	7
Power Motor (Hp)	15	30	10	0,05	10

Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendap I (BU-03) ke Bak Pengendap II (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-04) ke Sand Filter (FU-02)	Mengalirkan air dari Sand Filter (FU-02) ke Bak Penampung Sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) ke area kebutuhan air	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) ke Tangki Klorinasi (TU- 02)
Jenis	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	8,70	8,27	1419	1348	0,00047
Head (m)	2,49	3,49	4,24	4,39	0,1624
OD (in)	2	2	12,75	12,75	0,40
ID (in)	1,38	1,38	12,09	12,09	0,26
IPS (in)	1,25	1,25	12	12	0,12
sch	40	40	30	30	40
Power Pompa (Hp)	0,09	0,12	7	7	0,00001
Power Motor (Hp)	0,16	0,33	0,33	10	0,05

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU- 02) ke Tangki Air Bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-04) ke area domestik	Mengalirkan air dari Tangki Air <i>Service</i> (TU-05) ke area kebutuhan air service	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) ke <i>Cooling tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dingin dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) ke <i>recycle</i> dari Bak Air Dingin (BU-06)
Jenis	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	0,00047	6,56	1,21	17	1333
Head (m)	3,59	3,35	1,98	5,50	7,89
OD (in)	0,40	1,32	0,84	1,9	10,75
ID (in)	0,26	1,04	0,62	1,6	10,02
IPS (in)	0,12	1	0,5	1,5	10
sch	40	40	40	40	40
Power Pompa (Hp)	0,0001	0,37	0,20	0,39	12
Power Motor (Hp)	0,05	0,50	0,33	0,50	20

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki larutan NaCl menuju Mixed Bed (TU-05)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (TU-05) menuju Tangki air Demin	Mengalirkan air dari Tangki air Demin (TU-08) menuju Tangki <i>Deaerator</i> (De-01)	Mengalirkan larutan Hydrazine dari Tangki N ₂ H ₄ (T-08) menuju Tangki	Mengalirkan air dari Deaerator (De-01) menuju <i>Boiler</i>
Jenis	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal pump Single Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Kapasitas (gpm)	0,01	1,12	1,12	1	1,12
Head (m)	0,54	2,14	2,06	0,76	0,76
OD (in)	0,40	0,84	1,32	1,32	1,32
ID (in)	0,26	0,62	1,04	1,04	1,04
IPS (in)	0,12	0,5	1	1	1
sch	40	40	40	40	40
Power Pompa (Hp)	0,001	0,20	0,19	0,07	0,07
Power Motor (Hp)	0,05	0,50	0,50	0,76	0,12

2. Bak Penampung

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Utilitas

Spesifikasi	Bak Penampung					
Kode	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (flokulasi ke-2)	Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Berbentuk balok yang diperkuat beton bertulang.	Bak silinder tegak	Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.	Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselin	Bak persegi panjang
Bahan	Beton					
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Spesifikasi						
Panjang (m)	16		2,9	2,8	8,5	5,7
Lebar (m)	16		2,9	2,8	8,5	5,7
Tinggi (m)	8	2	1,5	1,5	4,3	2,8

3. Tangki Utilitas

Tabel 5.12Tangki Utilitas

Spesifikasi	Tangki Utilitas				
Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi	mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-02)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder berpengaduk	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Jumlah	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Volume (m ³)	16	1,52	0,003	37	0,03
Diameter (m)	2,18	1,24	0,16	3,6	0,16
Tinggi (m)	4,37	1,24	0,16	3,6	1,39

Tabel 5.13 Tangki Utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Tangki Utilitas			
Kode	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl,SO ₄ , dan NO ₃	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi resin kation dan anion pada <i>Mixed Bed</i> (TU-06).	Menyimpan larutan N ₂ H ₄	Menampung air untuk umpan <i>boiler</i>
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>			
Jumlah	1	1	1	1
Spesifikasi				
Volume (m ³)	0,12	0,06	0,26	6
Diameter (m)	0,54	0,43	0,69	1,99
Tinggi (m)	0,54	0,43	0,69	1,99

4. Screener

Tabel 5.14 *Screener*

Spesifikasi	Screener
Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya
Bahan	Alumunium
Jumlah	1
Spesifikasi	
Panjang (m)	10
Lebar (m)	8
Diameter Lubang (cm)	1

5. Sand Filter

Tabel 5.15 *Sand Filter*

Spesifikasi	Screener
Kode	FU-02
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Bahan	Bak berbentuk balok
Jumlah	1
Spesifikasi	
Material	<i>Spheres</i>
Lebar (m)	5,09
Panjang (m)	5,09
Tinggi (m)	2,5

6. *Cooling Tower*

Tabel 5.16 *Cooling Tower*

Spesifikasi	<i>Cooling Tower</i>
Kode	CT-01
Fungsi	Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan oleh alat-alat proses dengan media pendingin udara
Jenis	<i>induced draft cooling tower</i>
Jumlah	1
Spesifikasi	
Lebar (m)	5,51
Panjang (m)	5,51
Tinggi (m)	3,57

7. *Mix Bed*

Tabel 5.17 *Mix Bed*

Spesifikasi	<i>Mix Bed</i>
Kode	TU-05
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ , NO ₃ .
Jenis resin	Zeolit
Diameter Tangki (m)	0,16
Tinggi Tangki (m)	1,39
Volume Bed (m ³)	1,09
Volume Bak Resin (m ³)	7,59
Spesifikasi	Mixed Bed
Tebal (in)	
Jumlah	1

8. Deaerator

Tabel 5.18 Deaerator

Spesifikasi	Deaerator
Kode	DE-01
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada reboiler dan turbin
Jenis	Tangki silinder tegak
Diameter (m)	0,69
Tinggi (m)	0,69
Volume (m ³)	0,26

9. Blower Cooling Tower

Tabel 5.19 Blower Cooling Tower

Spesifikasi	Blower Cooling Tower
Kode	BL-01
Fungsi	Menghembuskan udara ke cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas (ft/jam)	79.191.64
Efisiensi	0,84
Power (hP)	125
Jumlah	1

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam merencanakan pembangunan pabrik, penting untuk melakukan analisis ekonomi guna menentukan apakah investasi tersebut layak atau tidak. Analisis ini meliputi estimasi pengembalian modal investasi, titik impas antara biaya produksi dan keuntungan, serta potensi keuntungan dari pabrik tersebut. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam evaluasi ekonomi ini meliputi kebutuhan modal investasi, potensi profitabilitas, serta kelayakan dan kemungkinan risiko dalam mendirikan pabrik.

1. Return on Investment (ROI)

Return on investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

2. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

3. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted cash flow merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah terjadi titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama.

5. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

Namun, ada beberapa hal yang perlu diperkirakan sebelum melakukan analisis terhadap kelima faktor diatas, seperti:

- a) Penentuan modal industri (*Capital investment*), yang meliputi:
 - a. Modal tetap (*fixed capital investment*)
 - b. Modal kerja (*working capital investment*)
- b) Penentuan total biaya produksi (*Total production cost*), yang meliputi:
 - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*general expenses*)
- c) Pendapatan modal

Perkiraan yang perlu dilakukan untuk mengetahui titik impas, adalah sebagai berikut;

- a. Biaya tetap per tahun (*fixed cost annual*)
- b. Biaya variabel per tahun (*variable cost annual*)
- c. Biaya mengambang (*regulated cost annual*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Setiap tahunnya harga alat akan selalu mengalami perubahan tergantung pada kondisi ekonomi yang pada tahun tersebut. Sehingga untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahunnya merupakan suatu hal yang sulit. Oleh karena itu, diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dengan mencari tahu terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

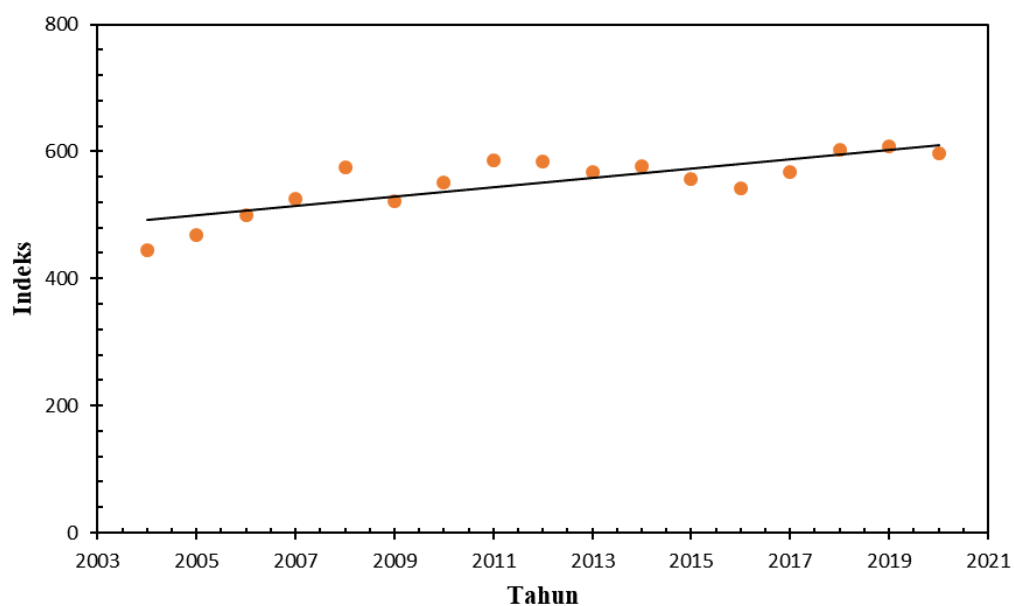
Pabrik metil asetat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2028. Di dalam analisis ekonomi harga-harga alat maupun harga- harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisis, maka dicari indeks pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2028 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 2000 sampai 2024 dan ditentukan dengan persamaan regresi linier. Berikut adalah indeks harga yang di dalam Teknik kimia disebut CEP indeks atau Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).

Tabel 6.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) dari tahun 2004 s.d 2024

No.	Tahun	Indeks
1	2004	444,20
2	2005	468,20
3	2006	499,60
4	2007	525,40
5	2008	575,40
6	2009	521,90
7	2010	550,80
8	2011	585,70
9	2012	584,60
10	2013	567,30

Tabel 6.2 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) dari tahun 2004 s.d 2024 (Lanjutan)

11	2014	576,10
12	2015	556,80
13	2016	541,70
14	2017	567,50
15	2018	603,10
16	2019	607,50
17	2020	596,20
18	2021	776,30
19	2022	648,9422
20	2023	658,6123
21	2024	655,5104



Gambar 6.1 Grafik hubungan antara Tahun dengan Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh dari grafik yang tertera adalah:

$$y = 7,4135x - 14365 \quad (6.1)$$

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga.

Di mana :

E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = Indeks harga pada tahun x

N_y = Indeks harga pada tahun y

(Aries dan Newton, 1955).

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter and Timmerhaus, “Plant Design and Economic for Chemical Engineering”, 3th edition. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6.

6.2 Perhitungan Biaya

6.2.1 Total Capital Investment

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

a. Fixed Capital Investment

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. Working Capital Investment

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dan suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.2.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi:

c. *Direct Cost*

Direct Cost Adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

d. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung operasi pabrik.

e. *Fixed Cost*

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

6.2.3 General Expense

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

6.3 Analisis Kelayakan

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

1. Percent Return On Investment (ROI)

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

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

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time Merupakan jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresi.

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

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}}$$

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah:

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

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

Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% - 60%.

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point merupakan:

- a) Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain Variable Cost yang terlalu tinggi, ataupun dikarenakan keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak mau menghasilkan profit).
- b) Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- c) Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar Fixed Cost.
- d) Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

5. *Discontinued Cash Flow rate of return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

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

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

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR

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

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Value

C : Cash Flow

N : Profit After Taxes + Depresiasi + Finance

n : Umur Pabrik = 10 Tahun

i : Nilai DCFR

6.4 Dasar Perhitungan

1. Harga Bahan Baku

Asam Asetat = Rp 9.137/kg

(Sumber: <https://indonesian.alibaba.com/product-detail/Chinese-manufacturers-supply-glacial-acetic-acid-1600997421622.html?spm=a2700.7724857.0.0.13207f33ATB97e>)

Metanol = Rp 8.888/kg

(Sumber: <https://indonesian.alibaba.com/product-detail/Industrial-Grade-Methanol-Solvents-Purity-98-1600752977857.html?spm=a2700.7724857.0.0.6831997eQFJn98>)

Natrium Hidroksida = Rp 5.582/kg

(Sumber: https://id.made-in-china.com/co_longshores/product_Sodium-Hydroxide-Market-Price-Naoh-Flakes-Solid-Caustic-Soda-Price-Per-Ton-Online-Sale_yssgsiogyy.html)

Asam Sulfat = Rp 3.978/kg

(Sumber: https://www.alibaba.com/product-detail/High-Quality-Acide-98-min-Sulfurique_1600704278730.html?spm=a2700.7735675.0.0.718fYWe9YWe9GY&s=p)

2. Harga Produk

Metil Asetat = Rp 16.447/kg

(Sumber: <https://indonesian.alibaba.com/product-detail/Hot-Sale-in-May-Factory-Direct-1600516405060.html?spm=a2700.7724857.0.0.49df654cQtBf4g>)

3. Satu Tahun Operasi = 330 Hari

4. Umur Pabrik = 10 Tahun

5. Tahun Pendirian Pabrik = 2028

6. Kurs Dollar = Rp 16.342 = \$ 1

6.5 Hasil Perhitungan

Hasil rancangan perhitungan rencana pendirian pabrik metil asetat dari asam asetat dan metanol disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 6.3 Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 73.911.788.374	\$ 4.522.812
2	Delivered Equipment Cost	Rp 18.477.947.094	\$ 1.130.703
3	Instalasi cost	Rp 12.121.533.293	\$ 741.741

Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC) (Lanjutan)

4	Pemipaan	Rp 17.392.367.702	\$ 1.064.274
5	Instrumentasi	Rp 18.487.186.067	\$ 1.131.268
6	Insulasi	Rp 2.840.984.366	\$ 173.846
7	Listrik	Rp 7.391.178.837	\$ 452.281
8	Bangunan	Rp 28.727.500.000	\$ 1.757.894
9	Land & Yard Improvement	Rp 418.914.000.000	\$ 25.634.194
Physical Plant Cost (PPC)		Rp 598.264.485.733	\$ 36.609.013

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 119.652.897.147	\$ 7.321.803
Total (DPC + PPC)		Rp 717.917.382.879	\$ 43.930.815

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 717.917.382.879	\$ 43.930.815
2	Kontraktor	Rp 35.895.869.144	\$ 2.196.541
3	Biaya tak terduga	Rp 71.791.738.288	\$ 4.393.082
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 825.604.990.311	\$ 50.520.438

Tabel 6.7 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp 911.268.388.800	IDR 55.762.353,98
2	Labor	Rp 14.791.200.000	IDR 905.103,41
3	Supervision	Rp 1.627.032.000	IDR 99.561,38
4	Maintenance	Rp 20.640.124.758	IDR 1.263.010,94
5	Plant Supplies	Rp 3.096.018.714	IDR 189.451,64
6	Royalty and Patents	Rp 56.107.664.697	IDR 3.433.341,37
7	Utilities	Rp 2.768.567.905	IDR 169.414,26
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 1.010.298.996.874	\$ 61.822.237

