

**PRARANCANGAN PABRIK *CARBOXYMETHYL*  
*CELLULOSE (CMC)* DARI *CELLULOSE* DENGAN  
KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat**

**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Rifky Murdiansyah    Nama : Benny Mukti Nugroho**

**NIM : 18521077                    NIM : 18521086**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**YOGYAKARTA**

**2022**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRARANCANGAN PABRIK *CARBOXYMETHYL CELLULOSE (CMC)*

DARI *CELLULOSE* DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Rifky Murdiansyah      Nama : Benny Mukti Nugroho  
NIM : 18521077                NIM : 18521086

Yogyakarta, 22 Juli 2022

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

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



Rifky Murdiansyah



Benny Mukti Nugroho

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK *CARBOXYMETHYL CELLULOSE (CMC)*

DARI *CELLULOSE* DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Rifky Murdiansyah    Nama : Benny Mukti Nugroho

NIM : 18521077                NIM : 18521086

Yogyakarta, 22 Juli 2022

Pembimbing I,



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

Pembimbing II,



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

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRARANCANGAN PABRIK CARBOXYMETHYL CELLULOSE (CMC)**  
**DARI CELLULOSE DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

**Oleh:**

**Nama : Rifky Murdiansyah      Nama : Benny Mukti Nugroho**  
**NIM : 18521077                NIM : 18521086**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta,

Tim Penguji,

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

Ketua

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

Anggota I

Venalitya Alethea SA, S.T., M.Eng.

Anggota II

**Mengetahui,**

**Ketua Program Studi Teknik Kimia**

**Fakultas Teknologi Industri**

**Universitas Islam Indonesia**



**Dr. Suharno Rusdi**

## KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadiran Allah Subhanahu Wata'ala yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik *Carboxymethyl cellulose* Dari *Cellulose* Dengan Kapasitas 5.000 Ton/Tahun” tepat waktu.

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

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

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

4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II yang selalu sabar dalam membimbing kami dan memberikan semangat kepada kami untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.
6. Teman-teman seperjuangan Angkatan 2018 yang selalu memberikan semangat.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah memberikan bantuan dalam menyelesaikan penyusunan naskah laporan ini.

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

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 22 Juli 2022

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN

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

Terimakasih kepada kedua orang tua saya Bapak Sugiyono dan Ibu Sri Murwati serta kakak Fitri Viana Sari S.Fram., Apt. dan Adik Dina Fitriani Agustin yang telah memberikan doa, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang sangat luar biasa. Terimakasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan anak yang lebih baik agar selalu berbakti, bermanfaat, dan dapat membahagiakan suatu hari nanti.

Terima kasih kepada Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik. Terima kasih partner saya Benny Mukti N sebagai partner perancangan pabrik saya ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Terima kasih juga untuk teman-teman teknik kimia, sahabat yang selalu membantu dikala kesulitan dalam mengerjakan. Dan tak lupa saya juga mengucapkan terimakasih kepada teman-teman Kontrakan Skuyy (Fachrul, Farros,

Fikar, Visral, dan Yogi) serta anak anak Diskusi TA (Dimas, Gunawan, Rausyan, Farrel, Kiki, Benny, Ricky) yang telah meluangkan waktu untuk sama sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan tugas akhir yang terasa jenuh. Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari (Aamiin).

Rifky Murdiasnyah





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

Terimakasih kepada kedua orang tua saya Bapak Karsimin dan Ibu Desi Purnamasari, adik Putri Amelia Nurkhasanah yang telah memberikan doa, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang sangat luar biasa. Terimakasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan anak yang lebih baik agar selalu berbakti, bermanfaat, dan dapat membahagiakan suatu hari nanti.

Terima kasih kepada Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik. Terima kasih partner saya Rifky Murdiansyah sebagai partner perancangan pabrik saya ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyelesaian penyusunan pra rancangan pabrik ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Terimakasih juga kepada Inggrit Rahayu selaku pacar saya yang sudah menemani, membantu, memberikan support serta mengirim shopeefod ketika saya sedang mengerjakan prarancangan pabrik ini sehingga kesehatan saya selalu terjaga.

Terima kasih juga untuk teman-teman teknik kimia, sahabat yang selalu membantu dikala kesulitan dalam mengerjakan. Dan tak lupa saya juga mengucapkan terimakasih kepada teman-teman Kontrakan Mbuh Apa (Gunawan, Rifky, Faiz, dan Sultan) serta anak anak Diskusi TA (Dimas, Visral, Fachrul, Sidik, Rausyan, Farrel, Kiki, Benny, Ricky) yang telah meluangkan waktu untuk sama sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan tugas akhir yang terasa jenuh. Semoga apa yang menjadi mimpi-mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari (Aamiin).

Benny Mukti Nugroho



## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN .....	I
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	II
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	III
KATA PENGANTAR .....	IV
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	VI
DAFTAR ISI .....	X
DAFTAR TABEL .....	XII
DAFTAR GAMBAR .....	XIV
DAFTAR LAMPIRAN .....	XV
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/ SINGKATAN .....	XVI
ABSTRAK .....	XVIII
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	3
1.2.1 <i>Supply</i> .....	3
1.2.2 <i>Demand</i> .....	5
1.2.3 Kapasitas Produk Komersial .....	8
1.3 Tinjauan Pustaka .....	10
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika .....	17
1.4.1 Tinjauan Termodinamika .....	17
1.4.2 Kinetika Reaksi .....	21
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	24
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung .....	24
2.2 Pengendalian Kualitas .....	26
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	26
2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung .....	27
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk .....	27
2.2.4 Pengendalian Waktu .....	28
BAB III PERANCANGAN PROSES .....	29
3.1 Diagram Alir Proses dan Material .....	29
3.2 Uraian Proses .....	31
3.2.1 Persiapan bahan baku dan bahan pendukung .....	31
3.2.2 Reaksi Alkalisasi .....	33
3.2.3 Reaksi Eterifikasi .....	33
3.2.4 Proses Pemisahan dan Penyimpanan .....	33

3.3	Spesifikasi Alat.....	35
3.3.1	Spesifikasi Reaktor .....	35
3.3.2	Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah.....	38
3.3.3	Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	43
3.3.4	Spesifikasi Alat Transportasi .....	45
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	48
3.4	Neraca Massa .....	50
3.4.1	Neraca Massa Total .....	50
3.4.2	Neraca Massa Alat .....	50
3.5	Neraca Panas .....	57
3.5.1	Neraca Panas Total .....	57
3.5.2	Neraca Panas Alat.....	57
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....</b>		<b>61</b>
4.1	Lokasi Pabrik.....	61
4.2	Tata Letak Pabrik .....	67
4.3	Tata Letak Alat Proses .....	69
4.4	Organisasi Perusahaan.....	70
4.4.1	Struktur Perusahaan .....	71
4.4.2	Jam Kerja Karyawan.....	80
<b>BAB V UTILITAS.....</b>		<b>83</b>
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	83
5.1.1	Unit Penyediaan Air.....	83
5.1.2	Unit Pengolahan Air .....	88
5.2	Unit Pembangkit <i>Steam (Steam Generation System)</i> .....	91
5.3	Unit Pembangkit Listrik .....	92
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan.....	96
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	96
5.6	Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.....	96
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas .....	98
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>		<b>107</b>
6.1	Penaksiran Harga Alat.....	109
6.2	Dasar Perhitungan .....	114
6.3	Komponen Biaya .....	114
6.4	Analisa Keuntungan .....	119
6.5	Analisa Resiko Pabrik .....	120
6.6	Analisa Kelayakan.....	120
<b>BAB VII PENUTUP.....</b>		<b>126</b>
7.1	Kesimpulan.....	126
7.2	Saran .....	126
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>XXX</b>
<b>LAMPIRAN .....</b>		<b>XXXIII</b>

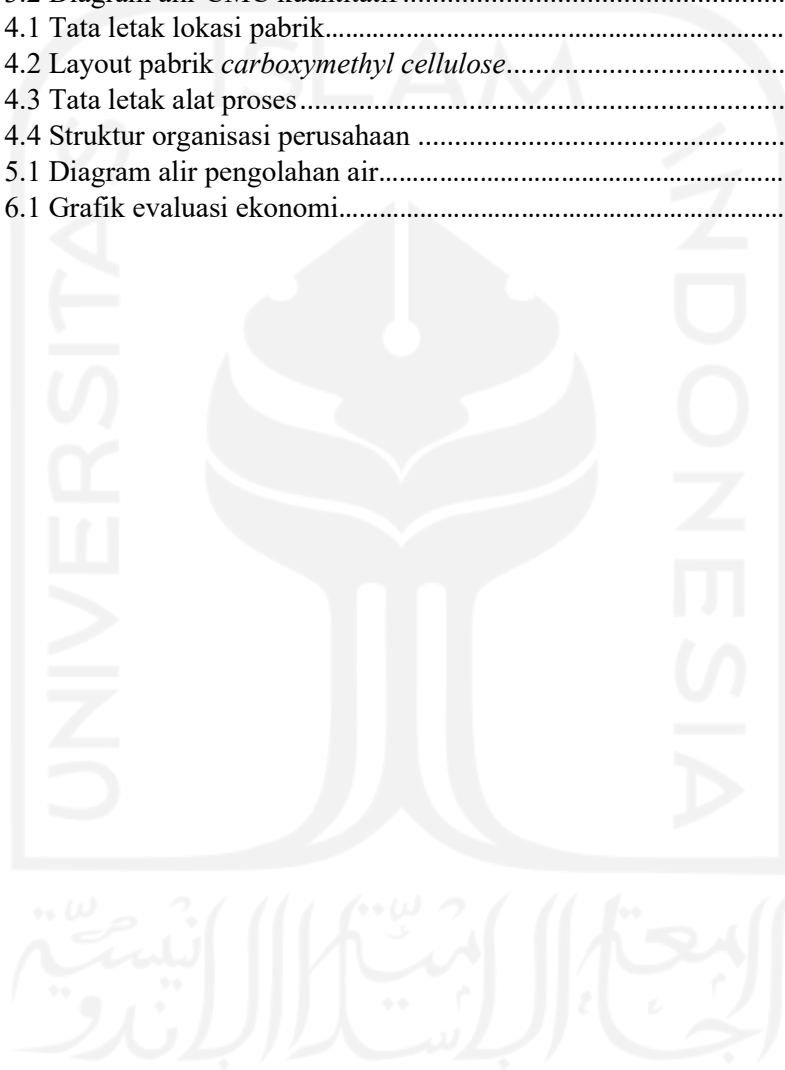
## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Produksi CMC dalam negeri.....	3
Tabel 1.2	Data impor CMC di Indonesia.....	4
Tabel 1.3	Data ekspor CMC di Indonesia.....	6
Tabel 1.4	Data ekspor CMC di Indonesia.....	7
Tabel 1.5	Data konsumsi CMC di Indonesia.....	8
Tabel 1.6	Daftar Perusahaan CMC di dalam dan di luar negeri.....	9
Tabel 1.7	Data impor luar negeri.....	9
Tabel 1.8	Perbandingan proses pembuatan CMC.....	16
Tabel 1.9	Nilai $\Delta H_f^\circ$ masing-masing komponen.....	17
Tabel 1.10	Nilai $\Delta G^\circ_f$ masing-masing komponen.....	19
Tabel 1.11	Data kinetika reaksi alkalisasi.....	22
Tabel 1.12	Data kinetika reaksi eterifikasi.....	22
Tabel 2.1	Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung.....	24
Tabel 2.2	Identifikasi <i>hazard</i> bahan baku dan produk dalam proses.....	25
Tabel 2.3	Standar SNI baku mutu CMC.....	25
Tabel 3.1	Spesifikasi mixer.....	38
Tabel 3.2	Spesifikasi tangki penyimpanan.....	43
Tabel 3.3	Spesifikasi alat transportasi padatan.....	45
Tabel 3.4	Spesifikasi alat transportasi cairan.....	47
Tabel 3.5	Spesifikasi <i>heater</i> (HE-01).....	48
Tabel 3.6	Spesifikasi <i>heater</i> (HE-02).....	48
Tabel 3.7	Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-01).....	49
Tabel 3.8	Neraca massa total.....	50
Tabel 3.9	Neraca massa <i>mixer</i> -01.....	51
Tabel 3.10	Neraca massa <i>mixer</i> -02.....	51
Tabel 3.11	Neraca massa <i>mixer</i> -03.....	52
Tabel 3.12	Neraca massa reaktor 01.....	52
Tabel 3.13	Neraca massa reaktor 02.....	53
Tabel 3.14	Neraca massa <i>rotary vacuum filter</i> 01.....	54
Tabel 3.15	Neraca massa dekanter 01.....	54
Tabel 3.16	Neraca massa <i>rotary dryer</i> 01.....	55
Tabel 3.17	Neraca massa <i>ball mill</i> 01.....	56
Tabel 3.18	Neraca massa <i>screener</i> 01.....	56
Tabel 3.19	Neraca panas total.....	57
Tabel 3.20	Neraca panas <i>mixer</i> - 01.....	57
Tabel 3.21	Neraca panas <i>mixer</i> - 02.....	58
Tabel 3.22	Neraca panas <i>mixer</i> - 03.....	58
Tabel 3.23	Neraca panas reaktor - 01.....	58
Tabel 3.24	Neraca panas reaktor - 02.....	59
Tabel 3.25	Neraca panas <i>rotary vacuum filter</i> - 01.....	59
Tabel 3.26	Neraca panas dekanter - 01.....	59
Tabel 3.27	Neraca panas <i>rotary dryer</i> - 01.....	60
Tabel 3.28	Neraca panas <i>ball mill</i> - 01.....	60
Tabel 3.29	Neraca panas <i>screener</i> - 01.....	60

Tabel 4.1 Luas tanah bangunan pabrik.....	68
Tabel 4.2 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian .....	78
Tabel 4.3 Jadwal jam kerja karyawan <i>non shift</i> .....	80
Tabel 4.4 Jadwal jam kerja karyawan <i>shift</i> .....	81
Tabel 4.5 Sistem shift karyawan .....	82
Tabel 5.1 Kebutuhan air domestik.....	84
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin.....	85
Tabel 5.3 Kebutuhan air untuk steam .....	85
Tabel 5.4 Kebutuhan air proses.....	86
Tabel 5.5 Kebutuhan listrik untuk alat proses.....	92
Tabel 5.6 Kebutuhan listrik untuk utilitas.....	93
Tabel 5.7 Total kebutuhan listrik .....	95
Tabel 5.8 Spesifikasi alat transportasi bahan utilitas .....	98
Tabel 5.9 Spesifikasi bak utilitas .....	102
Tabel 5.10 Spesifikasi tangki .....	103
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>screener</i> utilitas .....	105
Tabel 5.12 Spesifikasi <i>sand filter</i> utilitas.....	105
Tabel 5.13 Spesifikasi <i>cooling tower</i> utilitas .....	105
Tabel 5.14 Spesifikasi <i>Mixed-Bed</i> .....	106
Tabel 5.15 Spesifikasi <i>Dearator</i> .....	106
Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Blower cooling tower</i> .....	106
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1991-2015.....	110
Tabel 6.2 Harga alat proses .....	112
Tabel 6.3 Harga alat utilitas .....	113
Tabel 6.4 <i>Physical plant cost</i> (PPC) .....	115
Tabel 6.5 <i>Direct plant cost</i> (DPC) .....	115
Tabel 6.6 <i>Fixed capital investment</i> (FCI) .....	115
Tabel 6.7 <i>Working capital investment</i> (WCI) .....	116
Tabel 6.8 <i>Direct manufacturing cost</i> (DMC).....	117
Tabel 6.9 <i>Indirect manufacturing cost</i> (IMC).....	118
Tabel 6.10 <i>Fixed manufacturing cost</i> (FMC) .....	118
Tabel 6.11 Total <i>manufacturing cost</i> .....	118
Tabel 6.12 <i>General expenses</i> .....	119
Tabel 6.13 Total <i>production cost</i> .....	119
Tabel 6.14 <i>Annual fixed manufacturing cost</i> (Fa).....	122
Tabel 6.15 <i>Annual regulated expenses</i> (Ra) .....	123
Tabel 6.16 <i>Annual variabel value</i> (Va).....	123
Tabel 6.17 <i>Annual sales value</i> (Sa).....	123

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik proyeksi impor CMC .....	5
Gambar 1.2 Grafik proyeksi ekspor CMC .....	6
Gambar 1.3 Struktur <i>carboxymethyl cellulose</i> (CMC) .....	11
Gambar 3.1 Diagram alir CMC kualitatif.....	29
Gambar 3.2 Diagram alir CMC kuantitatif.....	30
Gambar 4.1 Tata letak lokasi pabrik.....	63
Gambar 4.2 Layout pabrik <i>carboxymethyl cellulose</i> .....	67
Gambar 4.3 Tata letak alat proses.....	70
Gambar 4.4 Struktur organisasi perusahaan .....	70
Gambar 5.1 Diagram alir pengolahan air.....	87
Gambar 6.1 Grafik evaluasi ekonomi.....	125



## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A	Perancangan reaktor.....	A-1
Lampiran B	<i>Process engineering flow diagram</i> (PEFD).....	B-1
Lampiran C	Kartu konsultasi bimbingan prarancangan pabrik.....	C-1





## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/ SINGKATAN

T	: <i>Temperature, °C</i>
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
Q	: Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	: Luas Penampang, m <sup>2</sup>
V	: Volume, m <sup>3</sup>
T	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m <sup>3</sup>
$\Pi$	: Jari-jari, in
P	: <i>Power motor, Hp</i>
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
$\Delta P_T$	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
Di	: Diameter pengaduk, m

ZL	:	Tinggi cairan, m
Wb	:	Lebar <i>baffle</i> , m
Zi	:	Jarak pengaduk dari tangka, in
F	:	<i>Allowable Stress</i> , psia
E	:	Efisiensi pengelasan
Icr	:	Jari-jari sudut dalam, in
W	:	Tinggi pengaduk, m
N	:	Kecepatan putaran, rpm
Ud	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
Uc	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
Rd	:	Faktor pengotor
Cp	:	Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
JH	:	<i>Heat transfer factor</i>
hi	:	<i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
ho	:	<i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
LMTD	:	<i>Long mean temperature different</i> , °F
k	:	Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
Wf	:	Total <i>head</i> , in
ΔH	:	Entalpi, KJ/Jam
th	:	Tebal <i>head</i> , in

## ABSTRAK

*Carboxymethyl cellulose* merupakan polisakarida yang tidak beracun, biokompatibel dan biodegradable yang berasal dari selulosa tumbuhan yang melalui proses alkalisasi dan eterifikasi. *CMC* berperan sebagai pengikat air, pengental, stabilisator emulsi, dan tekstur gum. *CMC* digunakan dalam ilmu pangan sebagai bahan pengental dan untuk menstabilkan emulsi *CMC* sendiri memiliki fungsi sebagai pengental, penstabil emulsi atau suspensi dan bahan pengikat. Mengingat kebutuhannya yang terus meningkat dan sampai saat ini pabrik *CMC* direncanakan akan berdiri di Kelurahan Gerem, Kecamatan Gerogol, Cilegon, Banten dengan kapasitas 5.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Metode pembuatan *CMC* yang digunakan pabrik ini terdapat dua reaksi. Reaksi pertama yaitu alkalisasi dengan mereaksikan antara *cellulose powder* dan natrium hidroksida yang menghasilkan alkali selulosa. Reaksi kedua yaitu eterifikasi dengan mereaksikan antara natrium monokloroasetat dan alkali selulosa. Reaksi ini bersifat eksotermis dan dijalankan dalam reaktor Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR), fase padat-cair, serta kondisi operasi dijaga isothermal. Terdapat dua reaktor yaitu reaktor 01 (alkalisasi) dengan kondisi operasi 30°C tekanan 1 atm dan reaktor 02 (eterifikasi) dengan kondisi operasi 60°C tekanan 1 atm. Produk keluaran reaktor 02 selanjutnya dipisahkan dengan *rotary vacuum filter* dan kemudian dikeringkan menggunakan *rotary dryer*. Produk serbuk diangkut menuju silo, dikemas, dan di pasarkan. Untuk mencapai kapasitas produksi 5.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku selulosa 372,03 kg/jam, natrium hidroksida sebesar 348,74 kg/jam, isopropil alcohol sebesar 374,26 kg/jam, dan natrium monokloroasetat sebesar 253,90 kg/jam. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 28401,48 kg/jam air pendingin, 53,53 kg/jam steam, m<sup>3</sup>/jam, 112,75 kW listrik, 19,51 L/jam bahan bakar. Hasil analisis sifat bahan dan kondisi operasi menunjukkan bahwa pabrik *CMC* ini memiliki tingkat resiko rendah (*low risk*). Setelah dilakukan analisis evaluasi ekonomi maka didapatkan modal tetap sebesar Rp. 171.080.138.119, modal kerja sebesar Rp. 105.969.211.209, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 47.589.960.740, ROI sebelum pajak sebesar 27,82%, POT sebelum pajak sebesar 2,64 tahun, BEP sebesar 51,35%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 28,61%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 21,29%. Berdasarkan hasil tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik *CMC* secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata Kunci: *Continuous stirred tank reactor*, Karboksimetil selulosa, Perancangan pabrik, Selulosa

## ABSTRACT

Carboxymethyl cellulose is a non-toxic, biocompatible and biodegradable polysaccharide derived from plant cellulose through the process of alkalization and etherification. *CMC* acts as a water binder, thickener, emulsion stabilizer, and gum texture. *CMC* is used in food science as a thickening agent and to stabilize emulsions. In view of its ever-increasing needs and to date the factory *CMC* planned to be established in Gerem Village, Gerogol District, Cilegon, Banten with a capacity of 5,000 tons / year which operates for 330 days. The method of making *CMC* used by this factory consists of two reactions. The first reaction is alkalization by reacting cellulose powder and sodium hydroxide to produce cellulose alkali. The second reaction is etherification by reacting sodium monochloroacetate and alkaline cellulose. This reaction is exothermic and is carried out in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) reactor, solid-liquid phase, and operating conditions are maintained isothermal. There are two reactors, namely reactor 01 (alkalization) with operating conditions of 30°C at 1 atm pressure and reactor 02 (etherification) with operating conditions at 60°C at 1 atm pressure. The output of reactor 02 is then separated by a rotary vacuum filter and then dried using a rotary dryer. Powder products are transported to silos, packaged, and marketed. To reach a production capacity of 5,000 tons/year, raw materials for cellulose are 372.03 kg/hour, sodium hydroxide is 348.74 kg/hour, isopropyl alcohol is 374.26 kg/hour, and sodium monochloroacetate is 253.90 kg/hour. The utilities required are 28401.48 kg/hour cooling water, 53.53 kg/hour steam, m<sup>3</sup>/hour, 112.75 kW electricity, 19.51 L/hour fuel. The results of the analysis of material properties and operating conditions indicate that *CMC* factory has a low risk. After analyzing the economic evaluation, the fixed capital of Rp. 171,080,138,119, working capital of Rp. 105,969,211,209, profit before tax of Rp. 47,589,960,740, ROI before tax of 27.82%, POT before tax of 2.64 years, BEP of 51.35%, Shut Down Point (SDP) of 28.61%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR ) of 21.29%. Based on these results, it can be concluded that the *CMC* factory is economically feasible to establish

Keywords: *Carboxymethyl cellulose, Cellulose, Continuous stirred tank reactor, Factory design*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Dikenal sejak Perang Dunia I *Carboxymethyl cellulose (CMC)* atau juga disebut *cellulose gum* diperkenalkan pertama kali oleh Jansen pada tahun 1918 di Jerman. Produk *CMC* yang terbentuk merupakan *crude grade* yang berfungsi sebagai *adhesive*. Dengan seiring perkembangan teknologi dan riset industri munculnya beberapa paten, penggunaan *CMC* berkembang ketika Perang Dunia II yang digunakan dalam deterjen sintetik sebagai anti redeposisi di Jerman. Setelah itu penggunaan *CMC* mulai berkembang di Amerika Serikat hingga memproduksi lebih dari 19.400 ton/ tahun pada tahun 1963. Sedangkan pada tahun 1983 produksi *CMC* di dunia mencapai 300.000 ton per tahun. Pada tahun 2013 Kapasitas global mencapai 541.000 ton/tahun, dengan 239.000 ton/tahun di Asia Pasifik, tahun di Asia-Pasifik, 33.600 ton/tahun di Jepang, 25.500 ton/tahun di AS, 21.000 ton/tahun di Asia/Timur Tengah. (Amir & Afshar, 2014)

Saat ini selain *crude grade*, telah diproduksi *pure grade* yang dapat digunakan dalam industri makanan dan farmasi. Di Indonesia, *CMC* digunakan sebagai bahan baku pembantu (penunjang) terutama dalam industri kertas. Adapun *CMC* dalam industri pangan digunakan sebagai bahan tambahan yang berfungsi sebagai penstabil, pengemulsi, dan pengental. *CMC* juga banyak dimanfaatkan dalam bidang non pangan diantaranya dalam bidang kosmetik, tekstil, perekat, insektisida, cat, keramik, litografi dan detergen.(Hasibuan, 2016)

*Carboxymethyl cellulose (CMC)* yang memiliki rumus molekul  $(C_8H_{11}O_7Na)_n$  merupakan salah satu produk turunan dari selulosa yang disintesis melalui proses alkalisasi dan eterifikasi. *CMC* merupakan eter polimer selulosa yang bersifat anionik, berwarna putih hingga kekuningan, tidak berbau, tidak berasa, tidak beracun, bersifat biodegradable dan higroskopis. Penampakan *CMC* komersil umumnya seperti tepung dengan warna putih bersih. *CMC* dapat larut dalam air namun tidak larut dalam pelarut organik.

Penggunaan *CMC* di dunia terus meningkat dari tahun ke tahun. Indonesia salah satu negara yang saat ini terus mengalami peningkatan dalam menggunakan karboksimetil selulosa dalam berbagai industri setiap tahunnya. Produksi *CMC* pertama di Indonesia dilakukan pada tahun 1995 oleh PT Risyad Brasali Chemindo. Pada tahun 1997 didirikan pabrik *CMC* kedua yaitu PT Humpuss Karboksimetil Selulosa, dan baru beroperasi komersial pada tahun 2000.

Pendirian pabrik *CMC* diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri terutama mengurangi kebutuhan impor sehingga dapat mengurangi jumlah anggaran negara serta membantu pemerintah dalam mengatasi permasalahan keterbatasan lapangan pekerjaan di Indonesia. Selain itu, pendirian pabrik *CMC* sejalan dengan kebijakan pemerintah yang akan memacu pertumbuhan industri lain, baik dalam penyedia bahan baku maupun bahan penunjang. Hal ini akan lebih banyak membutuhkan tenaga kerja sehingga dapat membantu meningkatkan kesejahteraan masyarakat.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pendirian suatu pabrik bertujuan untuk memenuhi kebutuhan tertentu, seperti kebutuhan industri dalam negeri maupun luar negeri. Pemenuhan kebutuhan tersebut dipertimbangkan berdasarkan analisa supply dan demand yang meliputi proyeksi data impor, data produksi, data ekspor, dan data konsumsi. Setelah didapatkan hasil proyeksi pemenuhan kebutuhan pada tahun yang akan datang, dapat menentukan kapasitas pabrik yang tepat sehingga pabrik yang akan didirikan tidak rugi dan dapat menghasilkan keuntungan. Dalam penentuan kapasitas pabrik *Carboxymethyl Cellulose* perlu dipertimbangkan beberapa faktor, antara lain yaitu :

### 1.2.1 Supply

#### a Produksi

Kebutuhan *Carboxymethyl cellulose (CMC)* hingga saat ini dipenuhi dari hasil produksi dalam negeri dan hasil impor dari luar negeri. Berdasarkan data Kemenperin (2021) beberapa perusahaan dalam negeri yang memproduksi *CMC* di dalam negeri diantaranya :

**Tabel 1.1** Produksi *CMC* dalam negeri

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Ton / Tahun</b>
PT. Arbe Chemindo	4.000
PT. Hummus Karboksimetil Selulosa	6.100
Total	10.100

Berdasarkan pabrik yang sudah berdiri dalam negeri total produksi di tahun 2020 - 2027 diproyeksikan sama yaitu sebesar 10.100 ton/tahun.