Tabel 6.8 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	Rp 2.292.636.000	\$ 140.291
2	Laboratory	Rp 1.553.076.000	\$ 95.036
3	Plant Overhead	Rp 8.135.160.000	\$ 497.807
4	Packaging and Shipping	Rp 72.138.426.039	\$ 4.414.296
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 84.119.298.039	\$ 5.147.430

Tabel 6.9 Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 70.176.424.176	\$ 4.294.237
2	Property taxes	Rp 14.860.889.826	\$ 909.368
3	Insurance	Rp 8.256.049.903	\$ 505.204
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 93.293.363.905	\$ 5.708.809

Tabel 6.10 Manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 1.010.298.996.874	\$ 61.822.237
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 84.119.298.039	\$ 5.147.430
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 93.293.363.905	\$ 5.708.809
Manufacturing Cost (MC)		Rp 1.187.711.658.818	\$ 72.678.476

Tabel 6.11 Working Capital

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 248.527.742.400	\$ 15.207.915
2	In Process Inventory	Rp 161.960.680.748	\$ 9.910.701
3	Product Inventory	Rp 107.973.787.165	\$ 6.607.134
4	Extended Credit	Rp 437.202.582.055	\$ 26.753.309
5	Available Cash	Rp 323.921.361.496	\$ 19.821.403
Working Capital (WC)		Rp 1.279.586.153.864	\$ 78.300.462

Tabel 6.12 General Expense

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Administration	Rp 35.631.349.765	\$ 2.180.354
2	Sales expense	Rp 142.525.399.058	\$ 8.721.417
3	Research	Rp 47.508.466.353	\$ 2.907.139
4	Finance	Rp 42.103.822.883	\$ 2.576.418
General Expense (GE)		Rp 267.769.038.059	\$ 16.385.328

Tabel 6.13 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	Rp 1.187.711.658.818	\$ 72.678.476
2	General Expense (GE)	Rp 267.769.038.059	\$ 16.385.328
Total Production Cost (TPC)		Rp 1.455.480.696.877	\$ 89.063.805

Tabel 6.14 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 70.176.424.176	\$ 4.294.237
2	Property taxes	Rp 14.860.889.826	\$ 909.368
3	Insurance	Rp 8.256.049.903	\$ 505.204
Fixed Cost (Fa)		Rp 93.293.363.905	\$ 5.708.809

Tabel 6.15 Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw material	Rp 911.268.388.800	\$ 55.762.354
2	Packaging & shipping	Rp 72.138.426.039	\$ 4.414.296
3	Utilities	Rp 2.768.567.905	\$ 169.414
4	Royalties and Patents	Rp 56.107.664.697	\$ 3.433.341
Variable Cost (Va)		Rp 1.042.283.047.441	\$ 63.779.406

Tabel 6.16 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Labor cost	Rp 14.791.200.000	\$ 905.103
2	Plant overhead	Rp 8.135.160.000	\$ 497.807
3	Payroll overhead	Rp 2.292.636.000	\$ 140.291
4	Supervision	Rp 1.627.032.000	\$ 99.561
5	Laboratory	Rp 1.553.076.000	\$ 95.036
6	Administration	Rp 35.631.349.765	\$ 2.180.354
7	Finance	Rp 42.103.822.883	\$ 2.576.418
8	Sales expense	Rp 142.525.399.058	\$ 8.721.417
9	Research	Rp 47.508.466.353	\$ 2.907.139
10	Maintenance	Rp 20.640.124.758	\$ 1.263.011
11	Plant supplies	Rp 3.096.018.714	\$ 189.452
Regulated Cost (Ra)		Rp 319.904.285.530	\$ 19.575.590

6.6 Analisis Keuntungan

Annual Sales (Sa) = Rp 1.603.076.134.200

Total Cost = Rp 1.455.480.696.870

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 147.595.437.323,07

Pajak Pendapatan = 35 %

Keuntungan Setelah pajak = Rp 95.937.034.260

6.5.1 Hasil Kelayakan

Penjualan:

Metil asetat

Produksi = 80.000 Ton/Tahun

Harga jual = Rp 16.447/Kg

(www.alibaba.com)

a. Return on Investment (ROI)

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

ROI Sebelum Pajak = 16,74%

ROI Setelah Pajak = 13,06%

b. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Profit + Depresiasi}$$

POT Sebelum Pajak = 3,96 Tahun

POT setelah Pajak = 4,64 Tahun

c. Break Even Point (BEP)

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

$$BEP = 53,72\%$$

d. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 22,47\%$$

e. Discontinued Cash Flow Rate

Umur Pabrik = 10 Tahun

Fixed Capital Investment = Rp 825.604.990.311

Working Capital = Rp 1.279.586.153.864

Salvage Value (SV) = Rp 70.176.424.176

Cash Flow (CF) = Rp 208.217.281.320

Dengan trial & error diperoleh nilai $i = 8,88\%$

Suku bunga deposito pada 28 Juni 2024 sebesar 3,5%, sehingga untuk DCFR

dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$DCFR = 1,5 \times \text{Bunga sekarang}$$

$$= 1,5 \times 3,5\% = 5,25\%$$

6.7 Analisis Resiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki resiko yang rendah (low risk) atau beresiko tinggi (high

risk). Adapun parameter untuk menentukan pabrik metil asetat yang akan berdiri.

Parameter yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 6.17.

Tabel 6.17 Risiko Pabrik

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu paling tinggi: 100 °C	✓	
		Tekanan: 1 atm	✓	
2	Bahan baku yang digunakan			
	Asam Asetat	Toksisitas: akut	✓	
		<i>Explosion limits: lower 4%</i>	✓	
		<i>Flammability: mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: stabil	✓	
	Metanol	Toksisitas: sangat toxic		✓
		<i>Explosion limits: 6%</i>	✓	
		<i>Flammability: mudah terbakar</i>		✓
		Stabilitas: stabil	✓	
	Natrium Hidroksida	Toksisitas: sangat korosif		✓
		<i>Explosion limits: tidak mudah meledak</i>	✓	
		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: stabil	✓	
	Katalis Asam Sulfat	Toksisitas: korosif		✓
		<i>Explosion limits: tidak mudah meledak</i>	✓	
		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: stabil		
3.	Sifat produk yang dihasilkan			
	Metil Asetat	Toksisitas: toxic sedang	✓	
		<i>Explosion limits: lower 1,8%</i>	✓	
		<i>Flammability: mudah terbakar</i>		✓
		Stabilitas: stabil	✓	
	Air	Toksisitas: tidak toxic	✓	
		<i>Explosion limits: tidak mudah meledak</i>	✓	
		<i>Flammability: tidak mudah terbakar</i>	✓	
		Stabilitas: stabil	✓	

Tabel 6.18 Risiko Pabrik (Lanjutan)