## b Impor

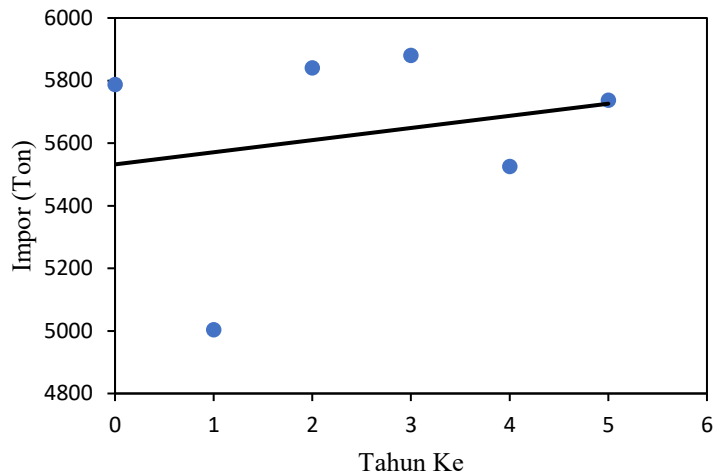
Jenis *CMC* yang paling banyak diimpor Indonesia adalah jenis *CMC* granular. Impor *CMC* didatangkan dari banyak negara namun dalam jumlah yang besar didatangkan dari negara Jepang, Finlandia, Perancis, Italia, Belanda, China, Jerman, Swedia, dan AS. Berdasarkan data BPS (Badan Pusat Statistik) Untuk perkembangan impor *CMC* di Indonesia sejak tahun 2015 hingga 2020 dapat dilihat dalam Table 1.2 berikut ini.

**Tabel 1.2** Data impor *CMC* di Indonesia

<b>Data Impor <i>CMC</i></b>		
<b>Tahun</b>	<b>Tahun Ke</b>	<b><i>CMC</i> (TON)</b>
2015	0	5.787,38
2016	1	5.003,17
2017	2	5.840,47
2018	3	5.880,31
2019	4	5.525,65
2020	5	5.737,41

Dari Tabel 1.2 dapat digunakan sebagai acuan untuk membuat grafik yang menunjukkan proyeksi impor *CMC* di Indonesia pada tahun 2027 (Tahun ke-12).





**Gambar 1.1** Grafik proyeksi impor *CMC*

Perkiraan impor *Carboxymethyl cellulose (CMC)* di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung menggunakan persamaan yang diperoleh dari Gambar 1.1 yaitu persamaan  $y = 38,784x + 5.532,1$  dimana nilai  $x$  sebagai tahun ke- dan  $y$  adalah jumlah impor *carboxymethyl cellulose*. Dengan menggunakan persamaan diatas dapat diketahui bahwa jumlah impor *CMC* di Indonesia pada tahun 2027 (tahun ke-12) sebesar:

$$y = 38,784x + 5.532,1$$

$$y = 38,784 (12) + 5.532,1$$

$$y = 5.997,51 \text{ ton/tahun}$$

### 1.2.2 Demand

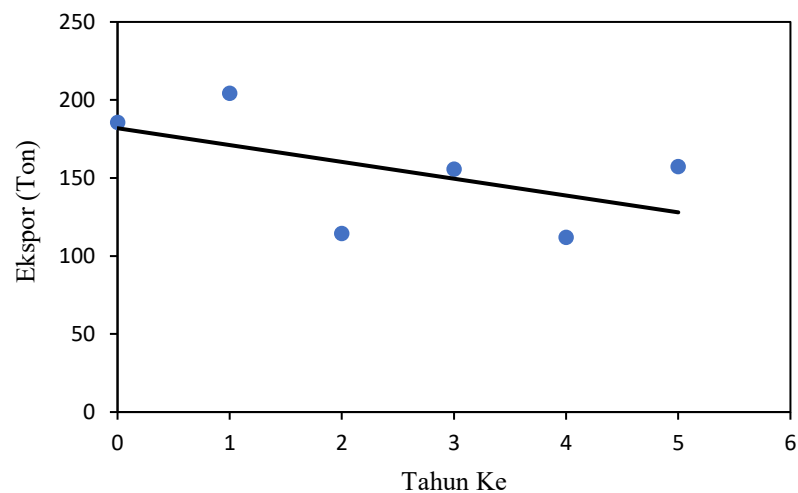
#### a Ekspor

Berdasarkan data statistik yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) perkembangan data ekspor *CMC* di Indonesia pada tahun 2015-2020 dapat dilihat pada Tabel 1.3 berikut ini.

**Tabel 1.3** Data ekspor *CMC* di Indonesia

DATA EKSPOR <i>CMC</i>		
Tahun	Tahun Ke	<i>CMC</i> (TON)
2015	0	186
2016	1	204
2017	2	114
2018	3	156
2019	4	112
2020	5	157

Dari Tabel 1.3 dapat digunakan sebagai acuan untuk membuat grafik yang menunjukkan proyeksi impor *CMC* di Indonesia pada tahun 2027 (Tahun ke-12)



**Gambar 1.2** Grafik proyeksi ekspor *CMC*

Berdasarkan Gambar 1.2 proyeksi ekspor *CMC* tahun 2015-2020 menggunakan regresi linear mendapatkan hasil yang fluktuatif dan menurun, maka proyeksi ekspor pada tahun 2027 tidak menggunakan hasil dari regresi linear dikarenakan hasilnya akan menjadi kurang akurat. Untuk menentukan

proyeksi ekspor pada tahun 2027 dapat dipertimbangkan dengan cara menentukan % kenaikannya. Untuk menentukan % kenaikan pada data ekspor tahun 2015-2020 dapat dilihat pada Tabel 1.4

**Tabel 1.4** Data ekspor *CMC* di Indonesia

<b>DATA EKSPOR <i>CMC</i></b>			
<b>Tahun</b>	<b>Tahun Ke</b>	<b><i>CMC</i> (TON)</b>	<b>%Pertumbuhan</b>
2015	0	186	
2016	1	204	9,99
2017	2	114	-43,95
2018	3	156	36,07
2019	4	112	-28,12
2020	5	157	40,53
Rata-rata			2,90

Dari Tabel 1.4 untuk menentukan proyeksi ekspor *CMC* pada tahun 2027 (tahun ke-12) dapat dilakukan dengan rumus berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Proyeksi Ekspor Tahun 2027} &= \text{Ekspor } CMC \text{ pada tahun 2015} \times (1 + (12 \times \text{Rata-rata } \% \text{ Kenaikan})) \\
 &= 185,7 \text{ ton/tahun} \times (1 + (12 \times 2,9\%)) \\
 &= 250,4 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

**b Konsumsi**

Konsumsi *CMC* di Indonesia diperoleh dari data industri-industri di Indonesia yang menggunakan *CMC* sebagai bahan baku dalam proses produksinya, dengan asumsi konsumsi *CMC* diambil 1% dari total kapasitas industri sesuai dengan PERMENKES. No. 772/ MENKES/ PER/ IX/ 88 dimana penggunaan *CMC* di Indonesia sebagai bahan penstabil, pengental,

pengembang, pengemulsi dan pembentuk gel yang diizinkan oleh Menteri Kesehatan RI adalah 1-2%, berikut data konsumsi *CMC* di Indonesia:

**Tabel 1.5** Data konsumsi *CMC* di Indonesia

Nama Industri	Ton/Tahun	Konsumsi
PT. Unilever	200.000	2.000
PT Lion Wings	200.000	2.000
PT Ultra Prima Abadi	200.000	2.000
PT Sayap Mas Utama	200.000	2.000
PT Diamond Cold Storage	1.000.000	10.000
PT Astaguna Wisesa	10.000	100
PT Campina Ice Cream Industri	30.000	300
PT Pindo Deli Pulp and Paper Mills	140.000	1.400
Total		19.800

### 1.2.3 Kapasitas Produk Komersial

Dalam menentukan kapasitas produksi *Carboxymethyl cellulose (CMC)*, perlu diketahui peluang pasar dalam negeri maupun luar negeri pada tahun rencana produksi pabrik yaitu 2027. Peluang tersebut didasarkan pada data supply dan demand. Berikut perhitungan peluang produksi *carboxymethyl cellulose* pada tahun 2027:

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

$$\text{Peluang} = (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor})$$

$$\text{Peluang} = (19.800 + 250,399) - (10.100 + 5.997,508)$$

$$\text{Peluang} = 3.952,891 \text{ ton/tahun}$$

**Tabel 1.6** Daftar Perusahaan *CMC* di dalam dan di luar negeri

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
PT. Arbe Chemindo	Indonesia	4.000
PT. Hummus Karboksimetil Selulosa	Indonesia	6.100
Daicel Chemical	Japan	9.600
Nippon Paper	Japan	6.400
Yixing Tongda Chemical	China	7.000
Hunan Sentai Biotechnology Co., Ltd.	China	10.000
Biddle Sawyer Fortune Chem	Korea	1.200
Barzaghi Specialty chemical	Italia	4.000

Adapun penentuan kapasitas pabrik *CMC* yang akan dirancang dalam hasil peluang dan kapasitas pabrik yang telah ada pada Tabel 1.6 (Amir & Afshar, 2014), berdasarkan peluang yang didapatkan yaitu sebesar 3.952,891 ton/tahun dan melihat kapasitas minimum pabrik *CMC* yang telah berdiri yaitu 1.200 ton/tahun, sedangkan kapasitas maksimum pabrik yang sudah berdiri yaitu 10.000 ton/tahun. Adapun data kebutuhan *CMC* di luar negeri (UN Comtrade Database) sebagai pertimbangan pemenuhan pasar sebagai berikut:

**Tabel 1.7** Data impor luar negeri

<b>Negara</b>	<b>Rata-rata Ton / Tahun</b>
Philippines	2.970,37
Singapore	1.889,16
Myanmar	1.185,29
Cambodia	13,01
Malaysia	1.805,35
Thailand	7.195,91
Australia	2.260,84
Afrika Selatan	13.703,33
Total	31.023,27

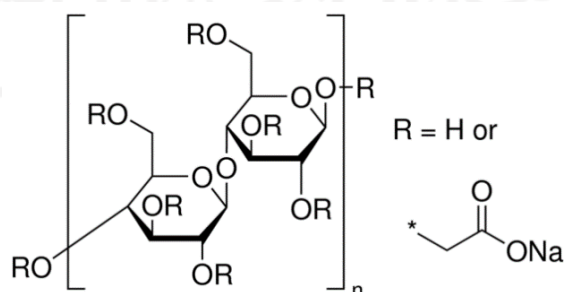
Berdasarkan beberapa faktor diatas maka dipilih kapasitas sebesar 5.000 ton/tahun sebagai kapasitas optimum pabrik ini. Pabrik ini didirikan tidak hanya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri tetapi juga untuk memenuhi target ekspor ke negara lain.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

Karboksimetil selulosa atau *Carboxymethyl Cellulose (CMC)* berasal dari *cellulose* tumbuhan yang melalui proses alkalisasi dan eterifikasi. Tiap tiap molekul dari suatu rantai *cellulose* mempunyai dua gugus hidroksil (OH) yang mempunyai afinitas kuat terhadap air. *Cellulose* dalam kondisi alamnya tidak larut dalam air, terlihat pada Gambar 1.3 letak rantainya begitu berdekatan sehingga membentuk ikatan hidrogen dengan gaya tarik menarik yang kuat. *CMC* bersifat biodegradable, tidak berwarna, tidak berbau, hidrokoloid, tidak beracun, butiran atau bubuk yang larut dalam air namun tidak larut dalam larutan organik, memiliki rentang pH sebesar 6.5 sampai 8.0, stabil pada rentang pH 2 – 10, bereaksi dengan garam logam berat membentuk film yang tidak larut dalam air, transparan, serta tidak bereaksi dengan senyawa organik. Karboksimetil selulosa juga merupakan senyawa serbaguna yang memiliki sifat penting seperti kelarutan, reologi, dan adsorpsi di permukaan. Selain sifat-sifat itu, viskositas dan derajat substitusi merupakan dua faktor terpenting dari karboksimetil selulosa. Na-*CMC* memiliki berbagai viskositas antara 10 hingga lebih dari 50000 mPaS untuk larutan 2%. Produk komersial Na-*CMC* memiliki *degree of substitution (DS)* berkisar 0,38-1,4 *CMC* sering diaplikasikan dalam makanan untuk mencegah retrogradasi yaitu

proses kristalisasi kembali pada pati yang telah mengalami gelatinisasi. (Putra et al., 2013)

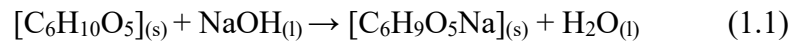
*CMC* berperan sebagai pengikat air, pengental, stabilisator emulsi, dan tekstur gum. *CMC* digunakan dalam ilmu pangan sebagai bahan pengental dan untuk menstabilkan emulsi *CMC* sendiri memiliki fungsi sebagai pengental, penstabil emulsi atau suspensi dan bahan pengikat (Wijayani et al., 2010). *CMC* mampu menggantikan produk-produk seperti gelatin, gum arab, agar-agar, karagenan, dan lain-lain. Sebagai pengemulsi, *CMC* sangat baik digunakan untuk memperbaiki kenampakan tekstur dari produk berkadar gula tinggi. Sebagai pengental, *CMC* mampu mengikat air sehingga molekul-molekul air terperangkap dalam struktur gel yang dibentuk oleh *CMC* (De Man, 1989). Menurut De Man, (1989) bahan penstabil memiliki sifat sebagai pengemulsi yang ditandai dengan adanya gugus yang bersifat polar (hidrofilik) dan nonpolar (hidrofobik). Ketika dicampurkan bahan pangan cair maka gugus polar akan berikatan dengan air dan tekstur bahan pangan menjadi kokoh. struktur formula *CMC* dapat dilihat pada Gambar 1.3 berikut:



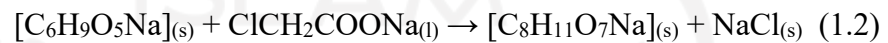
**Gambar 1.3** Struktur *carboxymethyl cellulose (CMC)*

Secara garis besar, pembuatan *Carboxymethyl cellulose* terdiri dari tiga tahapan proses reaksi yaitu:

1. Reaksi Alkalisasi



2. Reaksi Eterifikasi

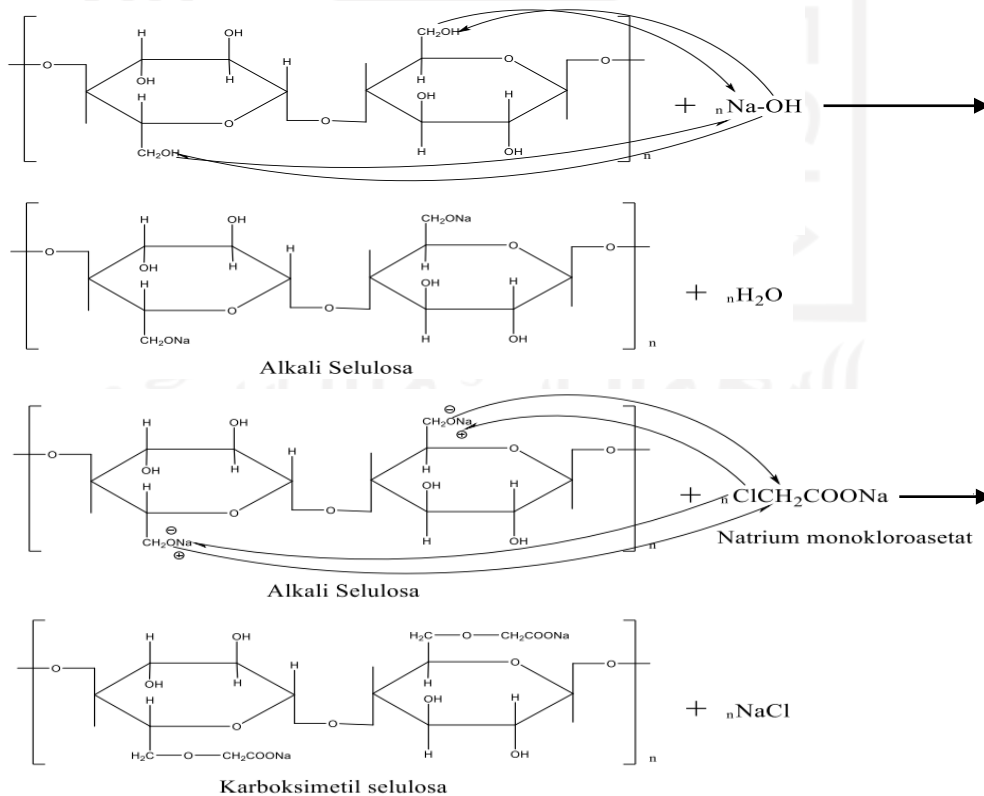


3. Reaksi samping



Reaksi ini terjadi bersamaan dengan reaksi eterifikasi.

Berikut merupakan mekanisme reaksi yang terjadi pada pembuatan *Carboxymethyl Cellulose*:





Alkalisasi dilakukan menggunakan NaOH yang berfungsi untuk mengaktifkan gugus OH dari selulosa, memutus ikatan hidrogen dan mengembangkan molekul selulosa yang memperpanjang jarak molekul selulosa lainnya. Pelarut organik (isopropil alkohol) juga berperan sebagai medium reaksi yang inert, dimana proses alkalisasi dan karboksimetilasi bisa bereaksi secara serentak dan juga dapat meningkatkan derajat substitusi. Indeks polaritas pelarut dapat mempengaruhi efisiensi reaksi. Semakin kecil polaritas media reaksi juga akan menyebabkan rendahnya kelarutan NaOH dalam sistem karena sifat sistem yang non polar (Asep, dkk., 2014). Pada sistem ini, NaOH yang berbentuk larutan akan membentuk lapisan disekitar selulosa dan akan menyebabkan semakin banyak jumlah NaOH terdistribusi dalam selulosa dan mengkonversi selulosa menjadi alkali selulosa.

Pada tahap karboksimetilasi digunakan reagen natrium monokloroasetat dan terjadi reaksi eterifikasi. Dimana terjadi pelekatan gugus karboksilat pada struktur selulosa. Gugus karboksilat yang dimaksud terdapat pada asam natrium monokloroasetat yang digunakan akan berpengaruh terhadap substitusi dari unit anidroglukosa pada selulosa. (Ayuningtiyas, dkk. 2017).

Pembuatan karboksimetil selulosa terdiri dari beberapa macam proses diantaranya sebagai berikut :

1. *German Batch Process*

Proses ini merupakan proses pembuatan *SCMC* komersial pertama kali yang diterapkan di Jerman pada tahun 1918. Proses ini dikembangkan oleh *Kalle and Co* yang terletak di kota Wiesbaden-Biebrich. Proses ini

menggunakan bahan baku *bleached sulfite pulp* dan NaOH. *Bleached sulfite pulp* di *press* dengan NaOH dengan tujuan menghasilkan alkali selulosa. Alkali selulosa dihaluskan kemudian direaksikan dengan natrium monokloroasetat kering, reaksi dilakukan dalam *kneader*. Hasil yang diperoleh adalah *SCMC* kering dan NaCl. Proses reaksi dilakukan selama 2 jam agar menghasilkan konversi 60-70% selulosa.

Dikembangkan oleh Kalle dan Co, Wiesbaden Bierich Germany sejak sebelum perang dunia II. Sebanyak 660 kg selulosa diproses dengan soda kaustik 18% untuk membuat alkali selulosa. Setelah dihaluskan, alkali selulosa ini direaksikan dengan natrium monokloroasetat kering untuk membentuk karboksimetil selulosa dan natrium klorida. Reaksi dilakukan di dalam jaket *kneeder* dan dilakukan secara batch selama lebih dari 2 jam untuk konversi 60-70%. Kondisi operasi pada 35-45°C dengan reaksi eksotermis dengan kemurnian produk 33-35%. Kelemahan utama adalah perlu peralatan-peralatan berat dalam jumlah besar yang memberatkan investasi untuk menghasilkan produk dengan kecepatan dan kualitas moderat (Niir Board, 2015).

## 2. Proses yang dikembangkan oleh Wyandotte

Bahan baku yang digunakan dalam proses ini adalah *bleached sulfite pulp* yang telah ditepungkan. Reaksi alkalisasi dan karboksilasi dilakukan pada reaktor yang berputar dengan 3 zona. Reaksi alkalisasi dilakukan pada zona 1 dengan cara menyemprotkan NaOH untuk membentuk alkali selulosa. Reaksi karboksilasi dilakukan pada zona 2 dengan cara menyemprotkan asam

monokloro asetat sehingga terbentuk SCMC. Reaksi karboksilasi disempurnakan di zona 3. Waktu tinggal tiap zona di reaktor berkisar 1 jam tiap zona, sehingga total waktu tinggal di reaktor selama 3 jam. Pencampuran disebabkan oleh efek tumbling selama bahan berjalan di reaktor. Setelah keluar dari reaktor, produk diperam selama 8 jam untuk menstabilkan ikatan. Produk yang diperoleh dihaluskan dan dikeringkan. Produk yang dihasilkan adalah SCMC dengan kemurnian 68% dan kadar air 5%. Pengotor pada produk adalah NaCl, sodium glikolat, dan sisa selulosa. (Waldeck, 1950)

### 3. Proses Russel Nelson

Pada prinsipnya sama dengan Wyandotte dimana reaksi terjadi dalam dua tahap yaitu alkalisasi dan eterifikasi. Pada proses ini berlangsung dalam dua tempat yaitu *continous reactor*. Bahan baku selulosa yang digunakan berbentuk bubuk. Soda kaustik yang digunakan untuk proses alkalisasi adalah NaOH cair dengan kadar 50%. Sedangkan *sodium monochloroacetic acid* (SMCA) yang digunakan pada proses eterifikasi berasal dari reaksi *monochloroacetic acid* (MCA) dengan NaOH sisa reaksi alkalisasi. Ke dalam reaktor dilarutkan bubuk selulosa bersama dengan aseton 82% kemudian ditambahkan larutan NaOH 50% untuk proses alkalisasi. Selama penambahan NaOH temperatur reaktor dijaga 40°C. Pada tahap kedua setelah proses alkalisasi selesai kemudian dilanjutkan dengan proses eterifikasi pada reaktor 2 dengan menambahkan larutan SMCA untuk proses eterifikasi. Eterifikasi berlangsung pada kondisi temperatur operasi  $\pm 50^{\circ}\text{C}$ . Proses dapat berlangsung

selama 0,3 – 5 jam. Produk *CMC* yang keluar dari reaktor 2 untuk selanjutnya dimurnikan lagi pada separator untuk memisahkan kandungan NaCl, aseton, dan air. Aseton yang telah digunakan dimurnikan kembali dengan cara didistilasi di unit kolom distilasi yang selanjutnya akan digunakan lagi. *CMC* yang keluar dari separator dimasukkan ke dalam *dryer* untuk dikeringkan lalu dihancurkan dengan menggunakan *ballmill* hingga ukuran 60 mesh yang kemudian disimpan di dalam silo *CMC*.(Russel, 1967)

**Tabel 1.8** Perbandingan proses pembuatan *CMC*

<b>Proses</b>	<b><i>German Batch Process</i></b>	<b><i>Proses Wyandotte</i></b>	<b><i>Proses Russel Nelson</i></b>
Bahan Baku	Selulosa Lembaran	Selulosa Bubuk	Selulosa Bubuk
Jenis Reaktor	Jaket <i>Kneeder</i>	Reaktor Putar	RATB
Kondisi Operasi	Suhu: 35-45°C Tekanan: 1 atm	Suhu: 25-70°C Tekanan: 1 atm	Suhu: 30-60°C Tekanan: 1 atm
Konversi Reaktor	68%	70%	90%
Limbah	Menghasilkan banyak polusi debu.	Menghasilkan limbah cair alkali dengan kadar rendah.	Sedikit menghasilkan polusi debu halus.
	Menghasilkan limbah cair alkali dengan kadar tinggi		Menghasilkan limbah cair logam alkali dengan kadar rendah

Berdasarkan Tabel 1.8 dapat dipertimbangkan proses yang dipilih adalah proses *Russel-Nelson*. Alasan dipilihnya Proses *Russel-Nelson* karena proses ini salah satu proses yang kontinyu dengan kelebihan lebih efisien waktu. Untuk produksi yang besar, sebaiknya digunakan proses kontinyu karena produknya akan selalu tersedia sehingga kapasitas dapat terpenuhi dan biaya operasionalnya akan lebih kecil. Selain itu, Proses *Russel-Nelson* juga memiliki konversi yang tinggi yaitu sebesar 90% dibandingkan dengan proses-proses yang lainnya.

## 1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

#### a. Panas Pembentukan Standar ( $\Delta H_f^\circ$ )

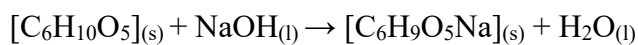
Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis / eksotermis) dan reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan, serta arah reaksi (*reversible* / *irreversible*). Penentuan sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ).

Ditinjau dari segi termodinamika dengan harga harga ( $\Delta H_f^\circ$ ) masing-masing komponen berdasarkan Yaws,1976 dan Software Aspen Plus V8.8 dapat dilihat pada Tabel 1.9 berikut :

**Tabel 1.9** Nilai  $\Delta H_f^\circ$  masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)
ClCH <sub>2</sub> COONa	-59,888
NaOH	-147,456
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na	-161,075
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na	-198,038
NaCl	-250,267
H <sub>2</sub> O	-285
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	-74,764
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	-273,033
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>	-30,954

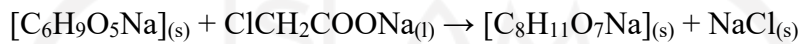
#### Reaksi Alkalisasi



$$\Delta H_r^\circ(298\text{ K}) = \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
&= (-161,075 + (-285)) - (-74,764 + (-147,456)) \\
&= -223,855 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

### Reaksi Eterifikasi



$$\begin{aligned}
\Delta H_r^{\circ} (298 \text{ K}) &= \sum \Delta H_f^{\circ} \text{ produk} - \sum \Delta H_f^{\circ} \text{ reaktan} \\
&= (-198,038 + (-250,267)) - (-161,075 + -59,888) \\
&= -227,342 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Karena harga  $\Delta H_r$  yang dihasilkan bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis ( Yaws ,1976)

#### b. Energi Bebas Gibbs ( $\Delta G^{\circ}f$ )

Perhitungan energi bebas gibbs ( $\Delta G^{\circ}f$ ) digunakan untuk meramalkan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak.  $\Delta G^{\circ}f$  bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan  $\Delta G^{\circ}f$  bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Menurut Yaws (1976) berikut merupakan harga  $\Delta G^{\circ}f$  masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 1.10 berikut ini:

**Tabel 1.10** Nilai  $\Delta G^{\circ}f$  masing-masing komponen

No.	Komponen	$\Delta G^{\circ}f$ (Kj/mol)
1.	$C_6H_{10}O_5$	-149,06
2.	NaOH	-379,50
3.	$C_6H_9O_5Na$	-520,37
4.	$H_2O$	-228,60
5.	$ClCH_2COONa$	93,60
6.	$C_8H_{11}O_7Na$	-46,71
7.	NaCl	-384,10

### Reaksi Alkalisasi

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ}_{(298^{\circ}K)} &= \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \sum \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan} \\ &= -520,37 + (-228,6) - (-149,059 + -379,5) \\ &= -220,409 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan ( $K_1$ ) pada suhu  $298^{\circ}K$  dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\ln K_1 = \frac{-\Delta G^{\circ}}{RT} \quad (1.4)$$

Dengan menghitung menggunakan persamaan (1.4) maka didapatkan :

$$= \frac{-(-220,4094)}{8,314 \times 298}$$

$$= 88,9619$$

$$K_1 = e^{88,9619}$$

$$K_1 = 4,3217 \cdot 10^{38}$$

Pada suhu reaksi  $30^{\circ}C$  ( $303^{\circ}K$ ), besarnya konstanta kesetimbangan ( $K_2$ ) dapat dihitung dengan persamaan:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[ -\frac{\Delta H}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]. \quad (1.5)$$

Dengan menghitung menggunakan persamaan (1.5) maka didapatkan :

$$\ln \frac{K_2}{4,3217 \cdot 10^{38}} = \left[ -\frac{\Delta H}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{4,3217 \cdot 10^{38}} = \left[ -\frac{-1048,99}{8,314} \right] \left[ \frac{1}{303} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{4,3217 \cdot 10^{38}} = -0,00699$$

$$\frac{K_2}{4,3217 \cdot 10^{38}} = e^{-0,00699}$$

$$\frac{K_2}{4,3217 \cdot 10^{38}} = 0,9930$$

$$K_2 = 4,2916 \cdot 10^{38}$$

### Reaksi Eterifikasi

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{(298^\circ\text{K})} &= \sum \Delta G^\circ_{\text{f produk}} - \sum \Delta G^\circ_{\text{f reaktan}} \\ &= -46,71 + (-384,1) - (-520,36863 + 93,6) \\ &= -4,041 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan ( $K_1$ ) pada suhu 298 °K dapat dihitung dengan persamaan (1.4) maka didapatkan :

$$= \frac{-(-4,041367)}{8,314 \times 298}$$

$$= 1,6312$$

$$K_1 = e^{1,6312}$$

$$K_1 = 5,1099$$



Pada suhu reaksi 60°C (333°K), besarnya konstanta kesetimbangan

(K<sub>2</sub>) dapat dihitung dengan persamaan (1.5) maka didapatkan :

$$\ln \frac{K_2}{5,1099} = \left[ -\frac{\Delta H^1}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{5,1099} = \left[ -\frac{507,2023}{8,314} \right] \left[ \frac{1}{333} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{5,1099} = -0,02152$$

$$\frac{K_2}{5,1099} = e^{-0,02152}$$

$$\frac{K_2}{5,1099} = 0,9787$$

$$K_2 = 5,0011$$

Karena harga ΔG<sup>o</sup>f pada kedua reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan dan bersifat irreversible karena nilai K positif (+).

#### 1.4.2 Kinetika Reaksi

Sebelum mengetahui rancangan reaktor, maka perlu mencari data kinetika pada reaksi alkalisasi dan reaksi eterifikasi. Berdasarkan referensi jurnal Konovalenko dkk, 2021 dan Sonia dkk, 2004. Dimana didalam jurnal diketahui data nilai A (Faktor *Pre-exponential*) dan nilai Ea (Energi Aktivasi) persamaan Arrhenius dan transfer massanya diabaikan, sehingga untuk mencari konstanta kinetika reaksi digunakan persamaan berikut:

$$k = Ae^{\frac{-E_a}{RT}} \text{ atau } \ln k = \frac{-E_a}{RT} + \ln A \quad (1.6)$$

Keterangan:

$k$  = konstanta laju reaksi       $R$  = konstanta gas (J/mol.K)

$A$  = *factor pre-exponential*       $T$  = suhu (K)

$E_a$  = energi aktivasi (J/mol)

Dalam pembuatan *carboxymethyl cellulose* terdapat dua tahapan reaksi yang terjadi. Reaksi yang pertama yaitu reaksi alkalisasi (1.1) dan yang kedua yaitu reaksi eterifikasi (1.2). Untuk mencari nilai konstanta laju reaksi pada reaksi alkalisasi dapat dituliskan sebagai berikut:

**Tabel 1.11** Data kinetika reaksi alkalisasi

A	134,29	1/h
E	2.209,52	J/mol
R	8,314	J/mol K

Dengan menggunakan persamaan (1.6) maka didapatkan :

$$k_1 = 134,29 \exp\left(\frac{-2.209,52}{8,314 \cdot T}\right)$$

Untuk mencari nilai konstanta laju reaksi pada reaksi eterifikasi (1.2) dapat dituliskan sebagai berikut:

**Tabel 1.12** Data kinetika reaksi eterifikasi

A	2,50E+12	1/h
E	87.300	J/mol
R	8,314	J/mol K

Dengan menggunakan persamaan (1.6) maka didapatkan :

$$k_2 = 2,5 \cdot 10^{12} \exp\left(\frac{-83.700}{8,314 \cdot T}\right)$$



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

**Tabel 2.1** Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung

Sifat Fisis	Produk			Bahan Baku			Bahan Pendukung	
	<i>Carboxymethyl cellulose</i>	<i>Sodium Glycolate</i>	Natrium Klorida	<i>Cellulose Powder</i>	<i>Natrium Hidroksida</i>	<i>Sodium Monochloroacetate</i>	<i>Isopropil Alkohol</i>	Air
Rumus molekul	C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na	C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>	NaCl	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	NaOH	ClCH <sub>2</sub> COONa	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	H <sub>2</sub> O
Berat molekul, g/mol	242,16	98,03	58,50	162,14	40,00	116,48	60,10	18,02
<i>Specific gravity</i>	1,59	-	1,19	1,27 – 1,61	2,13	1,24	0,88	1,00
Titik didih, °C	527,70	265,60	1.413,00	667,90	1.388,00	188,99	82,30	100,00
Titik lebur, °C	300,00	78-80	966,00	518,00	318,00	199,00	-87,90	0,00
Densitas g/cm <sup>3</sup>	1,60	1416,00	2,17	1,50	2,13	1,87	0,79	1,02
Viskositas cP	1.500-3.000	-	418,55	27,00	78,00	-	2,20	0,82
Kemurnian, %berat	68,00	97,00	99,00	95,00	98,00	98,00	98,00	99,90
Kelarutan dalam air, g/100 g air	Larut	Larut	36,00	Tidak larut	299,60	85,00	Larut	Larut
Fase	<i>Solid</i>	<i>Solid</i>	<i>Solid</i>	<i>Solid</i>	<i>Solid</i>	<i>Solid</i>	<i>Liquid</i>	<i>Liquid</i>

**Tabel 2.2** Identifikasi *hazard* bahan baku dan produk dalam proses

Komponen	<i>Hazard</i>						
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Hygroscopic</i>
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>		√					√
NaOH			√	√	√	√	√
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O		√	√		√		
ClCH <sub>2</sub> COONa			√	√	√	√	√
NaCl				√		√	√
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>							√
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na							√
H <sub>2</sub> O							

**Tabel 2.3** Standar SNI baku mutu *CMC*

No.	Uraian	Standar Mutu
1	Kadar Natrium Karboksimetil Selulosa, %min	>65
2	Natrium Klorida, % maks	0,25
3	Glikolat bebas, %maks	10
4	Derajad Subtitusi	0,4 - 1,0
5	pH larutan	6,0 - 8,5

## **2.2 Pengendalian Kualitas**

Menurut (Ahyari, 1992) pengendalian kualitas merupakan suatu kegiatan atau aktivitas untuk menjaga dan mengarahkan agar kualitas produk perusahaan dapat dipertahankan sebagaimana yang telah direncanakan. Oleh karena itu, pada pra rancangan pabrik *CMC* ini dilakukan lah pengendalian kualitas agar produk yang dihasilkan sesuai yang diharapkan.

Pengendalian ini meliputi pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk antara, maupun produk jadi itu sendiri. Pengawasan mutu dilakukan dengan penggunaan alat kontrol ataupun proses analisa laboratorium. Pengendalian dan pengawasan proses produksi dapat dilakukan dengan alat pengendali di *Control Room* yang dimana dilakukan kontrol otomatis yang menggunakan indikator sebagai pemantau parameter kondisi operasi. Hal tersebut untuk mengetahui apabila terjadi kondisi operasi yang menyimpang sehingga kondisi operasi dapat diatur sesuai kondisi semula secara otomatis maupun manual. Pengendalian-pengendalian yang dapat dilakukan sebagai berikut :

### **2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas dari bahan baku merupakan pengendalian yang dilakukan di awal sebelum bahan baku memasuki area proses untuk pengolahan lebih lanjut. Pengendalian ini bertujuan untuk mengetahui impurities maupun bahan pengganggu dan mengevaluasi sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan sebelum masuk pada unit proses.

## 2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung

Pengendalian kualitas dari bahan pendukung merupakan pengendalian yang dilakukan di awal sebelum bahan pendukung memasuki area proses untuk pengolahan lebih lanjut. Pengendalian ini bertujuan untuk mengetahui impurities maupun bahan pengganggu dan mengevaluasi sejauh mana kualitas bahan pendukung yang digunakan sebelum masuk pada unit proses.

## 2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dan pengawasan terhadap kualitas produk dapat dilakukan dengan alat pengendalian dengan fitur otomatis maupun manual untuk menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan menurut (Toghraei, 1968) yaitu :

### a *Level Controller*

*Level Controller* merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki / *vessel*. Alat ini memanfaatkan sinyal pneumatic yang diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus (milliampere) yang akan diterima oleh *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal pneumatic sehingga mampu menggerakkan *valve*.

### b *Flow Rate Controller*

*Flow Rate Controller* merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

c *Temperature Controller*

Pengontrol Suhu merupakan perangkat yang digunakan untuk mengontrol pemanas atau peralatan lain dengan membandingkan sinyal sensor dengan titik setel dan melakukan perhitungan sesuai dengan penyimpangan antara nilai-nilai tersebut. Alat ini mempunyai set point atau batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu aktual yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja.

d *Weight Controller*

*Weight Controller* adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol rate massa padatan dengan menimbang beratnya yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan aliran dapat melakukan pengendalian terhadap laju aliran tersebut.

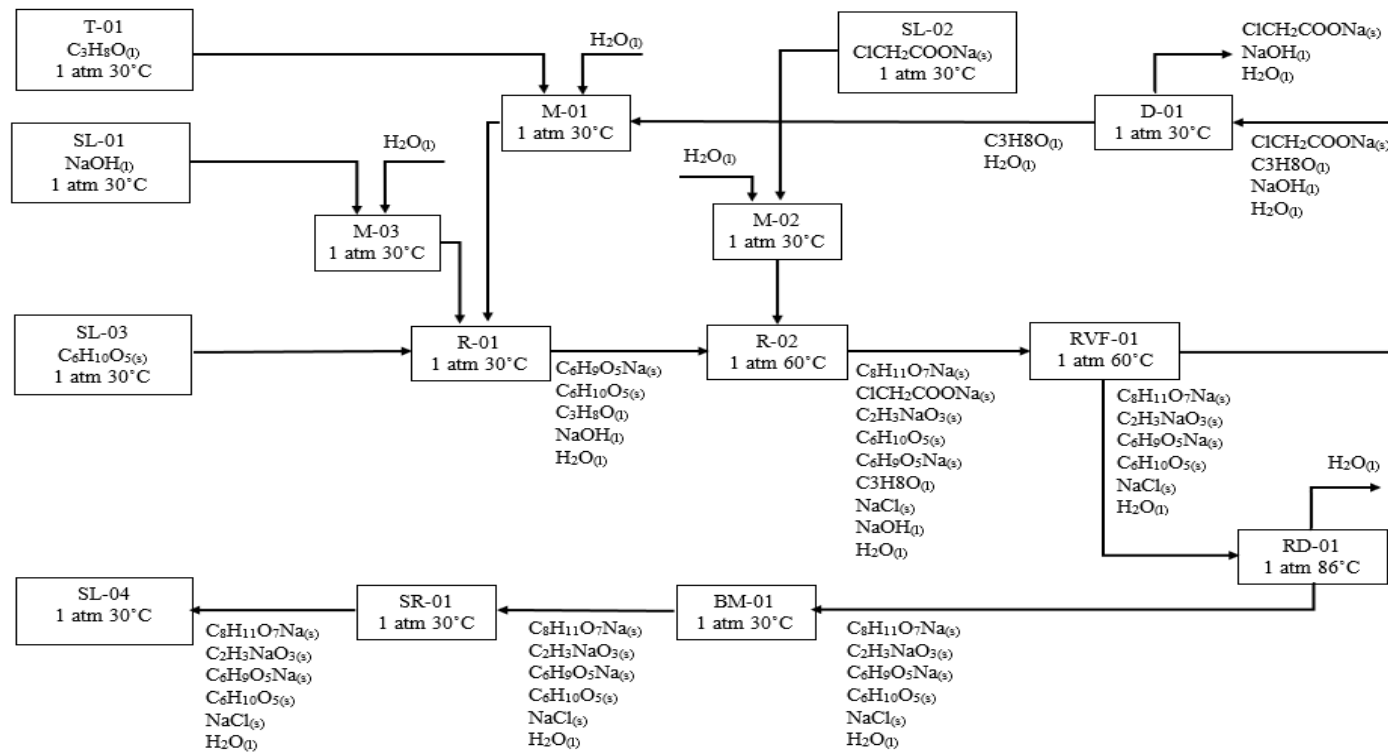
#### **2.2.4 Pengendalian Waktu**

Agar kualitas yang diinginkan dapat tercapai, maka dibutuhkan waktu tertentu untuk mencapai hal tersebut. Oleh karena itu pengendalian waktu diperlukan agar dapat memaksimalkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

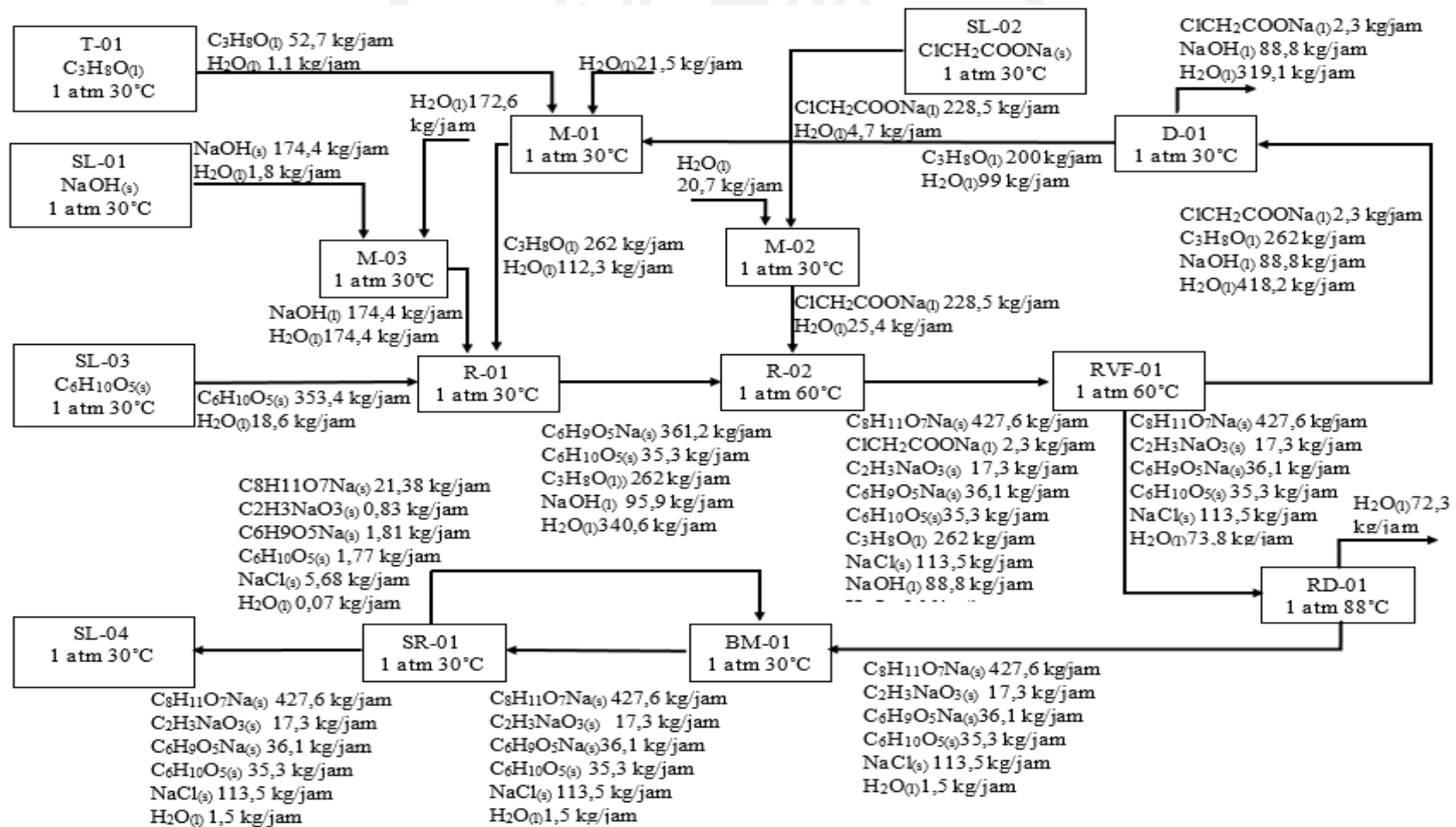


## BAB III PERANCANGAN PROSES

### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram alir CMC kualitatif



Gambar 3.2 Diagram alir CMC kuantitatif

### 3.2 Uraian Proses

Pabrik pembentukan *Carboxymethyl cellulose (CMC)* ini diproduksi dengan kapasitas 5.000 ton/tahun dari bahan baku *Cellulose Powder* dan Natrium Hidroksida untuk membentuk *Alkali Cellulose* pada reaksi pertama. Kemudian direaksi kedua mereaksikan antara *Sodium Monochloro Acetic* dan *Alkali Cellulose* untuk membentuk *CMC* yang akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama 1 tahun. Secara keseluruhan proses yang terjadi dapat digolongkan menjadi tiga tahap, yaitu:

1. Persiapan bahan baku dan bahan pembantu
2. Proses reaksi
3. Proses pemisahan

#### 3.2.1 Persiapan bahan baku dan bahan pendukung

##### a Tepung Selulosa

Bahan baku tepung selulosa yang memiliki kemurnian 95% disimpan di dalam Silo (SL-03) dengan fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Tepung selulosa dialirkan menuju reaktor alkalisasi (R-01) menggunakan *screw conveyor* (SC-02).

##### b Larutan NaOH 50%

Bahan baku natrium hidroksida (NaOH) dengan kemurnian 99% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03) dengan fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Larutan NaOH yang digunakan mempunyai kemurnian 50%, untuk memperoleh larutan NaOH 50% digunakan tangka pengenceran (M-01).

Dalam pengenceran larutan NaOH terdapat panas kelarutan yang dihasilkan, sehingga pada tangki pengenceran (M-01) digunakan jaket pendingin untuk menyesuaikan suhu operasi. Larutan NaOH 50 % kemudian dialirkan menuju reaktor alkalisasi (R-01) menggunakan pompa (P-02).

c Natrium Monokloroasetat

Bahan baku natrium monokloroasetat dengan kemurnian 98% disimpan di dalam Silo (SL-02) dengan fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kristal natrium monokloroasetat dialirkan menuju tangki pengenceran (M-03) menggunakan *screw conveyor* (SC-03) untuk merubah fasenya menjadi cair, karena reaksi yang terjadi berfase cair. Dalam pengenceran natrium monokloroasetat digunakan jaket pendingin pada tangki pengenceran (M-03) karena terdapat panas kelarutan yang dihasilkan. Larutan natrium monokloroasetat kemudian dialirkan menuju reaktor eterifikasi menggunakan pompa (P-04).

d Isopropil Alkohol

Bahan pembantu isopropil alkohol dengan kemurnian 98% berfungsi sebagai pelarut yang disimpan pada tangki penyimpanan (T-01) dengan fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Larutan isopropil alkohol diencerkan terlebih dahulu pada tangki pengenceran (M-02) untuk diperoleh isopropil alkohol 70% menggunakan pompa (P-01). Larutan isopropil alkohol 70% dipompakan dengan pompa (P-03) menuju reaktor alkalisasi (R-01) untuk dicampurkan dengan bahan baku.

### 3.2.2 Reaksi Alkalisasi

Tepung Selulosa, larutan NaOH 50%, dan pelarut isopropil alkohol diumpangkan ke dalam reaktor alkalisasi (R-01). Pada reaktor alkalisasi (R-01) terjadi reaksi alkalisasi antara selulosa dengan NaOH 50% pada suhu 30°C, tekanan 1 atm dan berlangsung secara eksotermis dan bersifat spontan. Jenis reaktor yang digunakan yaitu Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan koil pendingin sebagai penstabil suhu reaktor dan penyerap panas. Hasil keluaran dari reaktor alkalisasi berupa alkali selulosa dialirkan menuju *heater* (HE-01) untuk dinaikkan temperaturnya menjadi 60°C menggunakan pompa (P-05) dan dialirkan ke dalam reaktor eterifikasi (R-02).

### 3.2.3 Reaksi Eterifikasi

Hasil keluaran dari reaktor alkalisasi (R-02) berupa alkali selulosa dan telah dinaikkan suhunya menggunakan *heater* (HE-01) kemudian direaksikan menggunakan natrium monokloroasetat pada suhu 60°C, tekanan 1 atm dan berlangsung secara eksotermis. Reaktor yang digunakan yaitu Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan jaket pendingin sebagai penstabil suhu reaktor dan penyerap panas.

### 3.2.4 Proses Pemisahan dan Penyimpanan

Karboksimetil selulosa yang dihasilkan dari (R-02) dialirkan menggunakan pompa (P-06) menuju *rotary drum vacuum filter* (RVF-01) untuk

memisahkan padatan dan cairan. Padatan berupa karboksimetil selulosa, natrium klorida, natrium glikolat, dan selulosa yang selanjutnya dialirkan menuju *rotary dryer* (RD-01) untuk mengurangi kandungan air di dalamnya, sedangkan air yang teruapkan dialirkan menuju UPL. Hasil keluaran dari RD-01 dialirkan menuju *cooling screw conveyor* (CSC-01) untuk menurunkan temperaturnya menjadi 30°C. Karboksimetil selulosa keluaran dari *cooling screw conveyor* (CSC-01) dialirkan menuju *ball mill* (BM-01) untuk mengecilkan ukuran dari gumpalan-gumpalan menjadi sebesar 60 mesh. Hasil keluaran dari *ball mill* (BM-01) dialirkan menuju *screener* (SR-01) untuk menyeragamkan ukuran dengan menggunakan *bucket elevator* (BE-01), ukuran yang sudah seragam dialirkan menuju silo (SL-04). Sedangkan untuk ukuran yang belum terseragamkan dialirkan kembali (*recycle*) menuju *ball mill* (BM-01). Hasil keluaran (RVF-01) berupa isopropil alkohol, NaOH, dan SMCA dialirkan menuju dekanter (D-01) menggunakan pompa (P-07) untuk memisahkan isopropil alkohol dan NaOH, SMCA. Dekanter dipilih karena komponen isopropil alkohol tidak saling melarutkan dengan sodium monokloroasetat (SMCA) dan natrium hidroksida. Hasil keluaran dekanter (D-01) berupa isopropil alkohol dialirkan kembali (*recycle*) menuju *Mixer-02* (M-02) dengan menggunakan pompa (P-08) sedangkan untuk NaOH dan SMCA dialirkan menuju UPL.

### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Spesifikasi Reaktor

##### a. Reaktor 1

###### Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Untuk mereaksikan selulosa dengan natrium hidroksida menjadi alkali selulosa
Jenis/Tipe	: <i>Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 2
Harga	: Rp 3.217.085.968

###### Kondisi Operasi

Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Isothermal

###### Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 1,2618 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
Tinggi total	: 2,4637 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished Head</i>

###### Insulasi

Bahan	: Air Pendingin
Konduktivitas Panas	: 0,3315 Btu/Jam. ft <sup>2</sup> .F
Tebal isolasi	: 0,1875 in

###### Spesifikasi Khusus

Tipe pengaduk	: <i>Marine Proppeller 3 Blade</i>
---------------	------------------------------------

Diameter pengaduk	: 0,4206 m
Kecepatan pengadukan	: 320 rpm
Power pengadukan	: 7,5 HP
Jumlah <i>baffle</i>	: 4
Lebar <i>baffle</i>	: 0,0421 m
Mode transfer panas	
• $U_D$	: 75 Btu/Jam. ft <sup>2</sup> .F
• Luas area transfer panas	: 11,6345 m <sup>2</sup>
• Dimensi koil	:
▪ NPS	: 2 in
▪ <i>Schedule number</i>	: 40
▪ Panjang total	: 5,17 m
▪ Jumlah lilitan	: 2 lilitan
▪ Tinggi tumpukan koil	: 0,1511 m

## b. Reaktor 2

### Spesifikasi Umum

Kode	: R-02
Fungsi	: Untuk mereaksikan alkali selulosa dengan natrium monokloroasetat menjadi <i>carboxymethyl cellulose</i>
Jenis/Tipe	: <i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 2
Harga	: Rp 2.477.977.427

### Kondisi Operasi

Suhu	: 60 °C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Isothermal

### Konstruksi dan Material



Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 1,0701 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
Tinggi total	: 2,1279 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished Head</i>

### **Insulasi**

Bahan	: Air Pendingin
Konduktivitas Panas	: 0,3315 Btu/Jam. ft <sup>2</sup> .F
Tebal isolasi	: 0,1875 in

### **Spesifikasi Khusus**

Tipe pengaduk	: <i>Marine Proppeller 3 Blade</i>
Diameter pengaduk	: 0,3567 m
Kecepatan pengadukan	: 320 rpm
Power pengadukan	: 3 HP
Jumlah <i>baffle</i>	: 4
Lebar <i>baffle</i>	: 0,0357 m
Mode transfer panas	
• $U_D$	: 75 Btu/Jam. ft <sup>2</sup> .F
• Luas area transfer panas	: 10,7890 m <sup>2</sup>
• Dimensi koil	:
▪ NPS	: 2 in
▪ <i>Schedule number</i>	: 40
▪ Panjang total	: 4,8613 m
▪ Jumlah lilitan	: 3 lilitan
▪ Tinggi tumpukan koil	: 0,2418 m

### 3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

Tabel 3.1 Spesifikasi *mixer*

<b>Mixer</b>	<b>M-01</b>	<b>M-02</b>	<b>M-03</b>
Fungsi	Untuk melarutkan kristal natrium hidroksida	Untuk mengencerkan larutan isopropil alkohol	Untuk melarutkan kristal natrium monokloroasetat
Jumlah	1	1	1
Jenis	<i>Torispherical flanged and dished head</i> dengan pengaduk <i>marine propeller 3 blade</i>	<i>Torispherical flanged and dished head</i> dengan pengaduk <i>flat six blade turbine with disk</i>	<i>Torispherical flanged and dished head</i> dengan pengaduk <i>marine propeller 3 blade</i>
Harga (Rp)	1.488.928.800	789.096.558	1.274.694.440
Material	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Carbon Steel SA 333</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kondisi Operasi	30 C, 1 atm	30 C, 1 atm	30 C, 1 atm
Spesifikasi			
Diameter (m)	0,58	0,70	0,52
Tinggi Tangki (m)	1,18	1,41	1,06
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,188	0,188	0,188
Diameter Pengaduk (m)	0,175	0,21	0,157
Kecepatan Pengaduk (rpm)	190	190	190
Tenaga Pengaduk (HP)	0,05	0,05	0,05
Jenis Jaket	Pendingin		Pendingin
Mode Transfer Panas			
UD (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> . F	75		75
Luas Transfer Panas (m <sup>2</sup> )	1,10		0,91
Tebal Jaket (in)	0,188		0,188

**a. Rotary Vacuum Filter 01**

Kode	: RVF-01
Fungsi	: Untuk memisahkan <i>cake carboxymethyl cellulose</i> (produk) dari <i>mother liquor</i>
Jenis	: <i>Rotary Vacuum Filter</i>
Material	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kondisi Operasi	: 60 °C; 0,8 atm
Jumlah	: 1
<b>Spesifikasi</b>	
Diameter	: 1,83 m
Panjang	: 3,05 m
Kecepatan Putar	: 1 rpm
Tenaga Putar	: 25 HP
<b>Waktu Siklus</b>	
Pembentukan <i>Cake</i>	: 2,91 detik
<i>First Dewatering</i>	: 22,09 detik
<i>Washing</i>	: 7,91 detik
<i>Second Dewatering</i>	: 15 detik
Total Waktu Siklus	: 47,91 detik
Harga (Rp)	: 3.102.827.643