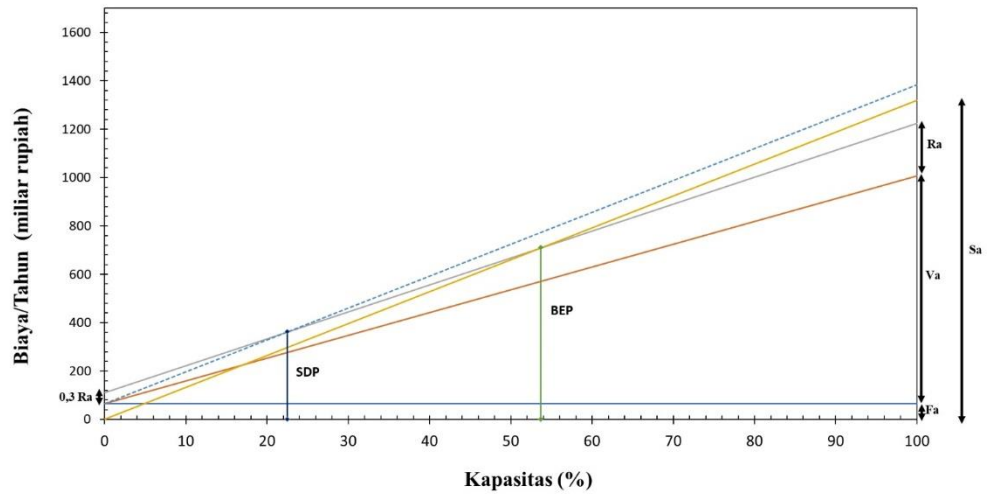
4.	Regulasi Pemerintah	Peraturan Menteri Perindustrian Republik Indonesia Nomor 51 Tahun 2020 Tentang Standar Industri Hijau Untuk Industri Cat Berbasis Pelarut Organik, metil asetat termasuk dalam golongan pelarut organik yang ketentuan penggunaannya telah diundangkan dalam peraturan tersebut.	✓	
5.	Keberadaan Pabrik	Belum terdapat pabrik metil asetat di Indonesia. Kebutuhan metil asetat dalam negeri semakin meningkat dan Indonesia masih mengimpor dari negara lain.	✓	

Melihat parameter pada Tabel 6.18, maka pabrik metil asetat dikategorikan sebagai pabrik dengan risiko rendah (*low risk*).

Tabel 6.19 Hasil Analisis Kelayakan

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi	Layak/Tidak
ROI sebelum pajak	17,88%	ROI before taxes minimum 11% untuk kategori low risk	Aries Newton, P.193	Layak
ROI setelah pajak	11,62%			
POT sebelum pajak	3,79	POT before taxes maksimum 5 tahun untuk kategori low risk	Aries Newton, P.193	Layak
POT setelah pajak	4,97			
BEP	56,18%	Berkisar 40-60%		Layak
SDP	28,49%			Layak
DCFR	8,88%	>1,5 bunga bank minimum = 5,25%		Layak

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik metil asetat ditampilkan sebagai berikut:



Gambar 6.2 Grafik Analisis Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang dapat diperoleh dari hasil laporan perancangan pabrik metil asetat, antara lain:

1. Pabrik metil asetat ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, maupun ketergantungan terhadap impor, membantu meningkatkan perekonomian negara, mendorong berdirinya industri hilir yang menggunakan bahan baku metil asetat dalam menyediakan lapangan pekerjaan.
2. Prarancangan pabrik metil asetat dari asam asetat dan metanol ini tergolong pabrik dengan risiko rendah (*low risk*) berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.
3. Ditinjau dari segi ekonomi yaitu evaluasi ekonomi yang dilakukan, maka pabrik ini menarik dan layak untuk dipertimbangkan serta dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa indikator sebagai berikut :
 - a. *Return On Investment (ROI)*, nilai minimum ROI untuk pabrik dengan risiko rendah yaitu 11%.
 - ROI sebelum pajak = 16,74%
 - ROI setelah pajak = 13,06%

- b. *Pay Out Time*, nilai maksimal POT untuk pabrik dengan risiko rendah yaitu 5 tahun.
 - POT sebelum pajak = 3,96 tahun
 - POT setelah pajak = 4,64 tahun
- c. *Break Event Point* = 56,18%, nilai BEP berkisar antara 40 – 60%.
- d. *Shut Down Point* = 282,47%, nilai SDP berada diatas 20%.
- e. *Discounted Cash Flow Rate* = 8,88%, nilai DCFR harus diatas 1,5 kali dari suku bunga bank.

Berdasarkan hasil analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik metil asetat dari asam asetat dan metanol dengan kapasitas 80.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

3. Produk metil asetat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S and Newton R.D. (1955). "Chemical Engineering Cost Estimation". Mc.Graw Hill Book Company, New York.

Agreda, V. H., & Partin, L. R. (1984). *U.S. Patent No. 4,435,595*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.

Badan Pusat Statistik. 2023. Nilai Impor Metil Asetat Tahun 2016-2022 di Indonesia. <https://www.bps.go.id/>. (Diakses pada tanggal 15 Oktober 2023).

Brown, G G (1977). Unit Operarions. CBS, New Delhi

Brownell, L E. Young, E H. (1959). Equipment Design. John Wiley & Sons, Inc. New York

Clark, A., et al. (2020). "Carbonylation Process For The Production Of Methyl Acetate" 20200354303A1, 2020.

Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, Chemical Engineering, Pergamon Press, Oxford.

Daftar Perusahaan Indonesia. 2023.<http://daftarperusahaanindonesia.com>. (Diakses pada 15 Oktober 2023)

Geankoplis, C. J., and Richardson, J. F., 1989, Transport Process and Unit Operation, Pergamon Press, Singapore.

Groggins, P. H. (1931). Aluminum Chloride and the Friedel-Crafts Reaction. *Industrial and Engineering Chemistry*, 23(2), 152–160. <https://doi.org/10.1021/ie50254a01>

Kern, D.Q., 1965, Process Heat Transfer, McGraw Hill Book Company Inc., New York

Kirk, R. E and Othmer, D. F., 1951, Encyclopedia of Chemical Technology, Interscience Ensyyclopedia, Inc., New York.

McCabe,W L. Smith, J C. Harriot, P (1993). Unit Operations of Chemical Engineering. McGraw-Hill. New York

Mekala, M., & Goli, V. R. (2015). Kinetics of esterification of methanol and acetic acid with mineral homogeneous acid catalyst. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 23(1), 100-105.

Perry, R.H. and Green, D.W., 2008, Perry's Chemical Engineers Hand Book, 8 ed., Mc.Graw Hill Book Company Inc., Singapore.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2003, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

ScienceLab.com. (2013). *Material Safety Data Sheet: Adipic Acid*. 4, 1–6. <http://www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9926546>

Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M., 1997, Intrduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6ed, McGraw-Hill, Int. ed., New York.

Treybal (1981). Mass – Transfer Operations. McGraw-Hill. Singapore

U.S. Pat. 1,890,940 (Dec. 6, 1932), A. Luttringhaus, W. Eicholz, G. Boehner, and

Walas, S.M., 1988, Chemical Process Equipment, 3rd ed, Butterworths Series in Chemical Engineering, USA.

Widodo, H., & Maesaroh, E. (2016). Studi Kinetika Reaksi Metil Asetat dari Asam Asetat dan Methanol dengan Variabel Waktu Konsentrasi Katalis, dan Perbandingan Reaktan. *Jurnal Ilmiah WIDYA*, 3(4), 28-34.

Yaws, Carl L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.

Chem-supply. (2020). *Methyl Acetate Safety Data Sheet*. Diakses

Labchem. (2018). *Sulfuric Acid, ACS Safety Data Sheet*. <https://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC25550.pdf>

Labchem. (2020). *Acetic Acid Safety Data Sheet*. <https://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC25550.pdf>

LAMPIRAN – LAMPIRAN

LAMPIRAN A REAKTOR

PERANCANGAN REAKTOR

Fungsi	: Mereaksikan asam asetat dengan metanol dengan katalis asam sulfat untuk menghasilkan metil asetat
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fase	: Cair-Cair
Bahan	: Stainless Steel Type 316
Konversi	: 77,4%
Kondisi Operasi	: Suhu = 50 °C Tekanan = 1 atm
Tipe Perancangan	: Silinder tegak dengan <i>flange and dish head (torispherical)</i> .

1. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

- Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi
- Reaksi pada fase cair
- Harga alat relatif lebih murah
- Konstruksi lebih sederhana

2. Dasar Pemilihan Bahan Konstruksi

- Memiliki struktur yang kuat
- Tahan terhadap korosi
- Harga relatif lebih murah dibandingkan jenis stainless steel yang lain

A. Menghitung Densitas Cairan

Tabel A.1 Densitas Komponen Reaktor-01

Komponen	BM	Fm	Fw	ρ	Fv	$\rho \cdot X$
	(kmol/kg)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kg/m ³)	(m ³ /jam)	(kg/m ³)
CH ₃ COOH	60	208,55	12512,73	1016,62	12,31	481,11
CH ₃ OH	32	219,48	7023,31	763,77	9,20	380,40
H ₂ O	18	11,36	204,55	1004,29	0,20	25,90
H ₂ SO ₄	98	1,28	125,40	1802,06	0,07	5,23
Total		440,67	19865,99	4586,73	21,78	892,65

$$\text{Densitas Campuran } (\rho_{\text{campuran}}) = 892,65 \text{ kg/ m}^3$$

$$\text{Volume cairan } (F_v) = 21,78 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Konsentrasi CH}_3\text{COOH } (C_{A0}) = \frac{na}{Fv} = 9,370 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Konsentrasi CH}_3\text{OH } (C_{B0}) = \frac{nb}{Fv} = 9,862 \text{ kmol/m}^3$$

$$X = 77,4 \%$$

Menghitung C_A , C_B

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X = 0,478 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X = 0,970 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = 0,006 \text{ 1/sekond}$$

Menghitung r_A (reaksi orde dua)

$$-r_A = k \cdot C_A = k (C_{A0} - C_{A0} \cdot X)$$

$$-r_A = C_{A0} (1 - X) = 0,970 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{sekond}$$

B. Optimasi Jumlah Reaktor

Asumsi dalam perhitungan reaktor :

$$F_v \text{ konstan} = F_{V0} = F_{V1} = F_{V2} = F_{Vn}$$

Tujuan optimasi : Mendapatkan jumlah dan volume optimal ditinjau dari konversi dan harga reaktor.

Reaktor 1 (n = 1) Persamaan neraca massa :

$$F_{v0} \cdot C_{A0} - (F_{v0} \cdot C_A + r_A \cdot V) = 0$$

$$F_{v0} \cdot (C_{A0} - C_A) = r_A \cdot V$$

$$V = \frac{F_v (C_{A1} - C_{A2})}{-r_a}$$

$$V = \frac{F_v [(C_{A0}(1 - X_{A0}) - (C_{A0}(1 - X_{A1}))]}{k \cdot C_{A0}(1 - X_{A1})}$$

Dari persamaan di atas dapat disimpulkan bahwa untuk menghitung volume reaktor dengan jumlah tertentu dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$V = \frac{F_v (X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})}$$

$$n = 1$$

1 reaktor		
V1	20,147	m ³
X0	0	
X1	0,9489	

$$n = 2$$

2 reaktor		
V2 coba	3,632	m ³
V1	3,632	m ³

X ₀	0	
X ₁	0,7740	
X ₂	0,9489	

n = 3

3 reaktor		
V3 coba	1,8210	m ³
V2	1,8210	m ³
V1	1,8210	m ³
X ₀	0	
X ₁	0,6320	
X ₂	0,8644	
X ₃	0,95	

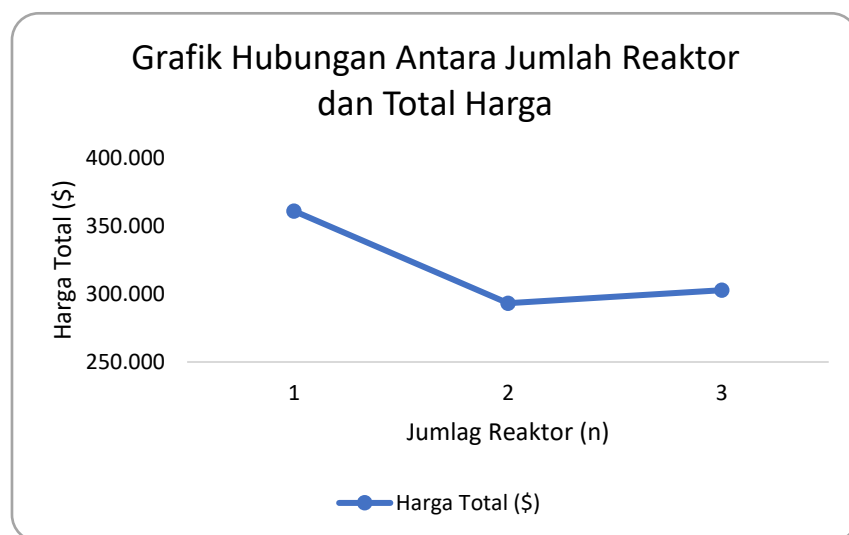
1 m³ = 264,172 gallon

n	V1 (gallon)	V2 (gallon)	V3 (gallon)
1	6386,77		
2	1151,62	1151,62	
3	577,29	577,29	577,29

n	X ₀	X ₁	X ₂	X ₃
1	0,000	0,9489		
2	0,000	0,7740	0,9489	
3	0,000	0,6320	0,8644	0,95

untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi dengan menggunakan harga reaktor yang diambil dari <http://matche.com/equipcost/reaktor.html> untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal.

N	Volume reaktor	Volume Reaktor	Vol. Reaktor Total	Cost/unit	Total Cost (\$)
	(Gallon)	(Liter)	(Gallon)	\$	
1	6386,77	24176,57	6386,77	360.900	360.900
2	1151,62	4359,37	2303,24	146.600	293.200
3	577,29	2185,30	1731,88	100.900	302.700



Mencari Volume Reaktor

Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) disusun seri. Reaksi : orde satu

Maka, laju alir volumetris tetap sehingga $V_0 = V_1 = V_2 = V$

Kedua reaktor beroperasi pada suhu yang sama, sehingga $k_1 = k_2 = k$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X}{(-r_A)}$$

$$V = 3,633 \text{ m}^3$$

Merancang Dimensi Reaktor

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, dengan asumsi kondisi non adiabatik.

Menentukan Bahan Kontruksi

Bahan kontruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-283 grade C* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Bahan tahan korosi
- b. Memiliki batas tekanan yang diizinkan besar (sampai dengan 12.650 psi suhu -20°F– 650°F)

Volume reaktor

Dalam perancangan dibuat over design 20%, sehingga volume reaktor menjadi :

$$V \text{ terhitung} = 3,633 \text{ m}^3$$

$$V \text{ design} = 4,3594 \text{ m}^3$$

Menentukan Diameter dan Tinggi Shell

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ V &= \frac{\pi}{4} D^3 \\ D &= \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 1,7709 \text{ m} \\ &= 69,718 \text{ in} \\ &= 5,8099 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menurut buku “Procces Design And Economics” karangan Ulrich tabel 4-16 halaman 168 – 169, untuk tangki berpengaduk rasio Hs/ID adalah 1 – 2, dipilih tangki silinder dengan rasio Hs/ID = 1 dan tutup tangki dipilih *Torispherical*

Dished Head untuk bagian atas dan bawah.