**b. Rotary Dryer 01**

Kode	: RD-01
Fungsi	: Untuk mengeringkan <i>wet cake carboxymethyl cellulose</i> (produk) keluaran dari RVF-01
Jenis	: <i>Counter-Current Rotary Dryer</i>
Material	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kondisi Operasi	: 88 °C; 1 atm
Jumlah	: 1
<b>Spesifikasi</b>	
Diameter	: 0,7057 m
Panjang	: 2,82 m
Tebal	: 0,1875 in
Kemiringan/ <i>Slope</i>	: 4 cm/m
Kecepatan Putaran	: 10 rpm
Power Standar	: 5 HP
Harga (Rp)	: 1.749.580.604

**c. Ball Mill 01**

Kode	: BM-01
Fungsi	: Untuk memperkecil ukuran produk keluaran dari RD-01
Jenis	: <i>Cylindrical-conical Ball Mill</i>

Material : *Stainless Steel 304*

Kondisi Operasi : 30 °C; 1 atm

Jumlah : 1

**Spesifikasi**

Diameter : 0,91 m

Panjang : 1,22 m

Kecepatan Putaran : 23 rpm

Daya Motor : 0,75 HP

Harga (Rp) : 1.644.248.711

**d. Screener 01**

Kode : SR-01

Fungsi : Untuk menyeragamkan ukuran produk sebesar 60 mesh

Jenis : *Vibrating Screen*

Material : *Stainless Steel 304*

Kondisi Operasi : 30 °C; 1 atm

Jumlah : 1

**Spesifikasi**

Ukuran *Screen* : 60 mesh

Luas *Screen* : 0,7822 m<sup>2</sup>

Panjang *Screen* : 1,25 m

Lebar *Screen* : 0,6254 m  
Harga (Rp) : 310.639.821

**e. Decanter 01**

Kode : D-01  
Fungsi : Untuk memisahkan isopropil alkohol dengan komponen lain  
Jenis : Tangki horizontal dan *head thorispherical*  
Material : *Stainless Steel 304*  
Kondisi Operasi : 30 °C; 1 atm  
Jumlah : 1

**Spesifikasi**

*Shell*

- a. Diameter : 0,4322 m
- b. Panjang : 0,8645 m
- c. Tebal : 0,1875 in

*Head*

- a. Jenis : *Thorispherical Head*
- b. Tinggi : 0,1312 m
- c. Tebal : 0,1875in

Harga (Rp) : 51.773.303

### 3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.2 Spesifikasi tangki penyimpanan

Tangki	T-01	SL-01	SL-02
Fungsi	Menyimpan kebutuhan isopropil alkohol ( $C_3H_8O$ ) untuk proses produksi	Menyimpan kebutuhan natrium hidroksida (NaOH) untuk proses produksi	Menyimpan kebutuhan natrium monokloroasetat ( $ClCH_2COONa$ ) untuk proses produksi
Lama Penyimpanan (hari)	30	7	30
Fasa	Cair	Padat	Padat
Jumlah Tangki	1	1	1
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap berbentuk <i>torispherical roof</i>	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom</i> dan <i>Flat Head</i>	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom</i> dan <i>Flat Head</i>
Kondisi Operasi	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm
Spesifikasi			
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Volume Tangki (m <sup>3</sup> )	713,16	18,77	143,77
Diameter (m)	10,67	2,23	4,39
Tinggi (m)	6,48	5,54	10,92
Jumlah <i>course</i>	9		
Tebal <i>shell</i> (in)	0,3125	0,1875	0,25
<i>Head &amp; Bottom</i>			
(Jenis <i>Head</i> )	<i>Torispherical</i>	<i>Flat Head</i>	<i>Flat Head</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	0,3125	0,25	0,3125
(jenis <i>Bottom</i> )	<i>flat bottom</i>	<i>Conical Bottom</i>	<i>Conical Bottom</i>
Tebal <i>Bottom</i> (in)	0,1875		
Harga (Rupiah)	2.119.134.875	224.946.077	665.911.801

**Tabel 3.2** Spesifikasi tangki penyimpanan (Lanjutan)

<b>Tangki</b>	<b>SL-03</b>	<b>SL-04</b>
Fungsi	Menyimpan kebutuhan <i>cellulose powder</i> ( $C_6H_{10}O_5$ ) untuk proses produksi	Menyimpan produk <i>carboxymethyl cellulose</i> ( $C_8H_{11}O_7Na$ ) untuk proses produksi
Lama Penyimpanan (hari)	30	7
Fasa	Padat	Padat
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom</i> dan <i>Flat Head</i>	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom</i> dan <i>Flat Head</i>
Kondisi Operasi	30 °C, 1 atm	30 °C, 1 atm
<b>Spesifikasi</b>		
Bahan Kontruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Volume Tangki (m <sup>3</sup> )	295,68	102,68
Diameter (m)	5,58	3,92
Tinggi (m)	13,84	9,64
Jumlah <i>course</i>		
Tebal <i>shell</i> (in)	0,3125	0,25
<i>Head &amp; Bottom</i>		
(Jenis <i>Head</i> )	<i>Flat Head</i>	<i>Flat Head</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	0,4375	0,375
(jenis <i>Bottom</i> )	<i>Conical Bottom</i>	<i>Conical Bottom</i>
Tebal <i>Bottom</i> (in)		
Harga (Rupiah)	1.392.523.338	496.309.600



### 3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3.3 Spesifikasi alat transportasi padatan

Jenis Alat	<i>Screw Conveyor</i> (SC-01)	<i>Screw Conveyor</i> (SC-02)	<i>Screw Conveyor</i> (SC-03)
Jumlah	2	2	2
Fungsi	Mengangkut natrium hidroksida padat menuju <i>mixer-01</i>	Mengangkut <i>Cellulose powder</i> padat menuju Reaktor-01	Mengangkut natrium monokloroasetat padat menuju Reaktor-01
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1		
Suhu (°C)	30		
Bentuk Bahan	<i>Crystal</i>	<i>Powder</i>	<i>Crystal</i>
Jenis <i>Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Spesifikasi			
Kapasitas (ton/jam)	5	5	5
<i>Speed</i> (rpm)	40	40	40
<i>Motor Power</i> (HP)	0,43	0,43	0,43
Panjang (m)	4,57	4,57	4,57
Diameter (in)	9	9	9
Diameter <i>Pulley</i>	-	-	-
Tinggi <i>Bucket</i>	-	-	-
Tinggi <i>Elevator</i>	-	-	-
<i>Material Construction</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Harga (Rupiah)	135.681.761	135.681.761	135.681.761

**Tabel 3.3** Spesifikasi alat transportasi padatan (Lanjutan)

<b>Jenis Alat</b>	<b><i>Screw Conveyor (SC-04)</i></b>	<b><i>Cooling Screw Conveyor (CSC-01)</i></b>	<b><i>Bucket Elevator (BE-01)</i></b>
Jumlah	2	2	1
Fungsi	Mengangkut cake <i>CMC</i> padat menuju RD	Memindahkan dan menurunkan suhu dari keluaran <i>rotary dryer</i>	Memindahkan produk <i>CMC</i> dari Ball Mill menuju <i>Screener</i>
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1		
Suhu (°C)	30		
Bentuk Bahan	<i>Crystal</i>	<i>Powder</i>	<i>Powder</i>
Jenis Conveyor	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Closed Screw Conveyor</i>	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Spesifikasi			
Kapasitas (ton/jam)	5	5	14
<i>Speed</i> (rpm)	40	40	43
<i>Motor Power</i> (HP)	0,43	0,43	0,5
Panjang (m)	4,57	4,57	-
Diameter (in)	9	9	-
Diameter Pulley (m)	-	-	<i>Head: 0,51 Tail: 0,36</i>
Tinggi Bucket (m)	-	-	0,12
Tinggi Elevator (m)	-	-	12,192
<i>Material Construction</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Harga (Rupiah)	135.681.761	160.675.769	214.234.359

**Tabel 3.4** Spesifikasi alat transportasi cairan

<b>Pompa</b>	<b>P-01</b>	<b>P-02</b>	<b>P-03</b>	<b>P-04</b>	<b>P-05</b>	<b>P-06</b>	<b>P-07</b>	<b>P-08</b>
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2	2
Fungsi	Memompa pelarut C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O menuju Mixer (M-02)	Memompa larutan NaOH menuju Reaktor (R-01)	Memompa larutan C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O menuju Reaktor (R-01)	Memompa larutan ClCH <sub>2</sub> COO Na menuju Reaktor (R-02)	Memompa hasil produk dari Reaktor (R-01) menuju Reaktor (R-02)	Memompa hasil produk dari Reaktor (R-02) menuju Reaktor (R-02)	Memompa hasil filtrat dari Filter (RVF-01) menuju Decanter (D-01)	Memompa C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O dari Decanter (D-01) menuju Mixer (M-02)
Kondisi Operasi								
Viskositas (cP)	1,68	1161,96	1,43	4,76	208,15	524,67	78,05	1,40
Kapasitas m <sup>3</sup> /jam	0,41	0,29	0,53	0,23	1,24	1,42	1,00	0,42
<i>Pump Head (m)</i>	1,46	2,06 m	2,00	2,03	2,13	3,69	0,89	1,48
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30	30	60	60	30
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>							
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>							
Daya Motor (HP)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
<i>Material Construction</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Harga (Rupiah)	160.675.769	160.675.769	160.675.769	160.675.769	160.675.769	160.675.769	160.675.769	160.675.769

### 3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### a. Heater (HE-01)

**Tabel 3.5** Spesifikasi heater (HE-01)

Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari Reaktor-01 menuju Reaktor-02	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	150	30
Suhu Keluar (°C)	145	60
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	71726,38	
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang (ft)	12	
Hairpin	1	
ID (in)	2,067	1,38
OD (in)	2,38	1,66
A (ft <sup>2</sup> )	0,0083	0,011
Pressure Drop (Psi)	1,275	0,000004
Rd (Btu/Jam Ft <sup>2</sup> F)	0,018	
Harga (Rupiah)	41.061.585	

#### b. Heater (HE-02)

**Tabel 3.6** Spesifikasi heater (HE-02)

Fungsi	Memanaskan hasil keluaran dari <i>Mixer-03</i> menuju Reaktor-02	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	150°C	30°C

**Tabel 3.6** Spesifikasi *heater* (HE-02) (Lanjutan)

Suhu Keluar (°C)	145	60
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	17785,36	
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang (ft)	12	
Hairpin	1	
ID (in)	2,067	1,38 in
OD (in)	2,38	1,66 in
A (ft <sup>2</sup> )	0,0083	0,0104 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop (Psi)	0,0004	0,00022 psi
Rd (Btu/Jam Ft <sup>2</sup> F)	0,0756	
Harga (Rupiah)	41.061.585	

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

**Tabel 3.7** Spesifikasi *cooler* (CL-01)

Fungsi	Mendinginkan filtrat dari <i>RVF-01</i>	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk (°C)	25	60
Suhu Keluar (°C)	40	30
Tekanan (atm)	1	1
Beban Panas (Btu/jam)	77197,12 Btu / Jam	
<i>Mechanical Design</i>		
	<i>Annulus</i>	<i>Tube</i>
Panjang (ft)	12	
Hairpin	6	
ID (in)	2,067	1,38
OD (in)	2,38	1,66
A (ft <sup>2</sup> )	0,0083	0,0104
Pressure Drop (Psi)	0,2436	0,0062
Rd (Btu/Jam Ft <sup>2</sup> F)	0,0756	
Harga (Rupiah)	62.485.021	

### 3.4 Neraca Massa

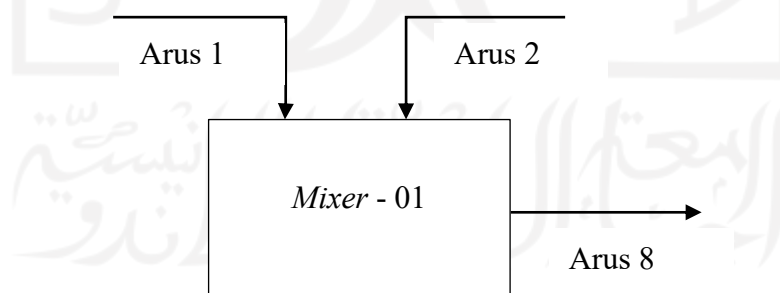
#### 3.4.1 Neraca Massa Total

**Tabel 3.8** Neraca massa total

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
$C_6H_{10}O_5$	353,43	35,34
NaOH	174,37	88,84
$C_3H_8O$	52,71	62,03
$H_2O$	590,76	392,95
$C_6H_9O_5Na$		36,12
$ClCH_2COONa$	4,66	2,29
NaCl		113,51
$C_2H_3NaO_3$		17,31
$C_8H_{11}O_7Na$		427,56
Total	1175,94	1175,94

#### 3.4.2 Neraca Massa Alat

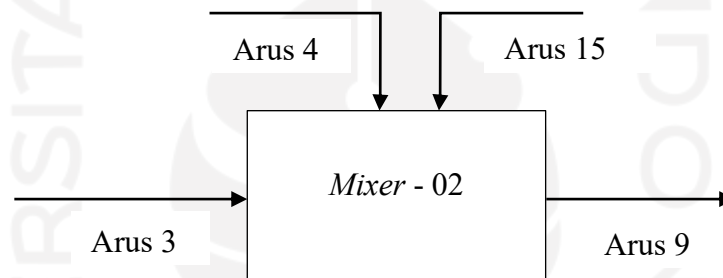
##### a. Mixer 01 (M-01)



**Tabel 3.9** Neraca massa *mixer-01*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 8
NaOH	174,37		174,37
H <sub>2</sub> O	1,76	172,61	174,37
Total	348,74		348,74

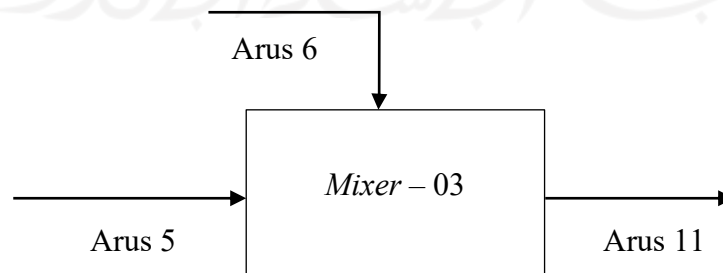
**b. Mixer 02 (M-02)**



**Tabel 3.10** Neraca massa *mixer-02*

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 15	Arus 9
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	52,71		199,96	261,98
H <sub>2</sub> O	1,08	21,52	99,00	112,28
Total	374,26			374,26

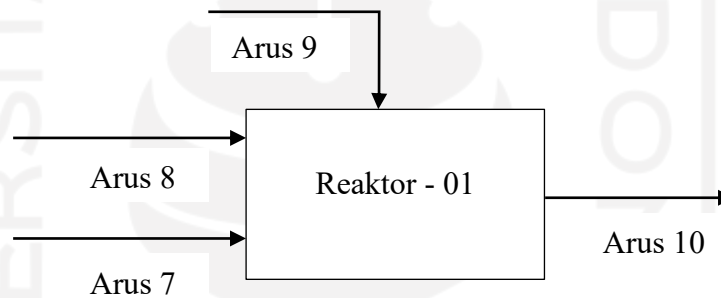
**c. Mixer 03 (M-03)**



**Tabel 3.11** Neraca massa *mixer-03*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 11
ClCH <sub>2</sub> COONa	228,51		228,51
H <sub>2</sub> O	4,66	20,73	25,39
Total	253,90		253,90

**d. Reaktor 01 (R-01)**

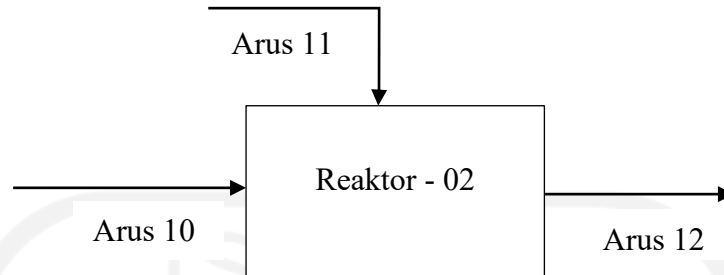


**Tabel 3.12** Neraca massa reaktor 01

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	353,43			35,34
NaOH		174,37		95,90
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O			261,98	261,98
H <sub>2</sub> O	18,60	174,37	112,28	340,59
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na				361,21
Total	1095,03			1095,03



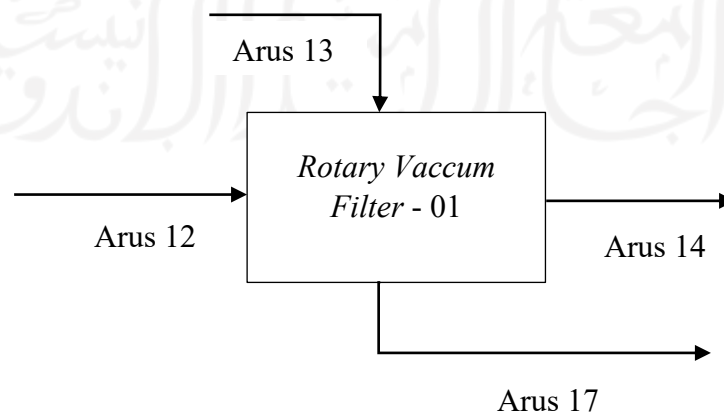
e. Reaktor 02 (R-02)



Tabel 3.13 Neraca massa reaktor 02

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 11	Arus 10	Arus 12
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>		35,34	35,34
NaOH		95,90	88,84
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O		261,98	261,98
H <sub>2</sub> O	25,39	340,59	365,98
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na		361,21	36,12
ClCH <sub>2</sub> COONa	228,51		2,29
NaCl			113,51
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>			17,31
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na			427,56
Total		1348,93	1348,93

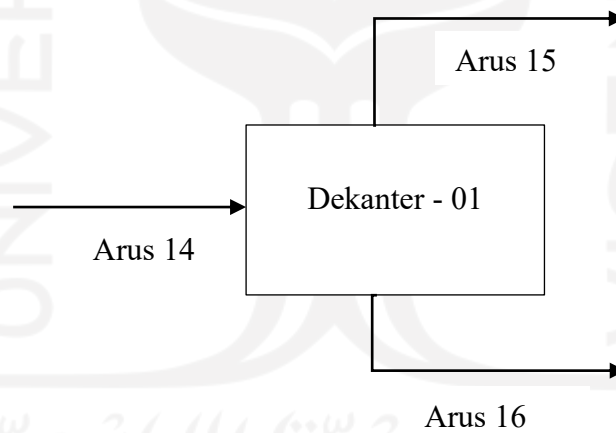
f. Rotary Vacuum Filter 01 (RVF-01)



**Tabel 3.14** Neraca massa *rotary vacuum filter* 01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 17
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	35,34			35,34
NaOH	88,84		88,84	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	261,98		261,98	
H <sub>2</sub> O	365,98	125,97	418,16	73,79
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na	36,12			36,12
ClCH <sub>2</sub> COONa	2,29		2,29	
NaCl	113,51			113,51
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>	17,31			17,31
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na	427,56			427,56
Total	1474,90		1474,90	

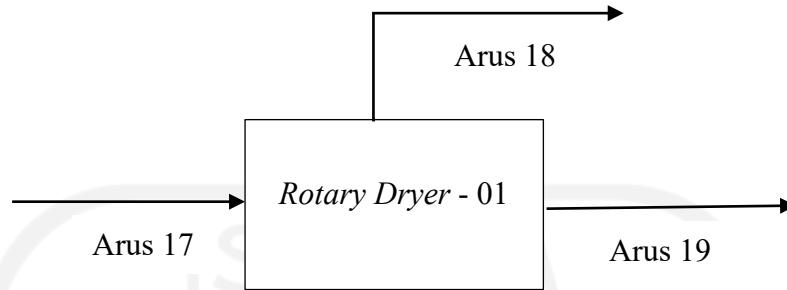
**g. Dekanter 01 (D-01)**



**Tabel 3.15** Neraca massa dekanter 01

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 16	Arus 15
NaOH	88,84	88,84	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	261,98	62,03	199,96
H <sub>2</sub> O	418,16	319,15	99,00
ClCH <sub>2</sub> COONa	2,29	2,29	
Total	771,27	771,27	

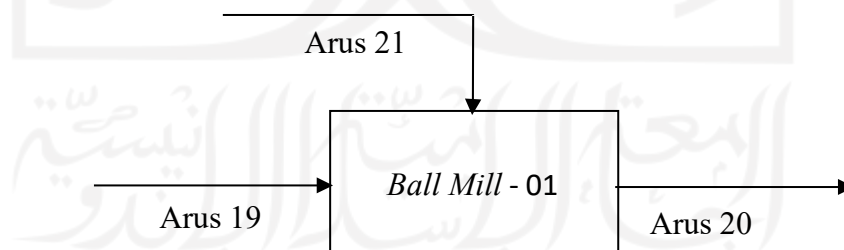
**h. Rotary Dryer 01 (RD-01)**



**Tabel 3.16** Neraca massa rotary dryer 01

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	35,34		35,34
H <sub>2</sub> O	73,79	72,32	1,48
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na	36,12		36,12
NaCl	113,51		113,51
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>	17,31		17,31
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na	427,56		427,56
Total	703,63	703,63	

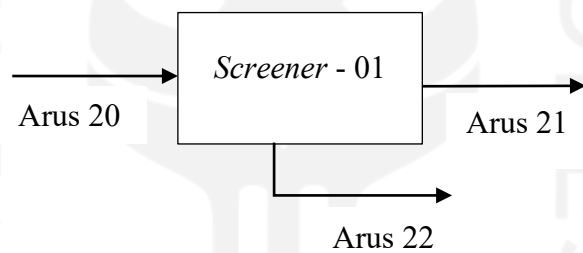
**i. Ball Mill 01 (BM-01)**



**Tabel 3.17** Neraca massa *ball mill* 01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 19	Arus 21	Arus 20
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	35,34	1,77	37,11
H <sub>2</sub> O	1,48	0,07	1,55
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na	36,12	1,81	37,93
NaCl	113,51	5,68	119,18
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>	17,31	0,87	18,17
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na	427,56	21,38	448,93
Total	662,88		662,88

**j. Screener 01 (SR-01)**



**Tabel 3.18** Neraca massa *screener* 01

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 20	Arus 21	Arus 22
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	37,11	1,77	35,34
H <sub>2</sub> O	1,55	0,07	1,48
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na	37,93	1,81	36,12
NaCl	119,18	5,68	113,51
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> NaO <sub>3</sub>	18,17	0,87	17,31
C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na	448,93	21,38	427,56
Total	662,88	662,88	

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.19 Neraca panas total

Alat	Q Masuk (Kj/Jam)	Q Keluar (Kj/Jam)
Mixer -01	63.971,66	63.971,66
Mixer -02	6.120,77	6.120,77
Mixer -03	30.565,49	30.565,49
Reaktor -01	452.386,32	452.386,32
Reaktor -02	515.246,69	515.246,69
RVF -01	125.779,82	125.779,82
Dekanter -01	13.523,60	13.523,60
Rotary dryer -01	74.973,91	74.973,91
Ball mill -01	3.030,74	3.030,74
Screener -01	3.030,74	3.030,74
Total	1.288.629,73	1.288.629,73

#### 3.5.2 Neraca Panas Alat

##### a. Mixer 01 (M-01)

Tabel 3.20 Neraca panas mixer - 01

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
$\Delta H$	5.553,0548	-
$\Delta H$	-	5.553,05
Q Pelarutan	58418,60148	-
Q Kebutuhan Pendingin		58418,60148
Total	63.971,66	63.971,66

**b. Mixer 02 (M-02)**

**Tabel 3.21** Neraca panas *mixer* - 02

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk(kj/jam)</b>	<b>Keluar (kj/jam)</b>
$\Delta H$	6.120,7653	-
$\Delta H$	-	6.120,77
Total	6.120,77	6.120,77

**c. Mixer 03 (M-03)**

**Tabel 3.22** Neraca panas *mixer* - 03

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk(kj/jam)</b>	<b>Keluar (kj/jam)</b>
$\Delta H$	3.100,0267	-
$\Delta H$	-	3.100,03
Q pelarutan	27465,46189	
Q kebutuhan pendingin		27465,46189
Total	30.565,49	30.565,49

**d. Reaktor 01 (R-01)**

**Tabel 3.23** Neraca panas reaktor - 01

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk(kj/jam)</b>	<b>Keluar(kj/jam)</b>
$\Delta H$	13.223,39	-
$\Delta H$	-	12.549,80
$\Delta H$ Reaksi	439.162,93	-
Q kebutuhan pendingin	-	439.836,52
Total	452.386,32	452.386,32

e. Reaktor 02 (R-02)

Tabel 3.24 Neraca panas reaktor - 02

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
$\Delta H$	101.952,27	-
$\Delta H$	-	107.360,47
$\Delta H$ Reaksi	413.294,43	-
Q kebutuhan pendingin	-	407.886,23
Total	515.246,69	515.246,69

f. Rotary vacuum filter 01 (RVF-01)

Tabel 3.25 Neraca panas rotary vacuum filter - 01

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
$\Delta H$	125.779,82	-
$\Delta H$	-	125.779,82
Total	125.779,82	125.779,82

g. Dekanter 01 (D-01)

Tabel 3.26 Neraca panas dekanter - 01

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
$\Delta H$	13.523,60	-
$\Delta H$	-	13.523,60
Total	13.523,60	13.523,60

**h. Rotary dryer 01 (RD-01)**

**Tabel 3.27** Neraca panas *rotary dryer* - 01

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk(kj/jam)</b>	<b>Keluar (kj/jam)</b>
$\Delta H$	30.808,9427	-
$\Delta H$	-	54.022,22
Q udara pemanas	23.213,2766	
Total	54.022,22	54.022,22

**i. Ball mill 01 (BM-01)**

**Tabel 3.28** Neraca panas *ball mill* - 01

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk(kj/jam)</b>	<b>Keluar (kj/jam)</b>
$\Delta H$	3.030,74	-
$\Delta H$	-	3.030,74
Total	3.030,74	3.030,74

**j. Screener 01 (SR-01)**

**Tabel 3.29** Neraca panas *screener* - 01

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk(kj/jam)</b>	<b>Keluar (kj/jam)</b>
$\Delta H$	3.030,74	-
$\Delta H$	-	3.030,74
Total	3.030,74	3.030,74



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

Tata letak peralatan dan fasilitas merupakan salah satu bagian terpenting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dalam suatu perancangan pabrik yang meliputi fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan, desain sarana pemipaan dan kelistrikan. Hal ini akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tanah sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya lebih terperinci dan spesifik sebelum mendirikan suatu pabrik.

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik sangat penting dalam perencanaan pabrik dan akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik secara tepat karena akan memberikan dampak yang signifikan dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama adalah pabrik tidak hanya dibangun dengan production cost dan operating cost yang minimum, tetapi tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga menjadi hal yang harus dipertimbangkan.

Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang harus diperhatikan diantaranya adalah pengadaan bahan baku, utilitas, dan faktor penunjang lain-

lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik. Ada dua jenis faktor yang dapat mempengaruhi penentuan lokasi pabrik yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

#### **4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi :

1. Ketersediaan bahan baku
2. Sarana utilitas yang memadai
3. Transportasi dan distribusi yang lancar
4. Pemasaran yang potensial
5. Penyediaan tenaga kerja (SDM)
6. Keadaan iklim yang stabil

Dengan memperhatikan faktor-faktor yang dipertimbangkan di atas, maka lokasi yang cukup potensial dan memenuhi syarat untuk lokasi pendirian pabrik *Carboxymethyl cellulose* direncanakan akan berdiri di Kecamatan Cibeber, Cilegon, Banten.



**Gambar 4.1** Tata letak lokasi pabrik

Daerah tersebut dipilih sebagai lokasi terbaik untuk mendirikan pabrik *Carboxymethyl cellulose*, hal ini dipertimbangkan karena beberapa hal berikut:

1. Ketersediaan dan kedekatan dengan bahan baku

Lokasi yang telah dipilih berdekatan dengan industri bahan baku dan pelabuhan dikarenakan bahan baku Natrium Hidroksida berasal dari PT. Asahimas Chemical yang terletak di Kota Cilegon serta bahan baku *Cellulose Powder*, *Sodium Monchloroacetate*, dan pelarut Isopropil Alkohol diimpor dari China.

2. Sarana utilitas yang memadai

Lokasi ini mempunyai sarana utilitas yang memadai karena terletak berdekatan dengan Sungai Berung.

### 3. Transportasi dan distribusi yang lancar

Pendirian pabrik di lokasi tersebut dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat dan laut yang mudah dijangkau karena Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta yang merupakan pintu gerbang pulau Jawa dan Sumatera, sehingga transportasi darat dari sumber bahan baku dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Bandara Soekarno- Hatta juga dapat dijangkau dengan mudah, sehingga semakin mempermudah pengiriman produk. Angkutan darat dengan jalan raya yang cukup lancar dapat dilalui oleh kendaraan besar dan kecil. Pelabuhan PT Indonesia II cabang Banten yang ada cukup memadai untuk pengangkutan melalui laut, sehingga dapat mengangkut bahan baku maupun produk.

### 4. Pemasaran yang potensial

Lokasi pabrik termasuk lokasi yang berdekatan dengan Kawasan industri di wilayah Banten dan Jabodetabek, sehingga memudahkan dalam hal pemasaran produk.

### 5. Penyediaan tenaga kerja (SDM)

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja yang dibutuhkan mudah untuk didapatkan, baik tenaga berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga terampil yang siap pakai, karena dari tahun ke tahun tenaga kerja semakin meningkat.

## 6. Keadaan iklim yang stabil

Daerah Cilegon, Banten merupakan suatu daerah yang terletak di daerah kawasan industri dan cukup dekat dengan pesisir pantai yang memiliki daerah alam yang sangat menunjang. Daerah Cilegon dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan wilayah produksi industri. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 25-30°C, sehingga kemungkinan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

### 4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang secara tidak langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

#### 1. Perluasan Area Unit

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan. Di sekitar lokasi yang dipilih masih cukup lumayan luas tanah-tanah kosong sehingga di prediksi dalam waktu 10-20 tahun kedepan masih tersedia lahan apabila terdapat perluasan area pabrik.

## 2. Lingkungan masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dan mendukung dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

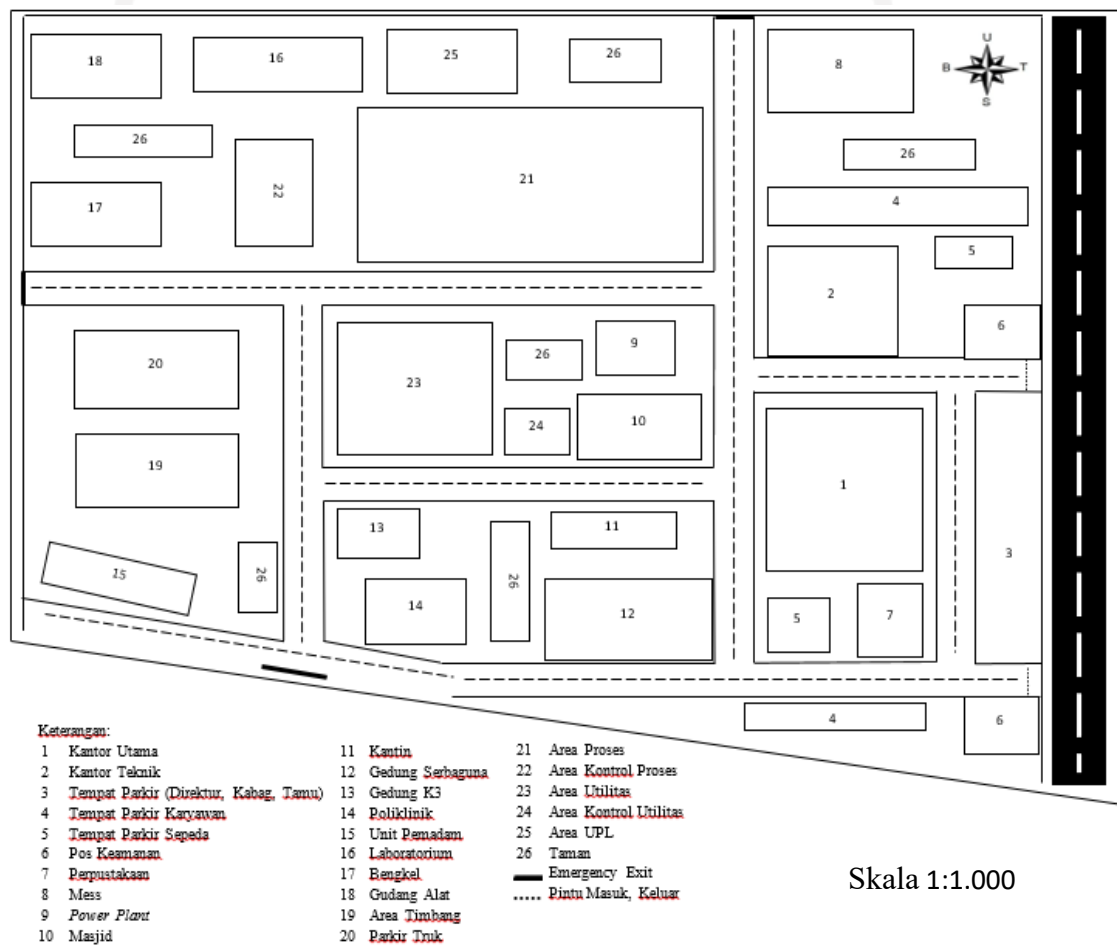
## 3. Biaya dan Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Cilegon telah dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik. Adapun faktor-faktor lain meliputi :

- Segi keamanan kerja terpenuhi
- Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga yang terjangkau
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.

## 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah bagian penting untuk mendapatkan keselamatan dan efisiensi, sehingga bagian-bagian pabrik yang meliputi kantor, area proses dan penyimpanan bahan harus diperhatikan letaknya. Berikut Gambar 4.2 yang merupakan layout tata letak pabrik:



**Gambar 4.2** Layout pabrik *Carboxymethyl cellulose*

Adapun Tabel 4.1 merupakan perincian luas tanah bangunan pabrik sebagai berikut:

**Tabel 4.1** Luas tanah bangunan pabrik

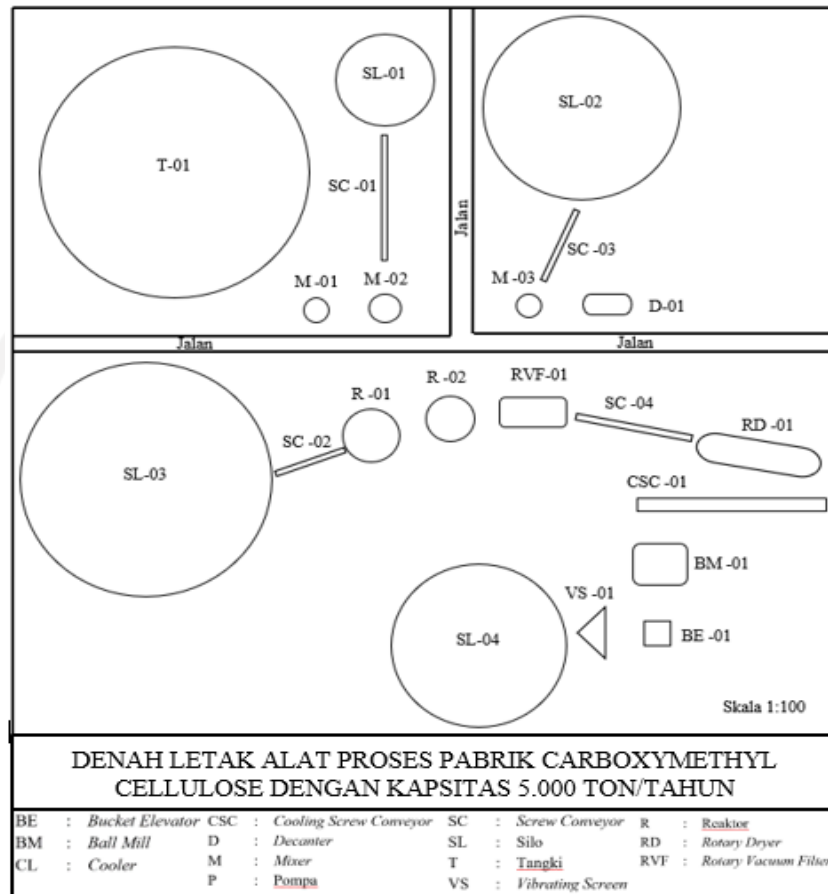
No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	7	7	49
2	Kantor Utama	18	10	180
3	Parkir Karyawan	15	5	75
4	Parkir Tamu	16	7	112
6	Parkir Sepeda	12	5	60
7	<i>Power Plant</i>	5	5	25
8	Masjid	10	10	100
9	<i>Area Mess</i>	15	12	180
10	Kantin	10	6	60
11	Kantor Teknik dan Produksi	10	12	120
12	Gedung Serba Guna	10	8	80
13	Laboratorium	12	7	84
14	Area Timbang Truk	10	8	80
15	Area Parkir Truk	20	20	400
16	Poliklinik	10	8	80
17	Perpustakaan	8	10	80
18	Unit Pemadam Kebakaran	12	10	120
19	<i>Control Room</i>	12	8	96
20	<i>Control Utilitas</i>	10	6	60
21	Bengkel	12	10	120
22	Unit Pengolahan Limbah	12	15	180
23	Gudang Peralatan	12	8	96
24	Area Proses	60	40	2.400
25	Area Utilitas	40	30	375
26	Taman 1	15	10	150
27	Taman 2	10	5	50
28	Taman 3	8	6	48
29	Taman 4	10	5	50
30	Taman 5	6	4	24
31	Taman 6	9	5	45
32	Daerah perluasan	45	45	2.025
33	Jalan	45	35	1.575
Luas Bangunan				10.004
Luas Tanah		506	382	8.429
Total				18.433



### 4.3 Tata Letak Alat Proses

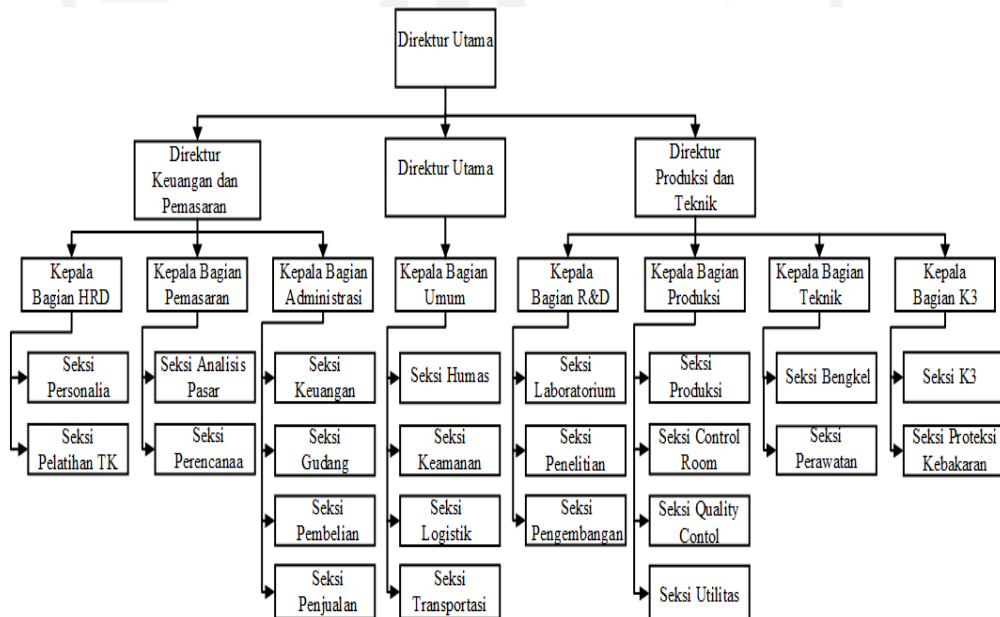
Tata letak alat-alat proses diusahakan selesai dengan urutan kerja dan fungsi masing-masing alat. Dalam perancangan *layout* peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan :

1. Aliran bahan baku dan produk Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan nilai ekonomi yang tinggi. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, semakin efisien dana yang dikeluarkan.
2. Aliran udara Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar.
3. Cahaya Penerangan seluruh pabrik harus memadai, terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko.
4. Tata letak alat proses Penempatan alat-alat proses yang tepat akan mempercepat jalannya proses sehingga menjamin kelancaran proses produksi.
5. Kelancaran lalu lintas Kelancaran lalu lintas barang dan manusia juga berpengaruh terhadap jalannya proses produksi.
6. Tata letak area proses Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kemana produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.
7. Jarak antar alat proses Untuk alat produksi yang mudah meledak atau terbakar letaknya dijauhkan dari peralatan yang lain, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan peralatan lain.



**Gambar 4.3** Tata letak alat proses

#### 4.4 Organisasi Perusahaan



**Gambar 4.4** Struktur organisasi perusahaan

#### 4.4.1 Struktur Perusahaan

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh direktur lainnya. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Untuk memperlancar koordinasi perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagaaian tugas dan wewenang pada masing-masing karyawan dapat berjalan dengan baik. Dengan berbentuk perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari-hari. Adapun dasar- dasar pertimbangan pemilihan perusahaan perseroan terbatas adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham mempunyai tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan, sehingga resiko pemegang saham hanya terbatas sampai modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha, karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.

4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang lebih memungkinkan pengelolaan sumber sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham dapat memilih direktur yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Tugas, wewenang dan tanggung jawab masing – masing jabatan adalah sebagai berikut :

1. Dewan Direksi

- a. Direktur Utama

Tugas : Melaksanakan fungsi pimpinan dan penanggung jawab tertinggi perusahaan, memimpin semua kegiatan pabrik secara keseluruhan, menentukan dan menerapkan system kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggungjawab terhadap kelangsungan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

Jumlah : 1 orang

b Direktur Produksi dan Teknik

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang produksi dan bidang teknologi yang secara langsung mendukung proses produksi secara kualitas dan kuantitas.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin / Teknik Elektro / Teknik Industri (S1)

Jumlah : 1 orang

c Direktur Umum

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang hubungan masyarakat, keamanan, transportasi, dan logistik.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Hukum / Komunikasi (S1)

Jumlah : 1 orang

d Direktur Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kebijaksanaan perusahaan dalam bidang perencanaan dan pengelolaan lalu lintas keuangan, pemasaran, dan auditing.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Akuntansi / Manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

## 2. Kepala Bagian

### a Kepala Bagian Umum

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan kebijakan yang berhubungan dengan hubungan masyarakat, keamanan, transportasi, dan logistik.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi hubungan masyarakat  
1 orang kepala seksi keamanan  
1 orang kepala seksi transportasi  
1 orang kepala seksi logistik

### b Kepala Administrasi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala administrasi, keuangan, pembelian, dan penjualan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi keuangan

1 orang kepala seksi gudang

1 orang kepala seksi pembelian

1 orang kepala seksi penjualan

c Kepala Bagian Pemasaran

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala Analisa pasar dan perencanaan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi analisa pasar  
1 orang kepala seksi perencanaan

d Kepala Bagian HRD

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala recruitment pegawai, personalia, dan pelatihan TK.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi personalia  
1 orang kepala seksi pelatihan TK

e Kepala Bagian R&D

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala penelitian, laboratorium, beserta pengembangan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi laboratorium  
1 orang kepala seksi penelitian  
1 orang kepala seksi pengembangan

f Kepala Bagian Produksi

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala proses produksi, ruang control, quality control, beserta kebutuhan utilitas.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi produksi  
1 orang kepala seksi ruang control  
1 orang kepala seksi *quality control*  
1 orang kepala seksi Utilitas



g Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala keteknikan seperti bengkel dan perawatan.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi bengkel  
1 orang kepala seksi perawatan

h Kepala Bagian K3

Tugas : Bertugas dan bertanggungjawab terhadap kelangsungan segala K3 dan proteksi kebakaran.

Jumlah : 1 orang

Membawahi : 1 orang kepala seksi K3  
1 orang kepala seksi proteksi kebakaran

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut Tabel 4.2 merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

**Tabel 4.2** Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	1	18.000.000	18.000.000
3	Staff Direktur Utama	1	10.000.000	10.000.000
4	Direktur Prouksi & Teknik	1	32.000.000	32.000.000
5	Staff Direktur Prouksi & Teknik	1	10.000.000	10.000.000
6	Direktur Keuangan & Pemasaran	1	32.000.000	32.000.000
7	Staff Direktur Keuangan & Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
8	Direktur Umum	1	32.000.000	32.000.000
9	Staff Direktur Umum	1	10.000.000	10.000.000
10	Kepala Bagian Produksi dan Logistik	1	15.000.000	15.000.000
11	Kepala Bagian Teknik	1	15.000.000	15.000.000
12	Kepala Bagian Pengembangan Proses & Teknologi	1	15.000.000	15.000.000
13	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	1	15.000.000	15.000.000
14	Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
15	Kepala Bagian Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
16	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
17	Kepala Bagian Personalia	1	15.000.000	15.000.000
18	Kepala Seksi Produksi	1	12.000.000	12.000.000
19	Kepala Seksi <i>Control Room</i>	1	12.000.000	12.000.000
20	Kepala Seksi <i>Quality Control</i>	1	12.000.000	12.000.000
21	Kepala Seksi Utilitas & Pengolahan Limbah	1	12.000.000	12.000.000
22	Kepala Seksi Perawatan Pabrik	1	12.000.000	12.000.000
23	Kepala Seksi Instrumentasi Listrik	1	12.000.000	12.000.000
24	Kepala Seksi Penelitian Proses & Teknologi	1	12.000.000	12.000.000
25	Kepala Seksi Keselamtan Kerja & Proteksi Kebakaran	1	12.000.000	12.000.000
26	Kepala Seksi Medis	1	12.000.000	12.000.000
27	Kepala Seksi Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
28	Kepala Seksi Pembelian	1	12.000.000	12.000.000
29	Kepala Seksi Penjualan	1	12.000.000	12.000.000

**Tabel 4.3** Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian (Lanjutan)

<b>No.</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji/Bulan (Rp)</b>	<b>Jumlah (Rp)</b>
30	Kepala Seksi Analisa Pasar	1	12.000.000	12.000.000
31	Kepala Seksi Perencanaan Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000
32	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1	12.000.000	12.000.000
33	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	12.000.000	12.000.000
34	Kepala Seksi Keamanam	1	12.000.000	12.000.000
35	Kepala Seksi Transportasi	1	12.000.000	12.000.000
36	Kepala Seksi Gudang	1	12.000.000	12.000.000
37	Kepala Seksi Personalia	1	12.000.000	12.000.000
38	Kepala Seksi Pelatihan Tenaga Kerja	1	12.000.000	12.000.000
39	Karyawan Produksi	1	10.000.000	10.000.000
40	Karyawan <i>Control Room</i>	1	10.000.000	10.000.000
42	Karyawan <i>Quality Control</i>	1	10.000.000	10.000.000
43	Karyawan Utilitas & Pengolahan Limbah	1	10.000.000	10.000.000
44	Karyawan Perawatan Pabrik	1	10.000.000	10.000.000
45	Karyawan Instrumentasi Listrik	1	10.000.000	10.000.000
46	Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	1	10.000.000	10.000.000
47	Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	1	10.000.000	10.000.000
48	Karyawan Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
49	Karyawan Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
50	Karyawan Pembelian	1	10.000.000	10.000.000
51	Karyawan Penjualan	1	10.000.000	10.000.000
52	Karyawan Analisa Pasar	1	10.000.000	10.000.000
53	Karyawan Perencanaan Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
54	Karyawan Pelayanan Umum	1	10.000.000	10.000.000
55	Karyawan Hubungan Masyarakat	1	10.000.000	10.000.000
56	Karyawan Transportasi	1	10.000.000	10.000.000
57	Karyawan Gudang	1	10.000.000	10.000.000
58	Karyawan Personalia	1	10.000.000	10.000.000
59	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	1	10.000.000	10.000.000
60	Dokter	2	10.000.000	20.000.000

**Tabel 4.4** Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
61	Perawat	3	7.500.000	22.500.000
62	Satpam	5	5.700.000	28.500.000
63	Sopir	2	5.700.000	11.400.000
64	<i>Office Boy</i>	5	5.600.000	28.000.000
65	Operator Operasi	24	6.250.000	150.000.000
66	Operator Utilitas	11	6.250.000	68.750.000
<b>Total</b>		110		1.105.150.000

#### 4.4.2 Jam Kerja Karyawan

Pabrik dari *Cellulose* ini direncanakan akan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan digolongkan menjadi 2, yaitu:

##### 1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi. Yang termasuk kelompok ini adalah direktur, manager, kepala bagian dan semua karyawan bagian umum. Karyawan *non – shift* bekerja 5 hari seminggu dan libur pada hari Sabtu, Minggu dan Hari Besar, dengan jam kerja:

**Tabel 4.5** Jadwal jam kerja karyawan *non shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin - Kamis	08.00 - 16.00	12.00 - 13.00
Jum'at	07.30 - 16.00	11.30 - 13.00

## 2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* yaitu operator pada bagian produksi dan utilitas, bagian listrik dan instrumentasi, kepala *shift* dan satpam. 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 giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Seluruh karyawan *shift* mendapat cuti lama 12 hari tiap tahunnya. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :

**Tabel 4.6** Jadwal jam kerja karyawan *shift*

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00 - 15.00	11.00 - 12.00
Shift 2	15.00 - 23.00	19.00 - 20.00
Shift 3	23.00 - 07.00	03.00 - 04.00

Masing – masing *shift* dikepalai oleh satu orang kepala *shift*. Jadwal kerja masing masing regu ditabelkan sebagai berikut :

**Tabel 4.7** Sistem *shift* karyawan

Group	Hari							
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jum'at	Sabtu	Minggu	Senin
A	1	1	2	2	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>
B	2	2	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1
C	3	3	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1	2	2
D	<i>Off</i>	<i>Off</i>	1	1	2	2	3	3

Keterangan:

1,2, dan 3: *Shift*

A, B, C, dan D: Kelompok Kerja (Group)

## **BAB V**

### **UTILITAS**

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit proses yang bertugas menyediakan sarana-sarana penunjang proses produksi pada suatu industri. Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas antara lain :

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

#### **5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

##### **5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Secara umum kebutuhan air suatu industri dipenuhi menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik *Carboxymethyl cellulose* ini menggunakan Sungai Berung sebagai sumber mendapatkan air karena dekat dengan lokasi pabrik. Untuk menghindari fouling yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai yang dilakukan secara fisis dan kimia. Adapun

pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi, sehingga akan selalu tersedia dan akan terhindarkan dari kendala kekurangan air.
- Pengolahan air sungai *relative* lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan *relative* murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar karena membutuhkan alat yang relatif lebih mahal.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

a. Air domestik

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 110 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

**Tabel 5.1** Kebutuhan air domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	Karyawan	10.752,55
2	Perumahan Karyawan	6.250
Total		17.002,55



b. Air pendingin

Kebutuhan air pendingin untuk peralatan pada pabrik *carboxymethyl cellulose* ini telampir pada tabel 5.2 sebagai berikut :

**Tabel 5.2** Kebutuhan air pendingin

No.	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	<i>Mixer-01</i>	M-01	1.397,21
2	<i>Mixer-03</i>	M-03	656,90
3	Reaktor-01	R-01	1.0519,64
4	Reaktor-02	R-02	9.755,48
5	<i>Cooler-01</i>	C-01	1.296,25
6	<i>Cooling Screw Conveyor-01</i>	CSC-01	42,43
Total			23.667,89

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 28.401,4678 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pendingin mengalami *blowdon* pada unit *cooling tower* sehingga diperlukan adanya air *make-up*. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 386,26 kg/jam.

c. Air untuk *steam*

Kebutuhan steam untuk peralatan pada pabrik *carboxymethyl cellulose* ini telampir pada tabel 5.3 sebagai berikut :

**Tabel 5.3** Kebutuhan air untuk *steam*

No	Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/Jam)
1	<i>Heater-01</i>	HE-01	35,75
2	<i>Heater-02</i>	HE-02	8,86
Total			44,61

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 53,53 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 12,85 kg/jam.

d. Air proses

Kebutuhan air untuk proses produksi pada pabrik *carboxymethyl cellulose* ini telampir pada tabel 5.4 sebagai berikut :

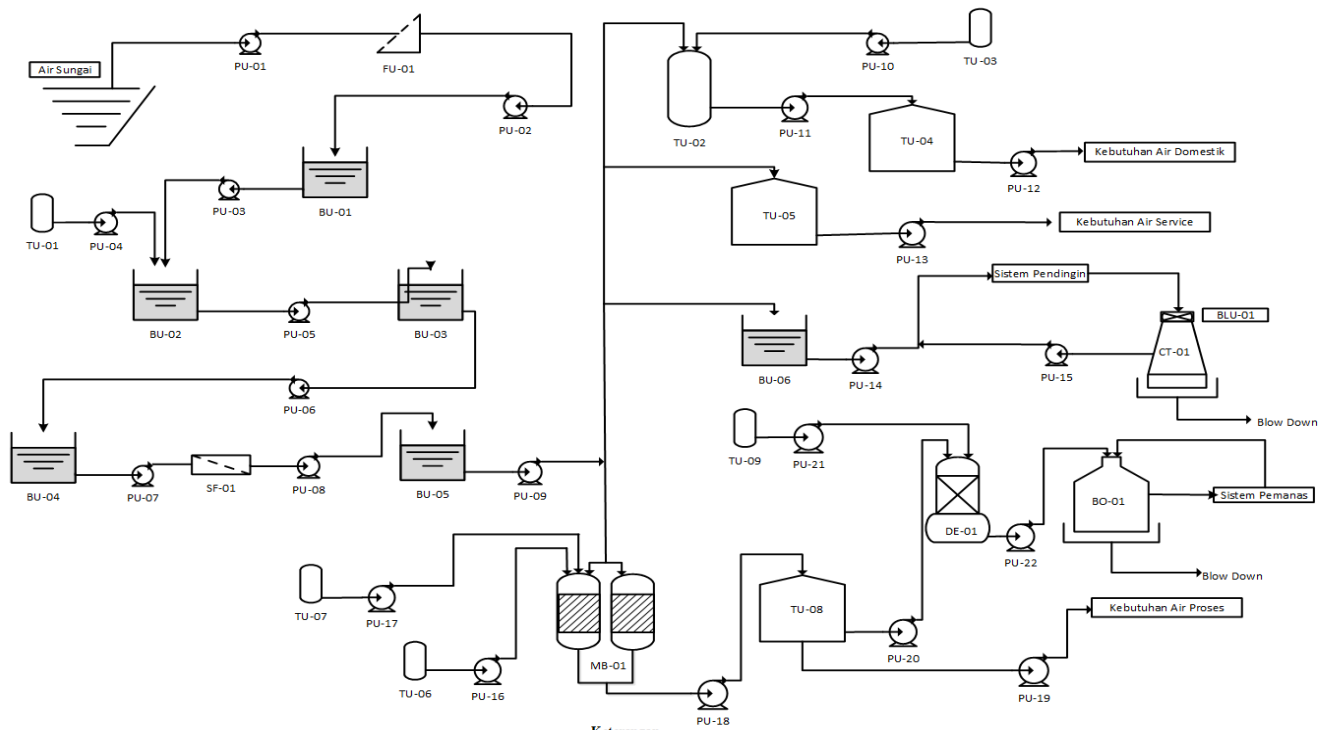
**Tabel 5.4** Kebutuhan air proses

No.	Alat	Kode	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	<i>Mixer-01</i>	M-01	172,61
2	<i>Mixer-02</i>	M-02	106,93
3	<i>Mixer-03</i>	M-03	20,73
4	<i>Rotary Vacuum Filter-01</i>	RVF-01	125,97
Total			426,23

Perancangan dibuat *over design* sebanyak 20% sehingga menjadi 511,48 kg/jam.

e. Air service

Perkiraan kebutuhan air untuk penggunaan layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran, dan lain lain sebesar 500 kg/jam.