$$H_s = ID$$

$$= 1,7709 \text{ m} = 69,718 \text{ in} = 5,8099 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tutup} &= 0,000049 \text{ ID}^3 \\ &= 0,000212349 \text{ m}^3 = 0,0075 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = (\pi/4) \times ID^2 \times H_s$$

$$\begin{aligned}(\text{V sf}) &= (\pi/4 \times Di^2 \times sf / 12) && \text{dipilih sf} = 1,5 \text{ in} \\ &= 0,234 \text{ ft}^3 = 0,0066 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{V head} &= 2(\text{V dish} + \text{V sf}) \\ &= 12,9643 \text{ ft}^3 = 0,3671 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{V reaktor} &= \text{V shell} + 2(\text{V head}) \\ &= 4,3594 + 0,7342 \\ &= 5,0936 \text{ m}^3 = 179,878 \text{ ft}^3 = 1345,58 \text{ gallon}\end{aligned}$$

Menentukan Volume Cairan

$$\begin{aligned}\text{V bottom} &= 0,5 \text{ V head} \\ &= 0,0185 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{V cairan} &= \text{V shell} - \text{V bottom} \\ &= 8,3506 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{H cairan dalam shell} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$= 1,9133 \text{ m} = 6,2772 \text{ ft}$$

Menentukan Tebal Shell

Digunakan persamaan 13-12 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young halaman 25

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

Dimana:

t_s = tebal dinding shell

P = tekanan design (P operasi $\times 1,2$) r_i = jari-jari reaktor

E = efisiensi sambungan las

f = Tekanan Maksimum

C = korosi yang diizinkan

Maka :

Mencari tekanan hidrostatik :

$$\text{Volume cairan} = h \text{ cairan} \times (\pi D^2/4)$$

$$h \text{ cairan} = 1,7709 \text{ m}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times h \text{ cairan} = 14.511,30 \text{ N/m}^2$$

$$= 2,1047 \text{ psi}$$

Faktor keamanan = 20%

$$P \text{ reaksi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P \text{ operasi} = P \text{ reaksi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 16,8 \text{ psi}$$

$$\text{Maka, } P \text{ desain} = 1,2 \times P \text{ operasi}$$

$$= 1,2 \times 16,8 \text{ psi}$$

$$= 20,1608 \text{ psi}$$

Digunakan tabel 13.1 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 251, bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA-283 Grade C*, dengan tekanan maksimum (f) = 12.650 psi (*Allowable stress*) dan menggunakan pengelasan *Double-Welded Butt Joint*.

Digunakan tabel 13.2 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 254:

$$E = 80\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,1250$$

$$\text{Maka, tebal shell} = t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$= 0,1250 \text{ in}$$

Digunakan tabel 5.6 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 88

Tebal standar shell yang digunakan = 0,1875 in = 0,0048 m

Menentukan Diameter Shell

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 60,7188 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 70,09 \text{ in}$$

Digunakan tabel 5.7 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 90:

OD standar yang digunakan = 72 in = 1,8288 m

$$\begin{aligned}
 ID &= OD \text{ standar} - 2 \text{ ts} \\
 &= 72 - (2 \times 0,1875) \\
 &= 70,187 \text{ in} \\
 &= 1,7827 \text{ m} = 5,8412 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

OD	=	72	in
ts	=	0,1875	in
icr	=	4 3/8	in
r	=	72	in
E	=	80%	
C	=	0,125	
f	=	18750	psia

Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Bawah

Bentuk Head : *Flanged and Dished Head (Torispherical Head)*

Dipilih bentuk *flanged and dished head (Torispherical)* karena umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harga murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

Digunakan persamaan 13-12 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and young hal 258. Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad w = \frac{1}{4} \left(3 + \frac{\sqrt{F}}{icr} \right)$$

Dimana:

th = tebal head

P = tekanan design

r = jari-jari reaktor

E = efisiensi sambungan las

F = tekanan maksimum

C = korosi yang diizinkan

Dimana :

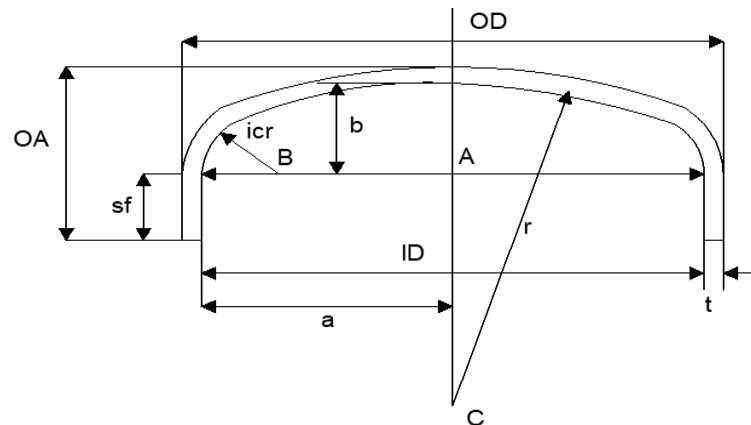
$r_c = 72$ in (pada $OD = 72$ in dan $t_s = 0,1875$ in)

Sehingga tebal tutup atas dan bawah :

$$th = \frac{20,160 \times 72 \times 1,764}{(2 \times 18750 \times 0,8) - (0,2 \times 20,160)} + 0,125$$

$= 0,1872$ in

Digunakan tebal standar $= 3/16$ in $= 0,1875$ in



Keterangan gambar :

- ID = Diameter dalam tangki (in)
- OD = Diameter luar tangki (in)
- a = ID/2; jari-jari tangki (in)
- t = tebal head (in)
- icr = inside corner radius (in)
- sf = straight flange (in)
- b = depth of dish (in)
- OA = overall dimension (in)

Digunakan tabel 5.7 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and young hal 91:

$OD = 72$ in

$r = 72$ in $= 1,8288$ m

$icr = 4 \frac{3}{8}$ in $= 0,1111$ m

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung :

$$a = 0,5 \times ID$$

$$= 0,5 \times 70,187 = 35,094 \text{ in} = 0,8913 \text{ m}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 35,094 - 4,375$$

$$= 20,718 \text{ in} = 0,78 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 72 - 4,375$$

$$= 67,625 \text{ in} = 1,7176 \text{ m}$$

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

$$= 60,245 \text{ in} = 1,530 \text{ m}$$

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

$$= 72 - 60,45$$

$$= 11,754 \text{ in} = 0,2985 \text{ m}$$

Tinggi Straight Flange (sf)

Digunakan tabel 5.8 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and young hal 93 :

$$sf = 1,5 \text{ in untuk tebal tutup standar, sehingga : } OA = b + sf + th$$

$$= 11,754 + 1,5 + 0,1872$$

$$= 13,4419 \text{ in} = 0,3414 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Total Reaktor (Ht)

$$\text{Tinggi reaktor} = 2 \times \text{Tinggi Head Total} + \text{Tinggi Shell}$$

$$= 2,4537 \text{ m}$$

Menentukan Jenis Pengaduk dan Jumlah Pengaduk

Menurut buku “Transport Processes and Unit Operation” karangan Geankoplis, karena campuran liquid yang memiliki viskositas yang rendah dan hasil campuran diharapkan homogen sedangkan waktu pengadukan cukup cepat maka

dipilih jenis *Flat Six Blade Turbine with Disk* karena pengadukan jenis ini cocok untuk liquid viskositas kecil, yaitu di bawah 3 Pa.s (3000Cp).