**Keterangan**

<b>FU-01</b>	: Screening/Saringan 01	<b>BU-06</b>	: Bak Air Pendingin 06	<b>TU-06</b>	: Tangki NaCl 06	<b>MB-01</b>	: Mixed Bed 01
<b>BU-01</b>	: Bak Pengendapan Awal 01/Sedimentasi	<b>TU-01</b>	: Tangki Larutan Alum 01	<b>TU-07</b>	: Tangki NaOH 07	<b>DE-01</b>	: Tangki Decerator 01
<b>BU-02</b>	: Bak Penggumpal & flokulator 02	<b>TU-02</b>	: Tangki Klorinasi 02	<b>TU-08</b>	: Tangki Air Demin 08	<b>BO-01</b>	: Boiler 01
<b>BU-03</b>	: Bak Pengendap 03	<b>TU-03</b>	: Tangki Kaporit 03	<b>TU-09</b>	: Tangki N2H4 09	<b>BL-01</b>	: Blower Cooling Tower 01
<b>BU-04</b>	: Bak Pengendap 04	<b>TU-04</b>	: Tangki Air Bersih 04	<b>SF-01</b>	: Sand Filter 01	<b>PU-01 - 22</b>	: Pompa Utilitas
<b>BU-05</b>	: Bak Penampung Sementara 05	<b>TU-05</b>	: Tangki Air Service 05	<b>CT-01</b>	: Cooling Tower 01		

**Gambar 5.1** Diagram alir pengolahan air

### 5.1.2 Unit Pengolahan Air

a. Penghisapan

Air dari sungai dipompa dan dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap screening air akan ditampung di dalam reservoir.

b. *Screening*

Tahap ini dilakukan untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah - sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap-tahap berikutnya. Pada sisi hisap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas untuk meminimalisir alat penyaring menjadi kotor dan menjadi cepat rusak.

c. Penggumpalan/ Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi

bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel tersebut menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

d. Pengendapan

Pengendapan ini dilakukan di dalam bak pengendapan yang bertujuan untuk mengendapkan *flok* yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentuk *flok* tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

e. *Sand filter*

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki alat sand filter untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$  dan lain-lain dengan menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci (*back wash, rinse*) bila sudah dianggap kotor.

f. Penampungan air bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan :

- *Service water*
- Air domestik
- *Make up cooling tower*
- Bahan baku *demin plant*

g. Demineralisasi

Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral - mineral terlarut seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ , sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan Boiler dan air proses produksi. Peralatan yang bisa digunakan untuk pembuatan *Demin Water* ini adalah :

- *Mixed bed*

Unit Mixed Bed adalah 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 terambil oleh resin kation dan anion terambil oleh resin anion. Apabila *mixed bed* sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

h. *Deaerator*

Tujuan dari unit ini adalah menghilangkan gas-gas terlarut terutama  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$  yang masih terikat dalam *feed water* yang telah didemineralisasi. Gas-gas tersebut dihilangkan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses.

## 5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas	: 66,92 kg/jam
Jenis	: <i>Water Tube Boiler</i>
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, O<sub>2</sub>, 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 batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150 °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

Kebutuhan listrik pada pabrik ini diperoleh dan dipenuhi oleh PLTU Krakatau Daya Listrik dan generator diesel. Sebagai tenaga cadangan ketika PLTU mengalami gangguan maka disediakan generator diesel. Diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan tenaga yang dinilai penting antara lain boiler, kompressor, dan pompa. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah:

Kapasitas : 140,94 kW

Jenis : *Generator Set*

Jumlah : 1

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

- a. Kebutuhan listrik untuk alat proses

**Tabel 5.5** Kebutuhan listrik untuk alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Mixer</i>	M-01	0,05	37,3
	M-02	0,05	37,3
	M-03	0,05	37,3
Reaktor	R-01	7,5	5.592,8
	R-02	3	2.237,1
<i>Rotary Vacuum Filter</i>	RVF-01	25	18.642,5
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	5	3.728,5
<i>Ball Mill</i>	BM-01	0,75	559,3
<i>Vibrating Screen</i>	VS-01	4	2.982,8
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	0,5	372,9
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	0,43	320,7
	SC-02	0,43	320,7
	SC-03	0,43	320,7



**Tabel 5.5** Kebutuhan listrik untuk alat proses (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
	SC-04	0,43	320,7
<i>Cooling Screw Conveyor</i>	CSC-01	0,43	320,7
Pompa	P-01	0,05	37,3
	P-02	0,05	37,3
	P-03	0,05	37,3
	P-04	0,05	37,3
	P-05	0,05	37,3
	P-06	0,08	62,1
	P-07	0,05	37,3
	P-08	0,05	37,3
Total		48,5	36.154

Total power yang dibutuhkan = 36.154Watt = 36,154 kW

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

**Tabel 5.6** Kebutuhan listrik untuk utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	5,00	3.728,5
Kompressor Udara Tekan	KU-01	3,00	2.237,1
Blower	BL-01	5,00	3.728,5
Pompa	PU-01	1,50	1.118,6
	PU-02	2,00	1.491,4
	PU-03	2,00	1.491,4
	PU-04	0,05	37,3
	PU-05	2,00	1.491,4
	PU-06	1,50	1.491,4
	PU-07	0,50	372,9
	PU-08	1,00	745,7
	PU-09	1,50	1.118,6

**Tabel 5.6** Kebutuhan listrik untuk utilitas (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	PU-10	0,05	37,3
	PU-11	1,50	1.118,6
	PU-12	0,13	93,2
	PU-13	0,05	37,3
	PU-14	0,50	372,9
	PU-15	1,00	745,7
	PU-16	0,05	37,3
	PU-17	0,05	37,3
	PU-18	0,05	37,3
	PU-19	0,05	37,3
	PU-20	0,05	37,3
	PU-21	0,05	37,3
Total		28,63	2.1345,7

Total power yang dibutuhkan = 21.345,7 Watt = 21,35 Kw

Total listrik yang dibutuhkan untuk motor penggerak = 57,4997 kW

c. Kebutuhan listrik alat kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 14,37 \text{ kW}$$

d. Kebutuhan listrik untuk penerangan

Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 8,63 \text{ kW}$$

e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor seperti ( AC, computer, dan lain-lain) diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor

$$P = 8,63 \text{ kW}$$

- f. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor :

$$P = 8,63 \text{ kW}$$

- g. Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 1.000 Watt

Jumlah rumah = 15 unit

Kebutuhan listrik perumahan = 15.000 Watt

= 15 kW

Total kebutuhan listrik pabrik adalah 112,75 kW, dapat dilihat berdasarkan tabel dibawah ini :

**Tabel 5.7** Total kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1.	<i>Power Plant</i>	36,15
2.	Utilitas	21,35
3.	Alat Kontrol	14,37
4.	Penerangan	8,62
5.	Peralatan Kantor	8,62
6.	Bengkel, Laboratorium	8,62
7.	Perumahan	15,00
Total		112,75

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN, namun sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN secara mendadak.

#### **5.4 Unit Penyedia Udara Tekan**

Dalam pabrik ini udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen instrumen *control*. Udara tekan yang diperlukan didistribusikan pada tekanan 5,5 bar serta dalam kondisi bersih. Dalam pabrik *carboxymethyl cellulose* ini terdapat sekitar 13 alat control yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya. Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan dapat diuraikan sebagai berikut. Udara lingkungan ditekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi *filter* (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 5,5 bar, selanjutnya udara tersebut dialirkan menuju alat kontrol dan alat proses yang membutuhkannya. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 24,30 m<sup>3</sup> /jam.

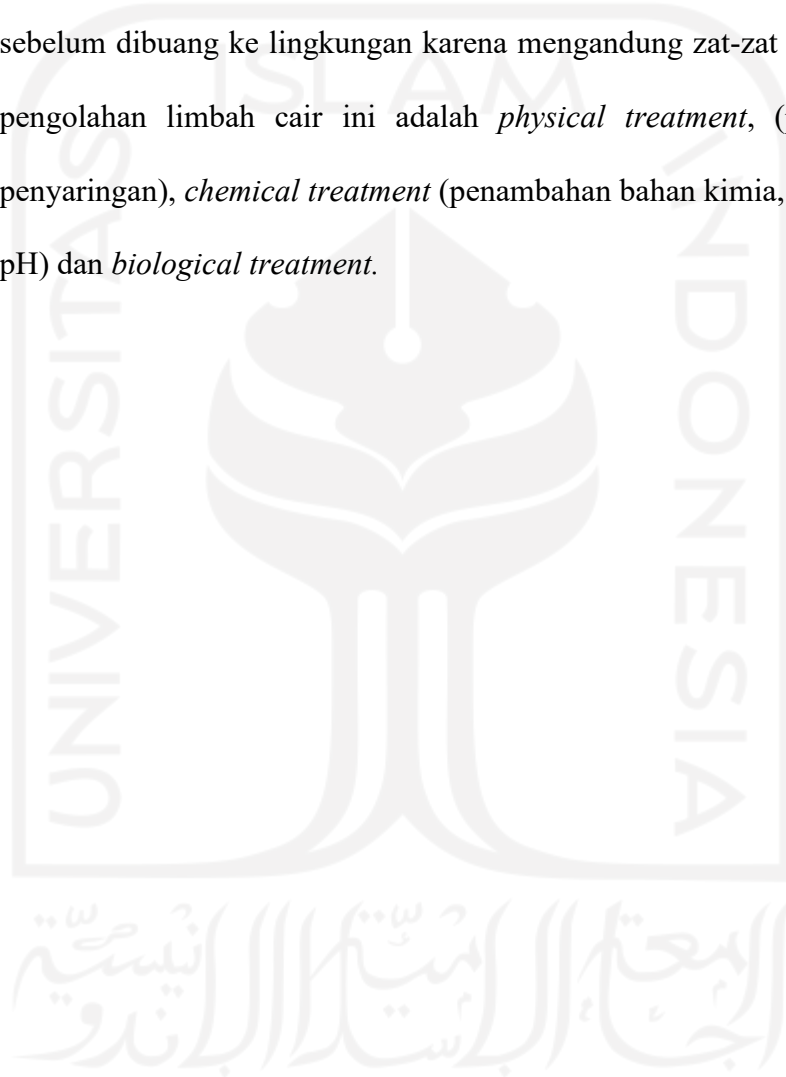
#### **5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar**

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 19,51 L/jam.

#### **5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan**

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 :

- Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini dengan menggunakan lumpur aktif dan *cahypochloride* sebagai desinfektan.
- Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment*, (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.



## 5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

**Tabel 5.8** Spesifikasi alat transportasi bahan utilitas

<b>Pompa</b>	<b>PU-01</b>	<b>PU-02</b>	<b>PU-03</b>	<b>PU-04</b>	<b>PU-05</b>
Jumlah	2	2	2	2	2
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju <i>screening</i>	Mengalirkan air sungai dari <i>screening</i> ke <i>Reservoir/</i> Sedimentasi (B-02)	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (B-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02)	Mengalirkan dari Tangki Alum (TU-01) menuju ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi/ flokulasi (B-02) menuju ke Bak Pengendap(BU-03)
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	310,35	294,83	280,09	0,043	280,09
Spesifikasi					
<i>Head</i> Pompa (ft)	9,84	16,92	14,30	14,50	14,30
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	0,99	1,61	1,3	0,0004	1,3
Tenaga Motor (HP)	1,5	2	2	0,05	2

**Tabel 5.8** Spesifikasi alat transportasi bahan utilitas (Lanjutan)

<b>Pompa</b>	<b>PU-06</b>	<b>PU-07</b>	<b>PU-08</b>	<b>PU-09</b>	<b>PU-10</b>
Jumlah	2	2	2	2	2
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak pengendap (BU-03) menuju Bak Pengendap 4 (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-02) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)	Mengalirkan air dari Bak <i>Sand Filter/</i> Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) menuju area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari Bak Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial flow impeelers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan	<i>Comercial steel</i>				
Kapasitas (gpm)	280,09	240,14	240,14	240,14	0,45
Spesifikasi					
<i>Head</i> Pompa (ft)	13,20	3,81	7,90	14,43	9,72
Sch.	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
Tenaga Pompa (HP)	1,20	0,30	0,63	1,15	0,0015
Tenaga Motor (HP)	1,5	0,50	1,00	1,5	0,05

**Tabel 5.8** Spesifikasi alat transportasi bahan utilitas (Lanjutan)

<b>Pompa</b>	<b>PU-11</b>	<b>PU-12</b>	<b>PU-13</b>	<b>PU-14</b>	<b>PU-15</b>	<b>PU-16</b>
Jumlah	2	2	2	2	2	2
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-02) menuju Tangki air bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki air bersih (TU-04) menuju kebutuhan domestik	Mengalirkan air dari Tangki air service (TU-04) menuju kebutuhan <i>service</i>	Mengalirkan air dari Bak air pendingin (BU-06) menuju <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)	Mengalirkan larutan NaCl dari Tangki NaCl (TU-01) menuju <i>Mixed bed</i> (MB-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed flow impeelers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	87,86	87,86	2,58	146,77	146,77	0,23
Spesifikasi						
<i>Head</i> Pompa (ft)	28,03	3,28	3,28	6,72	14,43	5,50
Sch.	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
Tenaga Pompa (HP)	0,85	0,10	0,0031	0,34	0,73	0,0006
Tenaga Motor (HP)	1,50	0,125	0,05	0,50	1,00	0,05



**Tabel 5.8** Spesifikasi alat transportasi bahan utilitas (Lanjutan)

<b>Pompa</b>	<b>PU-17</b>	<b>PU-18</b>	<b>PU-19</b>	<b>PU-20</b>	<b>PU-21</b>	<b>PU-22</b>
Jumlah	2	2	2	2	2	2
Fungsi	Mengalirkan larutan NaOH dari Tangki NaOH (TU-01) menuju <i>Mixed bed</i> (MB-01)	Mengalirkan air dari <i>Mixed Bed</i> (MB-01) menuju Tangki air demin (TU-09)	Mengalirkan air dari Tangki air demin (TU-09) menuju kebutuhan proses	Mengalirkan air dari Tangki air demin (TU-09) menuju <i>Deaerator</i> (DE-01)	Mengalirkan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> dari tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (TU-10) menuju <i>Deaerator</i> (DE-01)	Mengalirkan air dari <i>Deaerator</i> (DE-01) ke <i>Boiler</i> (BO-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Tipe	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	0,23	2,92	2,64	0,28	0,13	0,28
Spesifikasi						
<i>Head</i> Pompa (ft)	5,50	9,01	9,84	4,52	4,52	4,89
Sch.	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
Tenaga Pompa (HP)	0,0004	0,01	0,01	0,0005	0,0003	0,0006
Tenaga Motor (HP)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05

**Tabel 5.9** Spesifikasi bak utilitas

Bak	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 dispresi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan yang berfungsi untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O2)	Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak persegi	Bak silinder tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang dan dilapisi porselin	Beton bertulang dan dilapisi porselin	Beton bertulang
Spesifikasi						
Panjang (m)	10,31	-	8,05	8,05	4,81	8,80
Lebar (m)	10,31	-	8,05	8,05	4,81	8,80
Tinggi (m)	5,15	4,36	4,02	4,02	2,41	4,40
Diameter (m)	-	4,36	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1	1

**Tabel 5.10** Spesifikasi tangki

<b>Tangki</b>	<b>TU-01</b>	<b>TU-02</b>	<b>TU-03</b>	<b>TU-04</b>
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 minggu yang akan dimasukkan ke dalam tangki klorinasi (TU02)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak berpengaduk	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>			
	Spesifikasi			
Tinggi (m)	1,62	2,96	0,77	8,54
Diameter (m)	0,81	2,96	0,38	8,54
Volume (m <sup>3</sup> )	0,84	20,40	0,05	489,67
Jumlah	1	1	1	1

**Tabel 5.10** Spesifikasi tangki (Lanjutan)

<b>Tangki</b>	<b>TU-05</b>	<b>TU-06</b>	<b>TU-07</b>	<b>TU-08</b>	<b>TU-09</b>
Fungsi	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i>	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>anion exchanger</i>	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan <i>boiler</i> .	Menyimpan larutan $N_2H_4$
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Spesifikasi					
Tinggi (m)	2,64	0,75	0,94	2,75	1,1
Diameter (m)	2,64	0,75	0,94	2,75	0,55
Volume (m <sup>3</sup> )	14,4	0,33	0,65	16,27	0,13
Jumlah	1	1	1	1	1

**Tabel 5.11** Spesifikasi *screener* utilitas

Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
Bahan	Aluminium
Spesifikasi	
Kapasitas (Kg/jam)	60054,51
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter (m)	1
Jumlah	1

**Tabel 5.12** Spesifikasi *sand filter* utilitas

Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Bahan	Bak berbentuk balok
Material	<i>Spheres</i>
Ukuran pasir ( <i>mesh</i> )	28
Spesifikasi	
Volume (m <sup>3</sup> )	6,25
Panjang (ft)	2,32
Lebar (ft)	2,32
Tinggi (m)	1,16
Jumlah	1

**Tabel 5.13** Spesifikasi *cooling tower* utilitas

Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
Spesifikasi	
Panjang (ft)	2,59
Lebar (ft)	2,59
Tinggi (m)	2,05
Jumlah	1,00

**Tabel 5.14** Spesifikasi *mixed-bed*

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO <sub>4</sub> , dan NO <sub>3</sub>
Jenis	Tangki silinder tegak
Resin	Zeolit
Spesifikasi	
Diameter tangki (m)	0,27
Tinggi tangki (m)	1,68
Tinggi <i>bed</i> (m)	1,40
Volume <i>bed</i> (m <sup>3</sup> )	0,08
Volume bak resin (m <sup>3</sup> )	487,95
Tebal (in)	0,19
Jumlah	1

**Tabel 5.15** Spesifikasi *dearator*

Fungsi	Menghilangkan gas CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i> dan turbin
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	0,11
Diameter (m)	0,70
Tinggi (m)	1,38
Volume (m <sup>3</sup> )	0,26
Jumlah	1

**Tabel 5.16** Spesifikasi *blower cooling tower*

Fungsi	Menghembuskan udara ke <i>cooling tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	24375,14
Efisiensi	0,86
Power (Hp)	5,00
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Evaluasi ekonomi perancangan pabrik *carboxymethyl cellulose* merupakan salah satu aspek yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan dilakukannya evaluasi ekonomi bisa untuk memperkirakan modal investasi untuk mengetahui apakah pabrik yang sedang dirancang layak atau tidak jika didirikan. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat – alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga alat tersebut digunakan sebagai dasar patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan melihat kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas atau balik modal.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal (*Capital Investment*)
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

#### 4. Analisa Kelayakan Ekonomi

- a. *Percent return on investment (ROI)*
- b. *Pay out time (POT)*
- c. *Break event point (BEP)*
- d. *Shut down point (SDP)*
- e. *Discounted cash flow (DCF)*

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat diketahui apakah pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak maka dilakukan Analisa kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

- a. *Percent return on investment (ROI)*

*Percent return on investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

- b. *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.



c. *Break event point (BEP)*

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

d. *Shut down point (SDP)*

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).

e. *Discounted cash flow (DCF)*

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

## 6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks

harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

**Tabel 6.1** Indeks harga alat pada tahun 1991-2015

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402
14	2004	444,2
15	2005	468,2
16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	576,1
25	2015	556,8

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan

berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1955).

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

Dimana :

$E_x$  : Harga pembelian pada tahun 2026

$E_y$  : Harga pembelian pada tahun referensi

$N_x$  : *Index* harga pada tahun 2026

$N_y$  : *Index* harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Peters dan Timmerhaus tahun 2003 seta data yang sudah diperoleh dari [www.matche.com/equipcost](http://www.matche.com/equipcost) . Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP indeks pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 570.91. Sementara nilai CEP indeks pada tahun pembelian yaitu tahun 2026 adalah 686.91. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

**Tabel 6.2** Harga alat proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2026	2014	2026
1	Tangki Penyimpanan C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	T-01	1	576,10	686,91	118.700	141.530
2	Silo NaOH	S-01	1	576,10	686,91	12.600	15.023
3	Silo ClCH <sub>2</sub> COONa	S-02	1	576,10	686,91	37.300	44.474
4	Silo C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	S-03	1	576,10	686,91	78.000	93.002
5	Silo C <sub>8</sub> H <sub>11</sub> O <sub>7</sub> Na	S-04	1	576,10	686,91	27.800	33.146
6	Mixer NaOH	M-01	1	576,10	686,91	83.400	99.440
7	Mixer C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	M-02	1	576,10	686,91	44.200	52.701
8	Mixer ClCH <sub>2</sub> COONa	M-03	1	576,10	686,91	71.400	85.132
9	Reaktor Alkalisasi	R-01	2	576,10	686,91	90.100	214.859
10	Reaktor Eterifikasi	R-02	2	576,10	686,91	69.400	165.496
11	Rotary Vacuum Filter	RVF-01	1	576,10	686,91	173.800	207.228
12	Rotary Dryer	RD-01	1	576,10	686,91	98.000	116.849
13	Ball Mill	BM-01	1	576,10	686,91	92.100	109.814
14	Screener	SR-01	1	576,10	686,91	17.400	20.746
15	Decanter	D-01	1	576,10	686,91	2.900	3.457
16	Heater	HE-01	1	576,10	686,91	2.300	2.742
17	Heater	HE-02	1	576,10	686,91	2.300	2.742
18	Cooler	CL-01	1	576,10	686,91	3.500	4.173
19	Cooling Screw Conveyor	CSC-01	1	576,10	686,91	4.500	10.731
20	Screw Conveyor	SC-01	1	576,10	686,91	3.800	9.061
21	Screw Conveyor	SC-02	1	576,10	686,91	3.800	9.061
22	Screw Conveyor	SC-03	1	576,10	686,91	3.800	9.061
23	Screw Conveyor	SC-04	1	576,10	686,91	3.800	9.061
24	Bucket Elevator	BE-01	1	576,10	686,91	12.000	14.308
25	Pompa	P-01	2	576,10	686,91	4.500	10.731
26	Pompa	P-02	2	576,10	686,91	4.500	10.731
27	Pompa	P-03	2	576,10	686,91	4.500	10.731
28	Pompa	P-04	2	576,10	686,91	4.500	10.731
29	Pompa	P-05	2	576,10	686,91	4.500	10.731
30	Pompa	P-06	2	576,10	686,91	4.500	10.731
31	Pompa	P-07	2	576,10	686,91	4.500	10.731
32	Pompa	P-08	2	576,10	686,91	4.500	10.731
Total							1.559.696

**Tabel 6.3** Harga alat utilitas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2026	2014	2026
1	Screening	FU-01	1	576,10	686,91	17.400	20.746
2	Bak Sedimentasi	BU-01	1	576,10	686,91	1.500	1.788,51
3	Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	576,10	686,91	1.000	1.192,34
4	Tangki Larutan Alum	TU-01	1	576,10	686,91	400	476,93
5	Bak Pengendap I	BU-03	1	576,10	686,91	1.150	1.371,19
6	Bak Pengendap II	BU-04	1	576,10	686,91	1.150	1.371,19
7	Sand Filter	SF-01	1	576,10	686,91	2.500	2.980,84
8	Bak Penampung Sementara	BU-05	1	576,10	686,91	1.000	1.192,34
9	Tangki Klorinasi	TU-02	1	576,10	686,91	10.500	12.519,54
10	Tangki penyimpan Kaporit	TU-03	1	576,10	686,91	400	476,93
11	Tangki Air Bersih	TU-04	1	576,10	686,91	43.000	51.270,50
12	Tangki Service Water	TU-05	1	576,10	686,91	16.131	19.233,59
13	Bak Air Pendingin	BU-06	1	576,10	686,91	2.400	2.861,61
14	Cooling Water	CT-01	1	576,10	686,91	143.000	170.504,20
15	Blower Cooling Tower	BL-01	1	576,10	686,91	1.000	1.192,34
16	Mixed Bed	MB-01	1	576,10	686,91	3.500	4.173,18
17	Tangki NaCl	TU-06	1	576,10	686,91	1.000	1.192,34
18	Tangki NaOH	TU-07	1	576,10	686,91	1.000	1.192,34
19	Tangki Air Demin	TU-08	1	576,10	686,91	21.600	25.754,48
20	Deaerator	DE-01	1	576,10	686,91	10.000	11.923,37
21	Tangki N2H4	TU-08	1	576,10	686,91	1.300	1.550,04
22	Boiler	BO-01	1	576,10	686,91	1.242	1.480,88
23	pompa 1	PU-01	2	576,10	686,91	5.500	13.116
24	pompa 2	PU-02	2	576,10	686,91	5.500	13.116
25	pompa 3	PU-03	2	576,10	686,91	5.500	13.116
26	pompa 4	PU-04	2	576,10	686,91	600	1.431
27	pompa 5	PU-05	2	576,10	686,91	5.500	13.116
28	pompa 6	PU-06	2	576,10	686,91	5.500	13.116
29	pompa 7	PU-07	2	576,10	686,91	5.500	13.116
30	pompa 8	PU-08	2	576,10	686,91	5.500	13.116
31	pompa 9	PU-09	2	576,10	686,91	5.500	13.116
32	pompa 10	PU-10	2	576,10	686,91	600	1.431
33	pompa 11	PU-11	2	576,10	686,91	3.300	7.869

**Tabel 6.3** Harga alat utilitas (Lanjutan)

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)
				2014	2026	2014	2026
34	pompa 12	PU-12	2	576,10	686,91	3.300	7.869
35	pompa 13	PU-13	2	576,10	686,91	1.400	3.339
36	pompa 14	PU-14	2	576,10	686,91	5.500	13.116
37	pompa 15	PU-15	2	576,10	686,91	5.500	13.116
38	pompa 16	PU-16	2	576,10	686,91	600	1.431
39	pompa 17	PU-17	2	576,10	686,91	600	1.431
40	pompa 18	PU-18	2	576,10	686,91	1.400	3.339
41	pompa 19	PU-19	2	576,10	686,91	1.400	3.339
42	pompa 20	PU-20	2	576,10	686,91	600	1.431
43	pompa 21	PU-21	2	576,10	686,91	600	1.431
44	pompa 22	PU-22	2	576,10	686,91	600	1.431
Total							503.373

## 6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 5.000 Ton / Tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 Tahun
- d. Kurs mata uang : 1 \$ = Rp 14.973
- e. Tahun pabrik didirikan : 2026

## 6.3 Komponen Biaya

### 1 Modal (*Capital Investment*)

*Capital investment* adalah biaya untuk pengadaan fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari :

a *Fixed Capital Investment*

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

**Tabel 6.4** *Physical plant cost (PPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	30.890.327.361,92	2.063.068
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	7.722.581.840	515.767
3	<i>Instalasi cost</i>	5.982.757.511	399.569
4	Pemipaan	18.124.960.268	1.210.509
5	Instrumentasi	7.898.332.598	527.505
6	Insulasi	1.330.588.180	88.865
7	Listrik	3.089.032.736	206.306
8	Bangunan	30.012.000.000	2.004.407
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	20.008.000.000	1.336.271
Total		125.058.580.497	8.352.272

**Tabel 6.5** *Direct plant cost (DPC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	125.058.580.497	8.352.273
2	<i>Engineering and Construction</i>	25.011.716.099	1.670.455
Total		150.070.296.596	10.022.727

**Tabel 6.6** *Fixed capital investment (FCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	150.070.296.596	10.022.727
2	<i>Cotractor's fee</i>	6.002.811.864	400.909
3	<i>Contingency</i>	15.007.029.660	1.002.273
Total		171.080.138.119	11.425.909

b *Working Capital Investment*

*Working capital investment* yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan lainnya menyesuaikan dari uang yang ditanamkan. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- Investasi yang cepat kembali
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai , aman , dan lain-lain

**Tabel 6.7** *Working capital investment (WCI)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	10.549.202.046	704.548
2	<i>Inproses Onventory</i>	27.514.754.659	1.837.625
3	<i>Product Inventory</i>	20.010.730.661	1.336.454
4	<i>Extended Credit</i>	27.904.227.273	1.863.636
5	<i>Available Cash</i>	20.010.730.661	1.336.454
Total		105.989.645.300	7.078.718



## 2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. Manufacturing Cost antara lain :

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

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

**Tabel 6.8** *Direct manufacturing cost (DMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	116.041.222.508	7.750.032
2	<i>Labor</i>	13.261.800.000	885.714
3	<i>Supervision</i>	1.326.180.000	88.571
4	<i>Maintenance</i>	25.662.020.718	1.713.886
5	<i>Plant Supplies</i>	3.849.303.108	257.083
6	<i>Royalty and Patents</i>	6.138.930.000	410.000
7	<i>Utilities</i>	6.304.487.984	421.057
Total		172.583.944.318	11.526.344

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

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

**Tabel 6.9** *Indirect manufacturing cost (IMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	1.989.270.000	132.857,14
2	<i>Laboratory</i>	1.326.180.000	88.571,43
3	<i>Plant Overhead</i>	6.630.900.000	442.857,14
4	<i>Packaging and Shipping</i>	15.347.325.000	1.025.000,00
Total		25.293.675.000	1.689.285,71

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

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

**Tabel 6.10** *Fixed manufacturing cost (FMC)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	17.108.013.812	1.142.591
2	<i>Propertu taxes</i>	3.421.602.762	228.518
3	<i>Insurance</i>	1.710.801.381	114.259
Total		22.240.417.956	1.485.368

**Tabel 6.11** *Total manufacturing cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	172.583.944.318	11.526.344
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	25.293.675.000	1.689.286
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	22.240.417.956	1.485.368
Total		220.118.037.273	14.700.998

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

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

**Tabel 6.12** *General expenses*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	6.138.930.000	410.000
2	<i>Sales Expense</i>	15.347.325.000	1.025.000
3	<i>Research</i>	12.277.860.000	820.000
4	<i>Finance</i>	5.541.395.668	370.093
Total		39.305.510.668	2.625.093

**Tabel 6.13** *Total production cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	220.118.037.273	14.700.998
2	<i>General Expenses(GE)</i>	39.305.510.668	2.625.093
Total		259.423.547.941	17.326.090

## 6.4 Analisa Keuntungan

### 1 Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 306.946.500.000

Total biaya produksi : Rp 259.423.547.941

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produksi

: Rp 47.522.952.059

## 2 Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 22 % x Rp 47.522.952.059

: Rp 10.455.049.453

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak

: Rp 37.067.902.606

### 6.5 Analisa Resiko Pabrik

Dalam menentukan suatu pabrik mempunyai risiko yang tinggi maupun risiko yang rendah dapat dilakukan dengan meninjau beberapa aspek. Pada perancangan pabrik ini terdapat 2 aspek tinjauan dalam menentukan risiko pabrik. Pertama yaitu dari aspek sifat bahan - bahan yang terlibat dalam proses produksi, dan yang kedua yaitu dari aspek kondisi operasi alat yang digunakan pada saat proses produksi. Berdasarkan tinjauan dari semua sifat bahan - bahan yang terlibat serta kondisi operasi alat yang tidak terlalu tinggi maka perancangan pabrik ini memiliki risiko yang rendah (*low risk*).