Menghitung Jumlah Pengaduk :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{H_L \times \text{SpGr}}{ID}$$

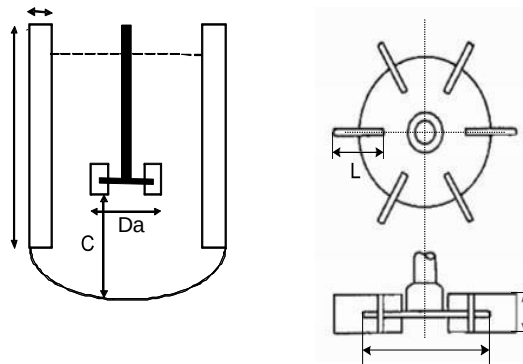
$$\text{SpGr} = \text{specific gravity} = \frac{\text{densitas larutan}}{\text{densitas air}} = \frac{892,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1004,287 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,888$$

H_L = Tinggi larutan dalam shell = 1,9133 m

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{1,9133 \text{ m} \times 0,888}{1,7827} = 0,7752 \rightarrow 1$$

Jadi, jumlah pengaduk (*impeller*) dalam tangki adalah 1 buah.

Menentukan Dimensi Pengaduk



$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3-0,5$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$$

$$\frac{H}{D_t} = 1$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Dimana:

D_a : diameter pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

D_t : diameter tangki

D_d : diameter *disk*

L : panjang *flat* dari *disk*

W : tinggi

J : lebar *baffle*

H : tinggi *baffle*

Sehingga dimensi pengaduk dapat dihitung sebagai berikut :

Diameter *impeller* (Da):

$$Da = 0.3 \times Dt$$

$$Da = 0,3 \times 1,7828 = 0,5943 \text{ m} = 23,395 \text{ in}$$

Jarak pengaduk dari dasar (C):

$$C = 1,3 \times Dt$$

$$C = 0,7725 \text{ m} = 30,4146 \text{ in}$$

Panjang *flat* dari *disk* (L)

$$L = Da \times 0,25$$

$$L = 1,7828 \times 0,25 = 0,4457 \text{ m} = 17,547 \text{ in}$$

Tinggi *flat* (W)

$$W = Da \times 0,17$$

$$W = 1,7828 \times 0,17 = 0,3031 \text{ m} = 11,937 \text{ in}$$

Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Digunakan persamaan 8.8 dari buku “Reactor Design for Process Plants” karangan Rase halaman 338:

$$N = \frac{600}{\pi d} \sqrt{\frac{WELH}{2d}}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} d &= \text{Diameter pengaduk (ft)} \\ N &= \text{Putaran putar pengaduk (rpm)} \\ WELH &= \text{Water equivalent liquid height (ft)} \\ WELH &= \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} \times H_{\text{cairan}} \\ &= \frac{892,646 \text{ kg/m}^3}{1004,87 \text{ kg/m}^3} \times 1,5549 \text{ m} \\ &= 1,3812 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$N = 105,6881 \text{ rpm} = 1,7615 \text{ rps}$$

Menentukan Power Pengaduk

Digunakan persamaan 9.2 dari buku “Unit Operations in Chemical Engineering” karangan Mc. Cabe halaman 253 :

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5}{g_c}$$

Dimana :

- P : daya pengaduk (lb.ft/s)
N_p : *power number*
N : kecepatan putar pengaduk (rps)
D_a : diameter pengaduk (ft)
g_c : percepatan gravitasi = 32.17 lbm.ft/lbf.s²

Karena NRe > 10000 maka *power* tidak tergantung pada bilangan Reynold dan bukan merupakan fungsi viskositas, sehingga menurut tabel 9.3 dari buku “Unit Operations in Chemical Engineering” karangan Mc. Cabe halaman 254 untuk pengaduk jenis turbin didapatkan N_p = K_r = 1,63.

Maka, *power* pangaduknya :

$$P = \frac{4 \times 55,727 \times 2,083^3 \times 23,3958^2}{550 \times 32,17} = 62,49 \text{ hp}$$

Menurut grafik 14.38 dari buku “Plant Design and Economics for Chemical Engineers” karangan Timmerhaus halaman 521, didapatkan efisiensi motor penggerak 80%.

Maka daya penggerak motornya sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= P/\eta \\ &= \frac{62,49}{80\%} \\ &= 78,11 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Maka, digunakan *power* motor pengaduk sebesar 100 Hp (Standar NEMA)

Neraca Panas Reaktor		
Komponen Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
ΔH	1167465	
ΔH		1179947,376

$\Delta H R$	1763,153	
Q pendinginan		-10719,4708
Total	1169227,9047	1169227,9047

Media pendingin yang digunakan adalah Cooling Water dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 40 °C.

$$\Delta H = Cp \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = \Delta H(40^\circ\text{C}) - \Delta H(30^\circ\text{C})$$

$$\Delta H = (4,1799 \times (313 - 298)) - (4,1775 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 41,811 \text{ kJ/kg}$$

Maka, kebutuhan pendingin :

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

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 256,379 \text{ kg/jam}$$

Merancang Jaket Pendingin Menghitung ΔT LMTD

Tekanan operasi	=	1	atm	=	14,7	psi
Suhu bahan masuk	T ₁	=	50	oC	=	122 oF
Suhu bahan keluar	T ₂	=	50	oC	=	122 oF
Kebutuhan air pendingin	=	256,379	kg/jam			
	=	565,219	lb/jam			
Suhu pendingin masuk	t ₁	=	30	oC	=	86 oF
Suhu pendingin keluar	t ₂	=	40	oC	=	104 oF
Laju alir massa	=	14531,43	kg/jam			
T _{average}	=	$\frac{(t_1+ t_2)}{2}$	=	$\frac{86 + 104}{2}$	=	92 oF
Panas yang dilepaskan	=	10719,4708	Kj/jam			
ρ	=	1022,87	kg/m ³	(Kern, Tabel 6)		
	=	63,856	lb/ft ³			
μ	=	0,818	cP	(Kern, Fig. 14)		
	=	1,9788	lb/ft.jam	=	0,0027	lb/ft.s
k	=	2,0157	W/m.K	(Table 24-2 Yaws, 1999)		

$$= 0,355 \quad \text{Btu/jam.ft}^2\text{°F}$$

Kebutuhan luas transfer panas (A) dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Dimana:

$$A = \text{Luas bidang transfer panas (ft}^2\text{)}$$

$$Q = \text{Heat flow (Btu/jam)}$$

$$U_d = \text{Koefisien tansfer panas overall (Btu/jam.ft}^2\text{.°F)}$$

$$\Delta T = \text{LMTD}$$

Penentuan LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
122	<i>Higher T</i>	104	18
122	<i>Lower T</i>	86	36
0	<i>Difference</i>	72	
ΔT LMTD	11,7607		°F

Menghitung Luas Transfer Panas

$$\text{diambil harga } U_d = 60 \text{ Btu/ft}^2\text{.°F.jam}$$

$$Q = 10719,47 \quad \text{kJ/jam}$$

$$= 10160,09 \quad \text{Btu/jam}$$

Sehingga,

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

$$A = \frac{10160,09}{60 \times 11,7607}$$

$$= 3,6283 \quad \text{ft}^2$$

$$= 0,337 \quad \text{m}^2$$

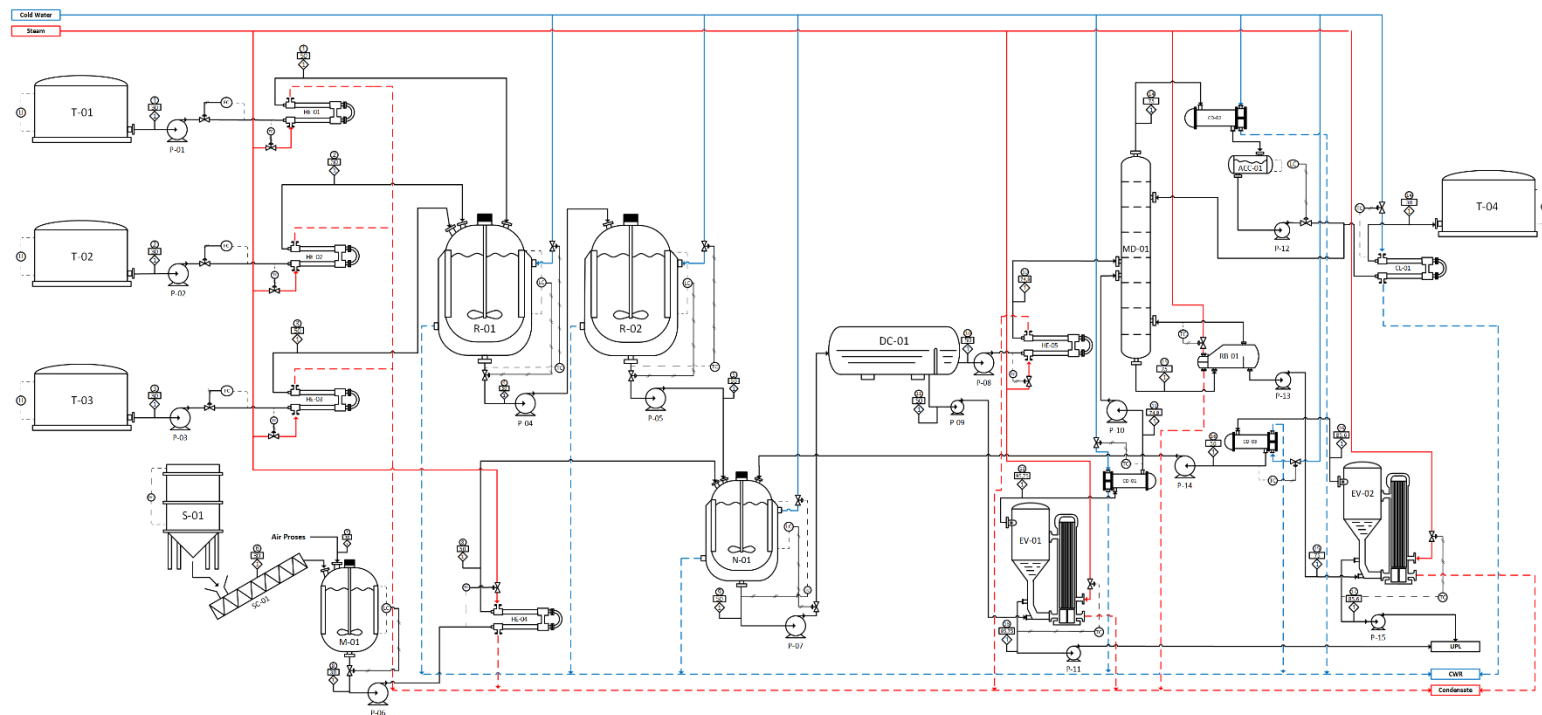
Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$\begin{aligned} A &= \pi D L \\ A &= 3,14 \times 5,9976 \text{ m} \times 5,8075 \text{ m} \\ &= 137,608 \text{ ft}^2 \\ &= 12,784 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas transfer panas reactor lebih kecil dibandingkan dengan luas slebung reaktor, ($A_{\text{panas}} = 10,337 \text{ m}^2 < A_{\text{selubung}} = 12,784 \text{ m}^2$) sehingga penggunaan jaket pendingin lebih tepat daripada menggunakan koil penidngin.

LAMPIRAN B PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK METIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN METANOL KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
CH ₃ COOH	12512,73			5820,05	4307,83												
CH ₃ OH		7023,31		3453,88	2647,37				8985,66	7257,14	1728,53	1710,95	17,57	40,36	8927,73	6338,14	2589,59
CH ₃ COOCH ₃				8254,31	10119,4				10152,7	7257,14	2895,52	2868,5	27,02	10080,07	45,57	33,64	11,93
H ₂ O	7,520	143,29	53,74	2212,36	2666,02	60,7	302,72	363,43	7084,12		7084,12	6835	249,12		6835	2716,26	4118,74
H ₂ SO ₄			125,4	125,4	125,4		2974,45		2974,45								
NaOH																	
CH ₃ COONa									5887,76		5887,76		5887,76				
Na ₂ SO ₄									181,7		181,7		181,7				
TOTAL	12520,25	7166,6	179,14	19866	19866	3035,15	302,72	3337,88	32291,9	14514,3	17777,6	11414,5	6363,17	10120,43	15808,3	9088,04	6720,26

KETERANGAN		
M	Mixer	○ Nomor Arus
R	Reaktor	□ Suhu (°C)
N	Neutralizer	◇ Tekanan (atm)
DC	Delekat	⊗ Control Valve
EV	Evaporator	— Pipa
MD	Menara Distilasi	--- Sinyal Elektrik
T	Tangki	— Sinyal Pneumatic
S	Silo	○ Level indicator
MD	Menara Distilasi	⊗ Level Control
HE	Heater	⊗ Weight Indicator
CD	Cooler	⊗ Temperature Control
CD	Condenser	UPL Out Pengaliran Limbah
RB	Reboiler	CWR Cold Water Return
ACC	Accumulator	P Pumps
		SC Screw Conveyor



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2024

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK METHYL ASETAT
DARI ASAM ASETAT DAN METANOL
KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :
Hanifah Dhyaa Ubah (20521121)
Siti Fatmahanik (20521151)

DOSEN PEMBIMBING :
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Hanifah Dhiya Ulhaq
No. Mahasiswa : 20521121
2. Nama Mahasiswa : Siti Tabingah
No. Mahasiswa : 20521151

Judul Prarancangan:

PRARANCANGAN PABRIK METIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN METANOL KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan: 14 September 2023

Batas Akhir Bimbingan: 13 September 2024 (Perpanjangan SK)

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	25 September 2023	Perkenalan dan pengarahan awal mengenai tahap prarancangan pabrik	
2.	3 Oktober 2023	Penentuan kapasitas pabrik	
3.	11 Oktober 2023	Konsultasi nilai kinetika	
4.	19 Oktober 2023	Pemilihan proses	
5.	25 Oktober 2023	Spesifikasi bahan baku dan produk	
6.	8 November 2023	Diagram alir kualitatif	
7.	15 November 2023	Revisi diagram alir	
9.	25 November 2023	Revisi diagram alir	
10.	29 November 2023	Neraca massa	
11.	6 Desember 2023	Neraca massa	
12.	15 Desember 2023	Neraca massa	
13.	21 Desember 2023	Perancangan reaktor	
14.	10 Januari 2024	Perancangan reaktor	
15.	2 Februari 2024	Perancangan menara distilasi	

16.	22 Februari 2024	Perancangan menara distilasi	
17.	28 Februari 2024	Perancangan alat besar lainnya	
18.	6 Maret 2024	Revisi rancangan alat besar	
19.	13 Maret 2024	Perancangan alat transportasi bahan	
20.	20 Maret 2024	Perancangan alat penukar panas	
21.	28 Maret 2024	Perancangan alat penyimpanan bahan	
22.	2 April 2024	PEFD	
23.	23 April 2024	Revisi alat penyimpanan bahan	
24.	2 Mei 2024	Penambahan alat proses	
25.	8 Mei 2024	Fiksasi alat proses	
26.	16 Mei 2024	Revisi PEFD	
27.	22 Mei 2024	Penentuan lokasi, tata letak, dan struktur organisasi	
28.	4 Juni 2024	Revisi jadwal kerja shift karyawan	
29.	11 Juni 2024	Perancangan utilitas	
30.	19 Juni 2024	Perhitungan evaluasi ekonomi	
31.	26 Juni 2024	Revisi grafik analisis ekonomi	
32.	4 Juli 2024	Penyusunan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 9 Juli 2024

Pembimbing,



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