### 6.6 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain:

## 1 *Return on Investment (ROI)*

*Return On Investment (ROI)* adalah rasio profit yang didapatkan dari investasi atau keuntungan yang didapatkan dari investasi yang sudah dikeluarkan. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.2)$$

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

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

$$ROI \text{ b} = 27,78\%$$

### b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$ROI \text{ a} = 21,67\%$$

## 2 *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan+Depresant}} \quad (6.3)$$

### a. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

POT b = 2,65 tahun

b. POT setelah pajak (POTa)

POT a = 3,16 tahun

### 3 Break Even Point (BEP)

*Break even point* merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 20-60%.

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

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

**Tabel 6. 14** *Annual fixed manufacturing cost (Fa)*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depresiasi</i> =	17.108.013.811,95	1.142.590,92
2	<i>Property Taxes</i> =	3.421.602.762,39	228.518,18
3	<i>Asuransi</i> =	1.710.801.381,19	114.259,09
Total		22.240.417.955,53	1.485.368,19

**Tabel 6.15** Annual regulated expenses (Ra)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Gaji Karyawan =</i>	13.261.800.000,00	885.714,29
2	<i>Payroll Overhead =</i>	1.989.270.000,00	132.857,14
3	<i>Supervision =</i>	1.326.180.000,00	88.571,43
4	<i>Plant Overhead =</i>	6.630.900.000,00	442.857,14
5	<i>Laboratorium =</i>	1.326.180.000,00	88.571,43
6	<i>General Expense =</i>	39.305.510.668,40	2.625.092,54
7	<i>Maintenance =</i>	25.662.020.717,92	1.713.886,38
8	<i>Plant Supplies =</i>	3.849.303.107,69	257.082,96
Total		93.351.164.494,00	6.234.633,31

**Tabel 6.16** Annual variabel value (Va)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material =</i>	116.041.222.507,77	7.750.031,56
2	<i>Packaging =</i>	12.277.860.000,00	820.000,00
3	<i>Shipping =</i>	3.069.465.000,00	205.000,00
4	<i>Utilities =</i>	6.304.487.984,17	421.057,10
5	<i>Royalty &amp; Patent =</i>	6.138.930.000,00	410.000,00
Total		143.831.965.491,94	9.606.088,66

**Tabel 6.17** Annual sales value (Sa)

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	306.946.500.000	20.500.000
Total		306.946.500.000	20.500.000

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

$$\text{BEP} = 51,39 \%$$

#### 4 *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point* adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\%. \quad (6.5)$$

Didapatkan SDP = 28,64%

#### 5 *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

*Discounted cash flow rate of return* adalah bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

$$\frac{(WC+FCI)x(1+i)^{10}}{CF} = ((1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1) \frac{WC+SV}{CV}. \quad (6.6)$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut



FCI = Rp 171.080.138.119

WCI = Rp 105.989.645.300

SV = Rp. 17.108.013.812

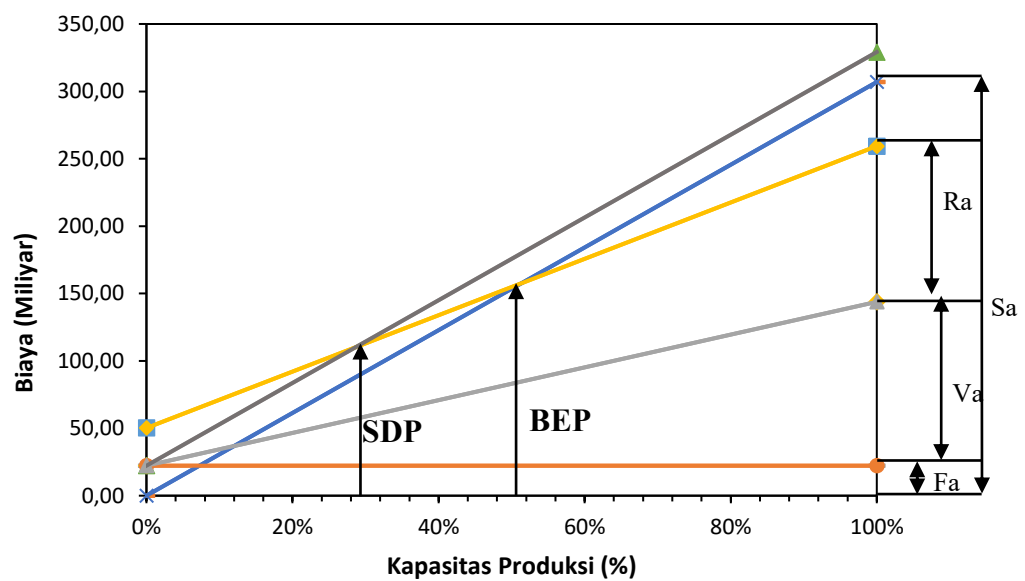
n = 10 tahun

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai

DCFR adalah :

DCFR = 21,27%

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6.1 Grafik evaluasi ekonomi

## BAB VII

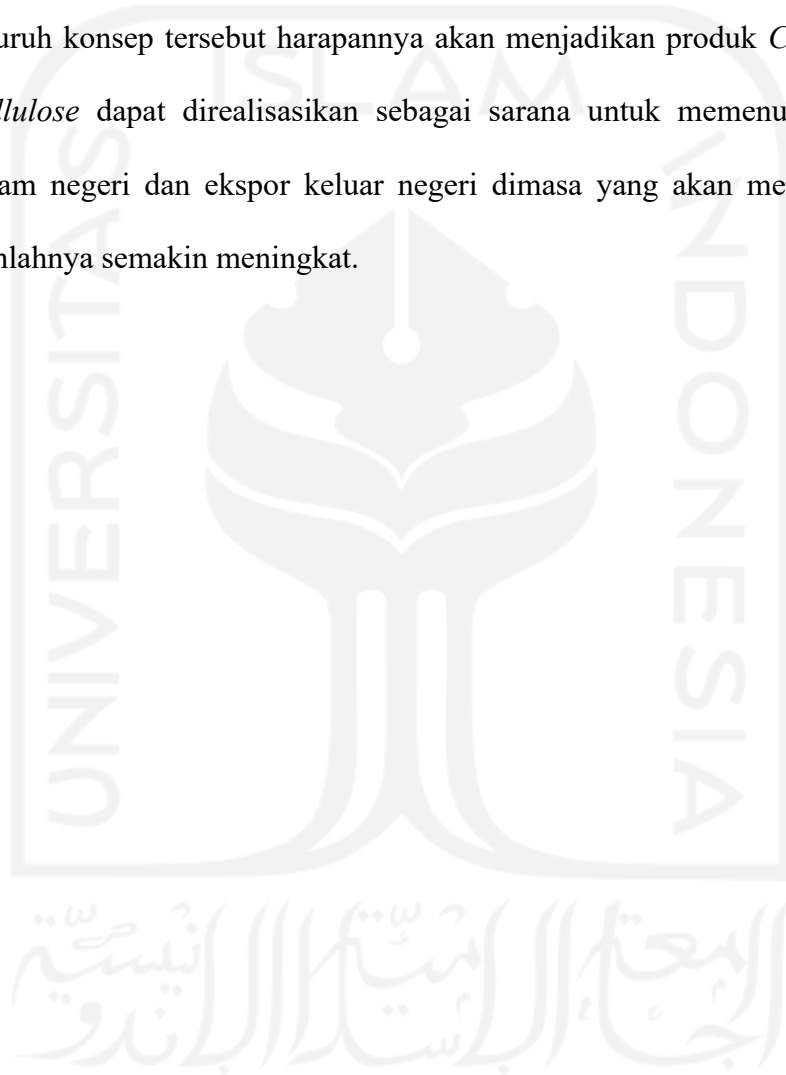
### PENUTUP

#### 7.1 Kesimpulan

1. Pra rancangan pabrik *carboxymethyl cellulose* dari *cellulose* dengan kapasitas 5.000 ton/tahun akan didirikan di Kecamatan Cibeber, Cilegon, Banten dengan luas tanah 18.433 m<sup>2</sup> dan jumlah pekerja 110 orang.
2. Ditinjau dari segi ekonomi yaitu evaluasi ekonomi yang dilakukan, maka pabrik ini menarik dan layak untuk dipertimbangkan serta dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa *indicator* sebagai berikut :
  - a. *Return On Investment (ROI)*, nilai minimum ROI untuk pabrik dengan risiko rendah yaitu 11%.
    - ROI sebelum pajak = 27,78 %
    - ROI sesudah pajak = 21,67 %
  - b. *Pay Out Time*, nilai maksimal POT untuk pabrik dengan risiko rendah yaitu 5 tahun.
    - POT sebelum pajak = 2,65 tahun
    - POT sesudah pajak = 3,16 tahun
  - c. *Break Event Point* = 51,39 %, nilai BEP berkisar antara 40 – 60%.
  - d. *Shut Down Point* = 28,64 %, nilai SDP berada diatas 20%.
  - e. *Dsicounted Cash Flow Rate* = 21,27 %, nilai DCFR harus diatas 1,5 kali dari suku bunga bank.

## 7.2 Saran

Dalam perncangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapannya akan menjadikan produk *Carboxymethyl Cellulose* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri dimasa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



## DAFTAR PUSTAKA

- Alia Badra Pitaloka, Nur Anis Hidayah, Asep Handaya Saputra, Pembuatan CMC dari Selulosa Eceng Gondok Dengan Media Reaksi Campuran Larutan Isopropanol-Isobutanol Untuk Mendapatkan Viskositas dan Kemurnian Tinggi. *Jurnal Integrasi Proses* Vol. 5 No. 2 Hal 108-144.
- Alibaba. 2020. Price of *Carboxymethyl Cellulose*. <http://www.alibaba.com/>. Diakses Pada Tanggal 25 Mei 2022 Pukul 15:35 WIB.
- Amir A, Afshar N. 2014. *Chemical Profile CMC*. Tran Tech Consultants, Inc. United Stated.
- Aries, R. S. and Newton, R. D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Ayuningtiyas, S., Desiyana, F. D., dan Siswani, M.Z. (2017). Pembuatan Karboksimetil Selulosa Dari Kulit Pisang Kepok Dengan Variasi Konsentrasi Natrium Hidroksida, Natrium Monokloroasetat, Temperature dan Waktu Reaksi. *Jurnal Teknik Kimia USU*. 6 (3) Hal: 1-3.
- Badan Pusat Statistik. <https://www.bps.go.id/>. Diakses Pada Tanggal 15 April 2022 Pukul 20.00 WIB.
- Brown, G G (1977). *Unit Operarions*. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). *Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York

De Man, John. M. 1989. *Kimia Makanan*. Penerjemah Kosasih Padmawinata ITB. Bandung.

Geankoplis, C J (1993). *Transport Processes and Unit Operations Third Edition*. Prentice-Hall International, Inc. New Jersey

*Handbook on Manufacture of Acetophenone, Alcohols, Alletrhin, Anthracene, Barium Potassium Chromate Pigment, Calcium Cyanamide, Carboxymethylcellulose, Carotene, Chlorophyll, Chemicals from Acetaldehyde, Fats, Milk, Orange, Wood, Manufacture of Dye Intermediates and Dyes, Fine Chemicals, Formaldehyde, Granulated Fertilizers, Granulated Triple Superphosphate and Hydroquinone* by NIIR Board of Consultants & Engineers, 2015.

Hasibuan, I. F. (2016). *Pemanfaatan Jerami Padi (Oryza sativa L) sebagai Bahan Baku Pembuatan Karboksimetil Selulosa*. Skripsi. Medan: Universitas Sumatera Utara. Halaman 2.

Konovalenko, Kateryna and Beznosyk, Yurii and Bugaieva, Liudmyla, *Study of the Kinetics of Carboxymethyl Cellulose Synthesis in a Screw Reactor* (December 8, 2021). *Technology Audit and Production Reserves*, 6(3(62), 15–20.

Kemenperin. <https://kemenperin.go.id/>. Diakses pada tanggal 15 April 2022 pukul 20.00 WIB.

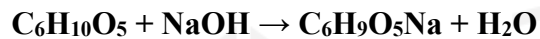
Labchem. <https://www.labchem.com/>. Diakses pada tanggal 15 Maret 2022 pukul 20.00 WIB.

- Moe Toghreai. 1968. *Piping and instrumentation diagram development*. Hoboken, NJ, USA : John Wiley & Sons, Inc
- Made in china Manufacture, supplier, and product*. <https://www.made-in-china.com/>. Diakses pada tanggal 12 April 2022.
- OLX. 2022. Harga Tanah & Bangunan. <http://olx.co.id/>. Diakses pada tanggal 24 April 2022 pukul 22:41 WIB.
- Perry, H R. Green, D W. (1997) *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. McGraw-Hill. New York
- Putra, G. H., E. J. Nurali, T. Koapaha dan L. E. Lalujan. 2013. Pembuatan beras analog berbasis tepung pisang goroho (*Musa acuminata*) dengan bahan pengikat Carboxymethyl cellulose (CMC). *COCOS 2* (4): 1-9.
- Software Aspenplus V8.8
- Sonia Dapia, Beatriz Gullon, Valentin Santos, and Juan C. Parajo. *Experimental Assessment and Kinetic Modeling of Cellulose Carboxymethylation*. 2004. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2004, 43, 5181-5186
- Wijayani, A.; Khoirul U.; Siti T., Karakterisasi Carboxymethyl cellulose (CMC) dari Eceng Gondok (*Eichornia crassipes* (Mart) Solms), *Indonesian Journal of Chemistry*, 2005, 5, 228-231
- Yaws, Carl. L. 1999, "*Chemical Properties Handbook*", McGraw-Hill, New York



Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *cellulose powder* dan natrium hidroksida menjadi alkali *cellulose*  
Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continous Stirred Tank Reactor*)  
Kondisi Operasi: Suhu = 30 °C  
Tekanan = 1 atm

Reaksi Alkalisasi:



**Kinetika Reaksi :**

Diketahui nilai dari masing masing persamaan arhenius yaitu :

$$A = 134,9 \text{ l/min}$$

$$E = 22.091,5 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.k}$$

$$T = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}$$

Maka dari persamaan Arhenius yaitu :

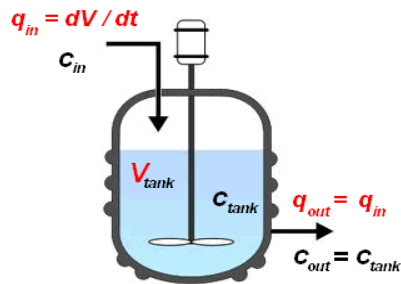
$$k = Ae^{\frac{-E_a}{RT}}$$

$$k = 134,9 \exp\left(\frac{-22091,5}{8,314 \cdot 303}\right)$$

$$k = 0,021 \text{ min}^{-1}$$



## Model matematis perancangan reaktor :



([www.cstreactordesign.com](http://www.cstreactordesign.com))

Asumsi :

1. Isotermal
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetrik tetap
4. *Steady state*

Pada keadaan steady state dapat dituliskan :

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju akumulasi

$$F_V \cdot C_{A in} - F_V \cdot C_{A out} + (-r_A) V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A in} - F_V \cdot C_{A out} = (-r_A) V$$

$$F_V (C_{A in} - C_{A out}) = (-r_A) V$$

$$V = \frac{F_V (C_{A in} - C_{A out})}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} - C_{A0}(1-X_A))}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot X_A)}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot X_A)}{k \cdot C_A}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot X_a)}{k \cdot (C_{A0} (1 - X_a))}$$

$$V = \frac{F_V \cdot X_a}{k \cdot ((1 - X_a))}$$

Sehingga diperoleh V sebesar  $6,98 \text{ m}^3 = 1844,6671 \text{ gallon}$ .

### Menentukan Optimasi Reaktor

#### 1. Jumlah Reaktor 1

$$\begin{aligned} V_1 &= 1844,67 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0,00 \\ X_1 &= 0,90 \end{aligned}$$

#### 2. Jumlah Reaktor 2

$$\begin{aligned} V_1 = V_2 &= 520,81 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0,00 \\ X_1 &= 0,65 \\ X_2 &= 0,90 \end{aligned}$$

#### 3. Jumlah Reaktor 3

$$\begin{aligned} V_1 = V_2 = V_3 &= 340,41 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0,00 \\ X_1 &= 0,46 \\ X_2 &= 0,73 \\ X_3 &= 0,90 \end{aligned}$$

#### 4. Jumlah Reaktor 4

$$\begin{aligned} V_1 = V_2 = V_3 = V_4 &= 277,24 \text{ gallon} \\ X_0 &= 0,00 \\ X_1 &= 0,33 \\ X_2 &= 0,58 \\ X_3 &= 0,76 \\ X_4 &= 0,90 \end{aligned}$$

### 5. Jumlah Reaktor 5

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 190,08 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,00$$

$$X_1 = 0,57$$

$$X_2 = 0,64$$

$$X_3 = 0,72$$

$$X_4 = 0,81$$

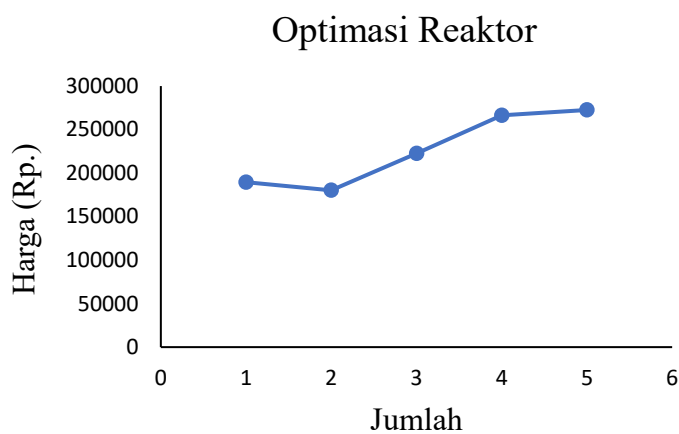
$$X_5 = 0,90$$

n	V <sub>1</sub> (gallon)	V <sub>2</sub>	V <sub>3</sub>	V <sub>4</sub>	V <sub>5</sub>
1	1.844,67				
2	520,81	520,81			
3	340,42	340,42	340,42		
4	277,24	277,24	277,24	277,24	
5	190,08	190,08	190,08	190,08	190,08

n	X <sub>0</sub>	X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>	X <sub>4</sub>	X <sub>5</sub>
1	0,00	0,90				
2	0,00	0,65	0,90			
3	0,00	0,46	0,73	0,90		
4	0,00	0,33	0,58	0,76	0,90	
5	0,00	0,57	0,64	0,72	0,81	0,90

n	V m <sup>3</sup>	Waktu Tinggal (jam)
1	6,98	7,19
2	1,97	2,03
3	1,29	1,33
4	1,05	1,08
5	0,72	0,74

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	1.844,6671	189.700	189.700
2	520,8146	90.100	180.200
3	340,4154	74.200	222.600
4	277,2380	66.600	266.400
5	190,0779	54.500	272.500



Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 90% dengan laju alir 1.095,03 kg/jam yaitu 2 reaktor dikarenakan mempunyai harga yang termurah dan waktu tinggal yang paling singkat.

### Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum ialah 1 : 1,5 (H= 1,5D).

Jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan adalah *torispherical head* .

### Menghitung Kapasitas Reaktor

#### Densitas

Komponen	kg/jam	kmol/jam	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Fraksi Massa	$\rho$ campuran (kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	353,43	2,18	1.090	0,3228	351,80
NaOH	174,37	4,36	1.909,30	0,1592	304,03
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	261,98	4,36	777,93	0,2392	186,12
H <sub>2</sub> O	305,25	16,94	1.023,01	0,2788	285,17
Total	1.095,03	27,84	4.800,24	1,0000	1.127,13

$$\text{Densitas campuran} = 1.127,13 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$F_v = 0,97 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 1,97 \text{ m}^3$$

$$V \text{ Over design} = 1,2 \times 1,97 \text{ m}^3 = 2,37 \text{ m}^3$$

$$V \text{ silinder} = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$2,37 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^2 1,5 D$$

$$D = 1,26 \text{ m} = 49,68 \text{ in}$$

$$H = 1,89 \text{ m} = 74,52 \text{ in}$$

$$h \text{ cairan} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$h \text{ cairan} = 1,89 \text{ m}$$

### Menghitung Tekanan Desain:

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \cdot h \text{ liquid} \cdot \left(\frac{g}{g_c}\right)}{144}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{70,3642 \cdot 1,5715 \cdot 1}{144}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 0,9247 \text{ psia}$$

$$P \text{ absolut} = 14,7000 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 15,6247 \text{ psia}$$

### Menentukan Tebal Shell:

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

ts = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = *Allowable stress* (18.750psi)

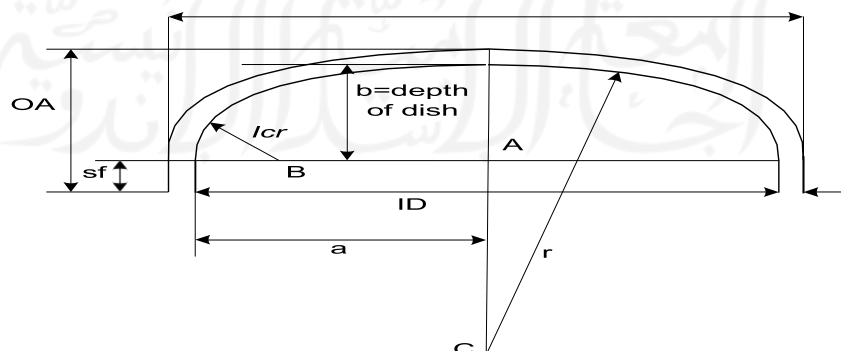
ri = Jari-jari dalam *storage* (in)

E = Efisiensi pengelasan (80%(*double welded butt joint*))

C = Faktor korosi (0.125 in)

Diperoleh tebal *shell* hitungan adalah 0,1509 in, tebal *shell* standar = 0,1875 in.

### Menghitung Dimensi Head:



t = tebal *head*, in

icr = *inside corner radius*, in

- r = radius of dish, in  
 OD = outside diameter, in  
 ID = inside diameter, in  
 B = depth of dish, in  
 OA = overall dimension, in  
 Sf = straight flange

**Menghitung Tebal Head:**

- ts = 0,1875 in  
 icr = 3,25 in  
 r = 54 in  
 OD = 54 in  
 ID = 53,27 in  
 a = 26,81 in  
 AB = 23,56 in  
 BC = 50,75 in  
 AC = 44,95 in  
 b = 9,05 in

Diperoleh dari persamaan persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959

$$th = \frac{P r w}{(2fE - 0,2P)} + C$$

Diperoleh nilai tebal *head* atas standard adalah 0,1875 in dan tebal *head* bawah standard adalah 0,1875 in.

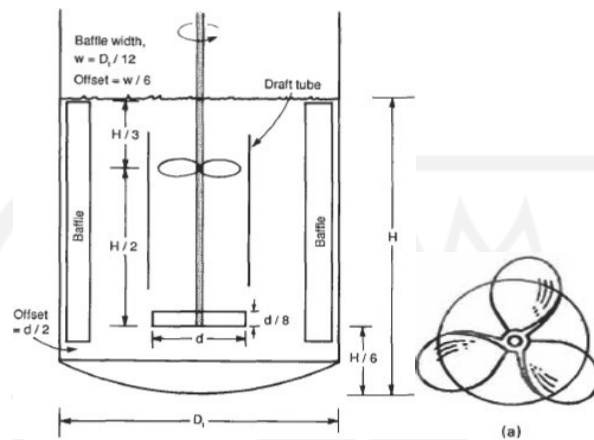
Dari tabel 5.8 Brownell dengan tebal *head* 0,1875 in didapatkan sf = 1,5 – 2,25 in, digunakan nilai sf 2 in.

Sehingga tinggi *head* yang diperoleh adalah

$$H_{head} = sf + b + th = 11,24 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Total Reaktor} = 2.H_{shell} + H_{head} = 2,46 \text{ m}$$

## Menghitung Ukuran Pengaduk:



Jenis pengaduk adalah marine propeller 3 blade, impeller jenis ini sesuai untuk pengadukkan dengan viskositas dibawah 4000 cp.

$$Dt/Di = 3$$

$$ZL/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$wb/Di = 0,1$$

$$L/Di = 2$$

Baffle = 4 terpisah 90°

$$Di = \text{diameter pengaduk} = 16,56 \text{ in}$$

$$ZL = \text{tinggi cairan dalam reaktor} = 49,68 \text{ in}$$

$$wb = \text{lebar baffle} = 1,66 \text{ in}$$

$$Zi = \text{jarak pengaduk dari dasar tangki} = 16,56 \text{ in}$$

$$L = \text{lebar pengaduk} = 33,12 \text{ in}$$

Jumlah Impeller = 2

$$WELH = 2,13 \text{ m}$$

Jumlah Putaran (N) = 220,489 rpm = 3,68 rps

Diambil standar = 320 rpm = 5,33 rps



### Menghitung Power Pengaduk:

$$Re = \frac{\rho N D^2}{\mu}$$

$$Re = 2813,6044$$

Dengan menggunakan fig 477 G.G Brown page 507, 1978 diperoleh  $N_p = 1,6$

$$Pa = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

$N_p$ = Power Number	=	1,6
$\rho$ = Densitas campuran	=	1.127,13 kg/m <sup>3</sup>
$D_i$ = Diameter Pengaduk	=	0,4206 m
$N_i$ = Kecepatan putar pengaduk	=	5,33 rps
$Pa$ = 3601,7638 watt	=	3,60 kW
	=	4,83 hP

Daya motor, efisiensi motor adalah 80% (figur 14.38 peters hal 521) sehingga  $P = 6,04$  hP

Dipilih power standar  $P = 7,5$  hP

### Neraca Panas Reaktor:

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
$\Delta H$	13.223,39	-
$\Delta H$	-	12.549,80
$\Delta HR$	439.162,93	-
Q Pendinginan	-	439.836,52
<b>Total</b>	<b>452.386,32</b>	<b>452.386,32</b>

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

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

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

$$\Delta H = (4.1799x(313 - 298)) - (4.1775x(303 - 298))$$

$$\Delta H = 41,81 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan pendingin :

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

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

$$m = 10519,64 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida panas keluar reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	40	313,15	104

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

$$\Delta T_{LMTD} = 44,39 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Luas Perpindahan Panas:**

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan water (cold) sebesar 5 - 75 Btu/ft<sup>2</sup>.F jam

$$UD = 75 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = 11,63 \text{ m}^2$$

**Menghitung luas selubung reaktor:**

$$A = \pi \cdot D \cdot H = 9,62 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih koil pendingin.

## Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}}$$

$$Q_v = 10,2830 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk aliran dalam koil/tube, Batasan kecepatannya adalah 1,5 – 2,5 m/s (Culson pg, 527).

$$\text{Kecepatan fluida pendingin} = 2 \text{ m/s} = 7200 \text{ m/jam}$$

$$\text{Debit fluida pendingin} = 10,28 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas penampang A} = 0.0014 \text{ m}^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$ID = 0.0427 \text{ m} = 1,6793 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar (Kern tabel 11 pg 844)

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0604 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft} = 0,0492 \text{ m}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Perpan/panjang (a'')} &= 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft outside} \\ &= 0,508 \text{ ft}^2/\text{ft inside} \end{aligned}$$

### Menentukan koefisien transfer panas dalam koil (hi)

$$\rho \text{ fluida pendingin} = 1.023,01 \text{ kg/m}^3 = 63,84 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ fluida pendingin} = 0,8177 \text{ cp} = 1,98 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ fluida pendingin} = 0,3315 \text{ Btu/ft.jam.oF}$$

$$C_p \text{ fluida pendingin} = 5.514,24 \text{ btu/lb.F}$$

$$j_H = 250 \text{ (Grafik 24 Kern pg 834)}$$

$$h_i = jH \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 16.434,40 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

### Menentukan h<sub>io</sub>

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 13.389,20 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Untuk koil, h<sub>io</sub> harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{pipe}} \left( 1 + 3.5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral\ koil}} \right)$$

$$h_{io\ koil} = 15.648,49 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

### Menentukan h<sub>o</sub>

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dari reaktor ke koil dihitung dengan :

$$h_o = 0.87 \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{L_p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

$$L_p = D_i = 1,38 \text{ ft}$$

$$N = 3,675 \text{ rps} = 13.229,35 \text{ rpj}$$

$$\rho = 1.127,13 \text{ kg/m}^3 = 70,33 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 377,98 \text{ cP} = 914,71 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$c_p = 23.091,45 \text{ kJ/kg} = 5.514,24 \text{ Btu/lb} \cdot \text{F}$$

$$k = 0,3315 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

$$OD = 54 \text{ in} = 4,5 \text{ ft}$$

$$D = 1,94 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 914,71$$

Sehingga didapatkan  $h_o = 1.051.057,78 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$

### Menentukan Uc

Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih :

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io \text{ koil}}}{h_o + h_{io \text{ koil}}}$$

$$U_c = 15418,9310 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

### Menentukan Ud

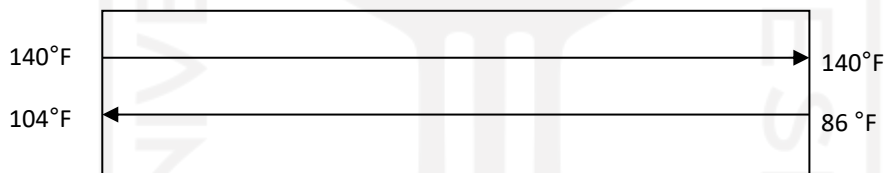
Untuk kecepatan fluida 2 m/s maka  $R_d = 0,001$  (Kern pg 845)

$$U_D = \frac{h_D \cdot U_c}{h_D + U_c}$$

$$h_D = 1/R_d$$

$$U_d = 939,09 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

### Menentukan luas bidang transfer panas



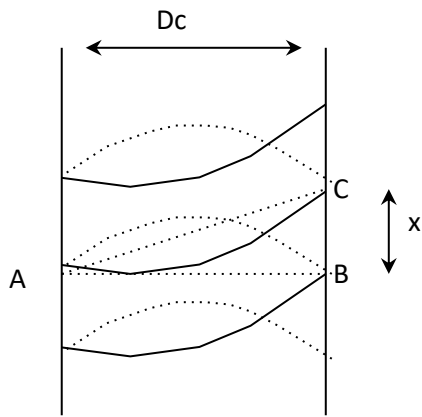
$$A = Q_{\text{total}} / (U_d \times \Delta T_{LMTD}) = 10,55 \text{ ft}^2$$

### Menentukan Panjang koil

$$L_{\text{pipa Koil}} = A/a'' = 16,96 \text{ ft} = 5,17 \text{ m}$$

### Menentukan jumlah lilitan

Keliling lilitan = 0.5 putaran miring + 0.5 putaran datar



$$K \text{ lilitan} = 1 \cdot 2\pi D_c + 1 \cdot 2\pi A C$$

$$K \text{ lilitan} = 1/2 \cdot 2\pi D_c + 1/2 \cdot 2\pi (D_c^2 + x^2)/x$$

$$K \text{ lilitan} = 2,77 \text{ m}$$

$$N \text{ lilitan} = L \text{ pipa koil} / K \text{ lilitan}$$

$$N \text{ lilitan} = 2 \text{ lilitan}$$

### Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot OD$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 0,4958 \text{ ft} = 0,1511 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam *shell* akan naik karena adanya volume dari koil

Asumsi : semua koil tercelup

$$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$V \text{ cairan dalam shell} = 1,84 \text{ m}^3$$

$$V \text{ koil} = 0,0593 \text{ m}^3$$

$$A \text{ shell} = 1,25 \text{ m}^2$$

$$Z_c = 1,52 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan setelah ada koil)/2

$$h_k = 0,8259 \text{ m}$$

$$b+sf = 0,2807 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan
2. Jarak dasar tangka ke bagian bawah koil (hk)>(b+sf)

### Menentukan Pressure Drop

$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$Re = 92.478,25$$

$$f = 0,00567 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

$$\Delta P_T = 0,0036 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$



**PERANCANGAN REAKTOR - 02**



Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *alkali cellulose* dan sodium monokloroasetat menjadi *carboxymethyl cellulose*

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continuous Stirred Tank Reactor*)

Kondisi Operasi: Suhu = 60 °C  
Tekanan = 1 atm

Reaksi Eterifikasi:



Reaksi Samping :



**Kinetika Reaksi :**

Diketahui nilai dari masing masing persamaan arhenius yaitu :

$$A = 2,15 \times 10^{12} \text{ 1/min}$$

$$E = 87.300 \text{ J/mol}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.k}$$

$$T = 60 \text{ °C} = 333 \text{ K}$$

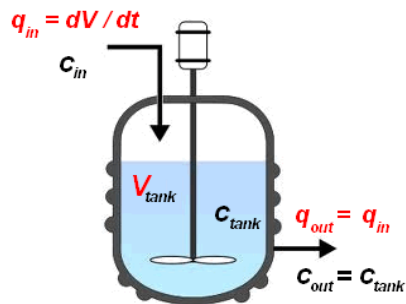
Maka dari persamaan Arhenius yaitu :

$$k = Ae^{\frac{-E_a}{RT}}$$

$$k = 2,15 \cdot 10^{12} \exp\left(\frac{-87.300}{8,314 \cdot 333}\right)$$

$$k = 0,043 \text{ min}^{-1}$$

**Model matematis perancangan reaktor :**



(www.cstreactordesugn.com)

Asumsi :

1. Ishotermal
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetrik tetap
4. *Steady state*

Pada keadaan *steady state* dapat dituliskan :

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju akumulasi

$$F_V \cdot C_{A \text{ in}} - F_V \cdot C_{A \text{ out}} + (-r_A) V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A \text{ in}} - F_V \cdot C_{A \text{ out}} = (-r_A) V$$

$$F_V (C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}}) = (-r_A) V$$

$$V = \frac{F_V (C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}})}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} - C_{A0}(1-Xa))}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot Xa)}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot Xa)}{k \cdot C_A}$$

$$V = \frac{F_V (C_{A0} \cdot X_a)}{k \cdot (C_{A0} (1 - X_a))}$$

$$V = \frac{F_V \cdot X_a}{k \cdot ((1 - X_a))}$$

Sehingga diperoleh V sebesar  $4,26 \text{ m}^3 = 1.125,03 \text{ gallon}$ .

### Menentukan Optimasi Reaktor

#### 1. Jumlah Reaktor 1

$$V_1 = 1.125,03 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,00$$

$$X_1 = 0,90$$

#### 2. Jumlah Reaktor 2

$$V_1 = V_2 = 317,67 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,00$$

$$X_1 = 0,65$$

$$X_2 = 0,90$$

#### 3. Jumlah Reaktor 3

$$V_1 = V_2 = V_3 = 207,53 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,00$$

$$X_1 = 0,46$$

$$X_2 = 0,73$$

$$X_3 = 0,90$$

#### 4. Jumlah Reaktor 4

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 169,06 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,00$$

$$X_1 = 0,33$$

$$X_2 = 0,58$$

$$X_3 = 0,76$$

$$X_4 = 0,90$$

### 5. Jumlah Reaktor 5

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 150,36 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,00$$

$$X_1 = 0,25$$

$$X_2 = 0,46$$

$$X_3 = 0,64$$

$$X_4 = 0,78$$

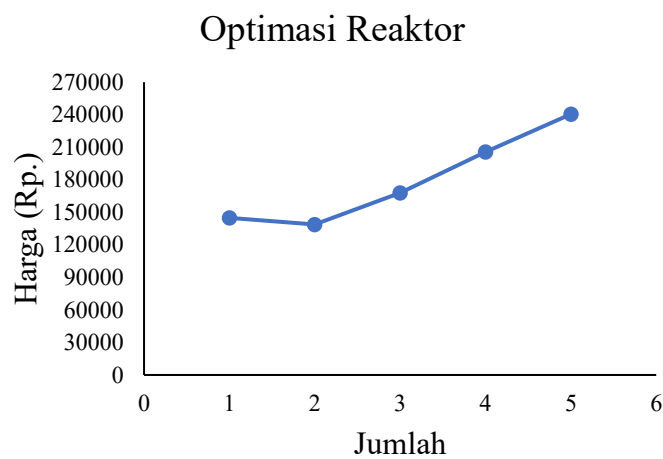
$$X_5 = 0,90$$

n	V <sub>1</sub> (gallon)	V <sub>2</sub>	V <sub>3</sub>	V <sub>4</sub>	V <sub>5</sub>
1	1125,03				
2	317,67	317,67			
3	207,53	207,53	207,53		
4	169,06	169,06	169,06	169,06	
5	150,36	150,36	150,36	150,36	150,36

n	X <sub>0</sub>	X <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>	X <sub>4</sub>	X <sub>5</sub>
1	0,00	0,90				
2	0,00	0,65	0,90			
3	0,00	0,46	0,73	0,90		
4	0,00	0,33	0,58	0,76	0,90	
5	0,00	0,25	0,46	0,64	0,78	0,90

n	V m <sup>3</sup>	Waktu Tinggal (jam)
1	4,26	3,45
2	1,20	0,97
3	0,79	0,64
4	0,64	0,52
5	0,57	0,46

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	1.125,03	144.800	144.800
2	317,67	69.400	138.800
3	207,53	56.000	168.000
4	169,06	51.400	205.600
5	150,36	48.100	240.500



Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 90% dengan laju alir 1348,93 kg/jam yaitu 2 reaktor dikarenakan mempunyai harga termurah dan waktu tinggal paling singkat.

### Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum ialah 1 : 1,5 (H= 1,5D).

Jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan adalah *torispherical head* .

### Menghitung Kapasitas Reaktor

#### Densitas

Komponen	Masuk Reaktor 2					
	BM	Kg/Jam	Kmol/Jam	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Fraksi Massa	$\rho$ campuran (kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	162,14	35,34	0,218	1.060,00	0,026	27,77
NaOH	40,00	95,90	2,40	1.896,24	0,071	134,82
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	60,09	261,99	4,36	747,31	0,194	145,14
H <sub>2</sub> O	18,02	365,98	20,32	994,96	0,271	269,95
C <sub>6</sub> H <sub>9</sub> O <sub>5</sub> Na	184,12	361,21	1,96	1.057,00	0,268	283,04
ClCH <sub>2</sub> COONa	116,48	228,51	1,96	1.374,00	0,169	232,76
Total		1.348,93	31,21	7.129,52	1	1.093,47

$$\text{Densitas campuran} = 1.093,47 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$F_v = 1,23 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 1,20 \text{ m}^3$$

$$V \text{ Over design} = 1,2 \times 1,2025 \text{ m}^3 = 1,44 \text{ m}^3$$

$$V \text{ silinder} = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$1,4430 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^2 1,5 D$$

$$D = 1,07 \text{ m} = 42,13 \text{ in}$$

$$H = 1,61 \text{ m} = 63,20 \text{ in}$$

$$h \text{ cairan} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$h \text{ cairan} = 1,60 \text{ m}$$

### Menghitung Tekanan Desain:

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \cdot h \text{ liquid} \cdot \left(\frac{g}{gc}\right)}{144}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{70,3642 \cdot 1,5715 \cdot 1}{144}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 0,7607 \text{ psia}$$

$$P \text{ absolut} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 15,46 \text{ psia}$$

### Menentukan Tebal Shell:

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

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = Allowable stress (18.750psi)

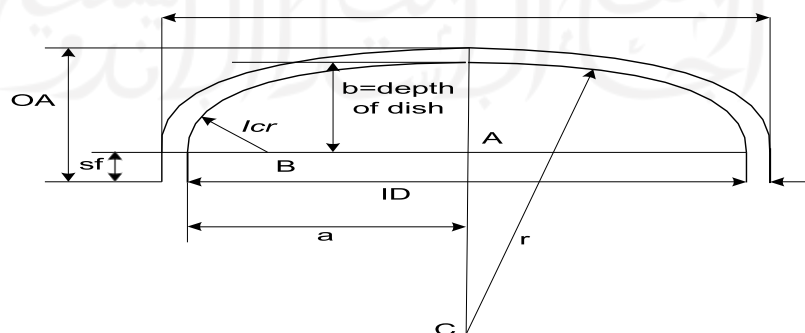
ri = Jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi pengelasan (80%(double welded butt joint))

C = Faktor korosi (0.125 in)

Diperoleh tebal shell hitungan adalah 0,1467 in, tebal shell standar = 0,1875 in.

### Menghitung Dimensi Head:



t = tebal *head*, in  
 icr = *inside corner radius*, in  
 r = *radius of dish*, in  
 OD = *outside diameter*, in  
 ID = *inside diameter*, in  
 B = *depth of dish*, in  
 OA = *overall dimension*, in  
 Sf = *straight flange*

**Menghitung Tebal Head:**

ts = 0,1875 in  
 icr = 3 in  
 r = 48 in  
 OD = 48 in  
 ID = 47,63 in  
 a = 23,81 in  
 AB = 20,81 in  
 BC = 45 in  
 AC = 39,90 in  
 b = 8,10 in

Diperoleh dari persamaan persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959

$$th = \frac{P r w}{(2fE - 0,2P)} + C$$

Diperoleh nilai tebal *head* atas standard adalah 0,1875 in dan tebal *head* bawah standard adalah 0,1875 in.

Dari tabel 5.8 Brownell dengan tebal *head* 0,1875 in didapatkan sf = 1,5 – 2,25 in, digunakan nilai sf 2 in.

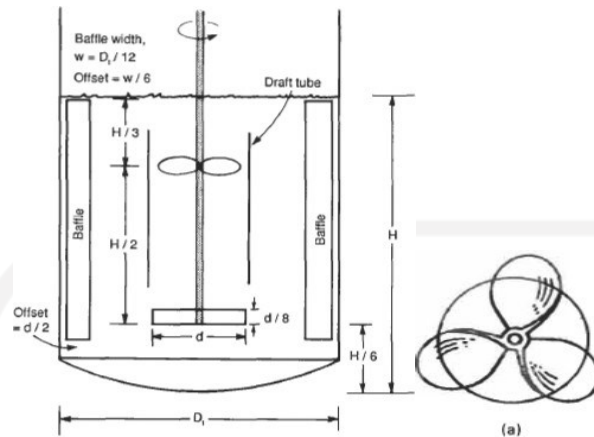
Sehingga tinggi *head* yang diperoleh adalah

$$H \text{ head} = sf + b + th = 10,29 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Total Reaktor} = 2.H \text{ shell} + H \text{ head} = 2,13 \text{ m}$$



### Menghitung Ukuran Pengaduk:



Jenis pengaduk adalah marine propeller 3 blade, impeller jenis ini sesuai untuk pengadukkan dengan viskositas dibawah 4000 cp.

$$Dt/Di = 3$$

$$ZL/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$wb/Di = 0,1$$

$$L/Di = 2$$

Baffle = 4 terpisah 90°

$$Di = \text{diameter pengaduk} = 14,04 \text{ in}$$

$$ZL = \text{tinggi cairan dalam reaktor} = 54,77 \text{ in}$$

$$wb = \text{lebar baffle} = 1,40 \text{ in}$$

$$Zi = \text{jarak pengaduk dari dasar tangki} = 18,26 \text{ in}$$

$$L = \text{lebar pengaduk} = 28,08 \text{ in}$$

Jumlah Impeller = 2

$$WELH = 1,76 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Putaran (N)} = 256,08 \text{ rpm} = 4,27 \text{ rps}$$

$$\text{Diambil standar} = 320 \text{ rpm} = 5,33 \text{ rps}$$

### Menghitung Power Pengaduk:

$$Re = \frac{\rho N D_i^2}{\mu}$$

$$Re = 1.069,13$$

Dengan menggunakan fig 477 G.G Brown page 507, 1978 diperoleh  $N_p = 1,4$

$$P_a = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

$$\begin{aligned} N_p &= \text{Power Number} &&= 1,4 \\ \rho &= \text{Densitas campuran} &&= 1.093,47 \text{ kg/m}^3 \\ D_i &= \text{Diameter Pengaduk} &&= 0,36 \text{ m} \\ N_i &= \text{Kecepatan putar pengaduk} &&= 5,33 \text{ rps} \\ P_a &= 1341,2774 \text{ watt} &&= 1,34 \text{ kW} \\ &&&= 1,80 \text{ hP} \end{aligned}$$

Daya motor, efisiensi motor adalah 85% (figur 14.38 peters hal 521) sehingga  $P = 2,12 \text{ hP}$

Dipilih power standar  $P = 3 \text{ hP}$

### Neraca Panas Reaktor:

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	101.952,27	-
H2	-	107.360,47
$\Delta H_R$	413.294,43	-
Q Pendinginan	-	407.886,23
<b>Total</b>	<b>515.246,69</b>	<b>515.246,69</b>

Media pendingin yang yang digunakan adalah Cooling Water dengan suhu masuk  $30^\circ\text{C}$  dan suhu keluar  $40^\circ\text{C}$ .

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

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

$$\Delta H = (4.18 \times (313 - 298)) - (4.1775 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 41,81 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan pendingin :

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

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

$$m = 9.755,48 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida panas keluar reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	40	313,15	104

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

$$\Delta T_{LMTD} = 44,39 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Luas Perpindahan Panas:**

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan water (cold) sebesar 5 - 75 Btu/ft<sup>2</sup>.F jam

$$UD = 75 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = 10,79 \text{ m}^2$$

**Menghitung luas selubung reaktor:**

$$A = \pi \cdot D \cdot H = 7,306 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih coil pendingin.

## Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = \frac{m}{\text{densitas air}}$$

$$Q_v = 9,54 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk aliran dalam koil/tube, Batasan kecepatannya adalah 1,5 – 2,5 m/s (Culson pg, 527).

$$\text{Kecepatan fluida pendingin} = 2 \text{ m/s} = 7.200 \text{ m/jam}$$

$$\text{Debit fluida pendingin} = 9,54 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas penampang A} = 0.0013 \text{ m}^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$ID = 0,0411 \text{ m} = 1,62 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar (Kern tabel 11 pg 844)

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0604 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft} = 0,0492 \text{ m}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/panjang (a'')} = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft outside}$$

$$= 0,508 \text{ ft}^2/\text{ft inside}$$

### Menentukan koefisien transfer panas dalam koil (hi)

$$\rho \text{ fluida pendingin} = 1.023,01 \text{ kg/m}^3 = 63,84 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ fluida pendingin} = 0,8177 \text{ cp} = 1,98 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ fluida pendingin} = 0,3315 \text{ Btu/ft.jam.oF}$$

$$C_p \text{ fluida pendingin} = 5.514,24 \text{ btu/lb.F}$$

$$j_H = 200 \text{ (Grafik 24 Kern pg 834)}$$

$$h_i = jH \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 13.147,52 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

### Menentukan h<sub>io</sub>

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 10.711,36 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Untuk koil, h<sub>io</sub> harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{pipe}} \left( 1 + 3.5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral\ koil}} \right)$$

$$h_{io\ koil} = 12.746,50 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

### Menentukan h<sub>o</sub>

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dari reaktor ke koil dihitung dengan :

$$h_o = 0.87 \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{L_p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

$$L_p = D_i = 1,17 \text{ ft}$$

$$N = 4,27 \text{ rps} = 15.364,65 \text{ rpj}$$

$$\rho = 1.093,47 \text{ kg/m}^3 = 68,23 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 52,75 \text{ cP} = 127,64 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$c_p = 23.091,45 \text{ kJ/kg} = 5.514,24 \text{ Btu/lb} \cdot \text{F}$$

$$k = 0,3315 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

$$OD = 48 \text{ in} = 4 \text{ ft}$$

$$D = 1,94 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 127,64$$

Sehingga didapatkan  $h_o = 801.174,16 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$

### Menentukan $U_c$

Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih :

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io \text{ koil}}}{h_o + h_{io \text{ koil}}}$$

$$U_c = 12.546,8844 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

### Menentukan $U_d$

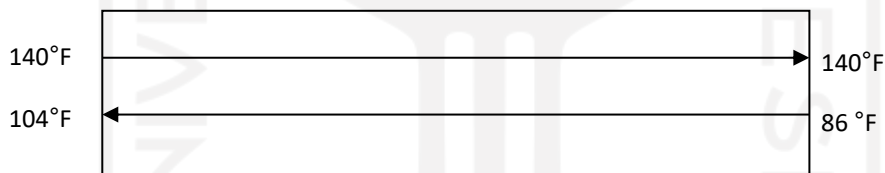
Untuk kecepatan fluida 2 m/s maka  $R_d = 0,001$  (Kern pg 845)

$$U_D = \frac{h_D \cdot U_c}{h_D + U_c}$$

$$h_D = 1/R_d$$

$$U_d = 926,18 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

### Menentukan luas bidang transfer panas



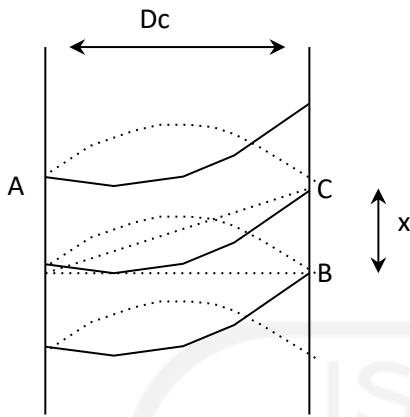
$$A = Q_{\text{total}} / (U_d \times \Delta T_{LMTD}) = 9,92 \text{ ft}^2$$

### Menentukan Panjang koil

$$L_{\text{pipa Koil}} = A/a'' = 15,95 \text{ ft} = 4,8 \text{ m}$$

### Menentukan jumlah lilitan

$$\text{Keliling lilitan} = 0.5 \text{ putaran miring} + 0.5 \text{ putaran datar}$$



$$K \text{ lilitan} = 1 \cdot 2\pi D_c + 1 \cdot 2\pi A C$$

$$K \text{ lilitan} = 1/2\pi D_c + 1/2\pi(D_c^2 + x^2)/x$$

$$K \text{ lilitan} = 2,35 \text{ m}$$

$$N \text{ lilitan} = L \text{ pipa koil} / K \text{ lilitan}$$

$$N \text{ lilitan} = 3 \text{ lilitan}$$

### Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot OD$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 0,7933 \text{ ft} = 0,2418 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam *shell* akan naik karena adanya volume dari koil

Asumsi : semua koil tercelup

$$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$V \text{ cairan dalam shell} = 1,11 \text{ m}^3$$

$$V \text{ koil} = 0,0558 \text{ m}^3$$

$$A \text{ shell} = 0,8990 \text{ m}^2$$

$$Z_c = 1,30 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan setelah ada koil)/2

$$h_k = 0,6561 \text{ m}$$

$$b+sf = 0,2566 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan
2. Jarak dasar tangka ke bagian bawah koil (hk)>(b+sf)

### Menentukan Pressure Drop

$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

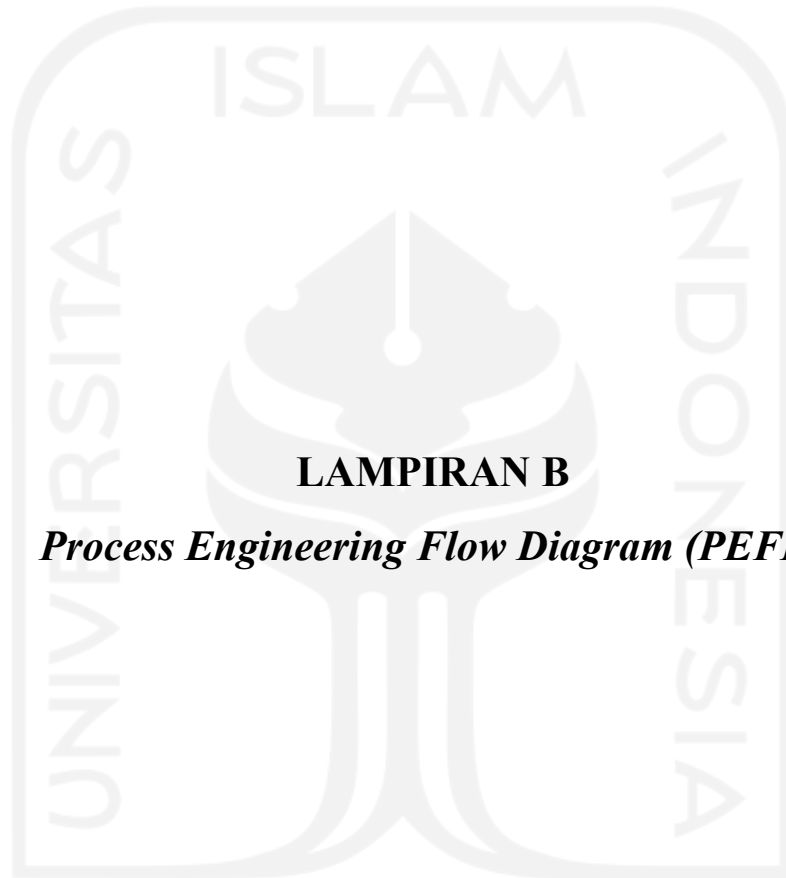
$$\text{Re} = 85.760,51$$

$$F = 0,00574 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times \text{ID} \times s \times \theta t}$$

$$\Delta P_T = 0,0029 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$





**LAMPIRAN B**

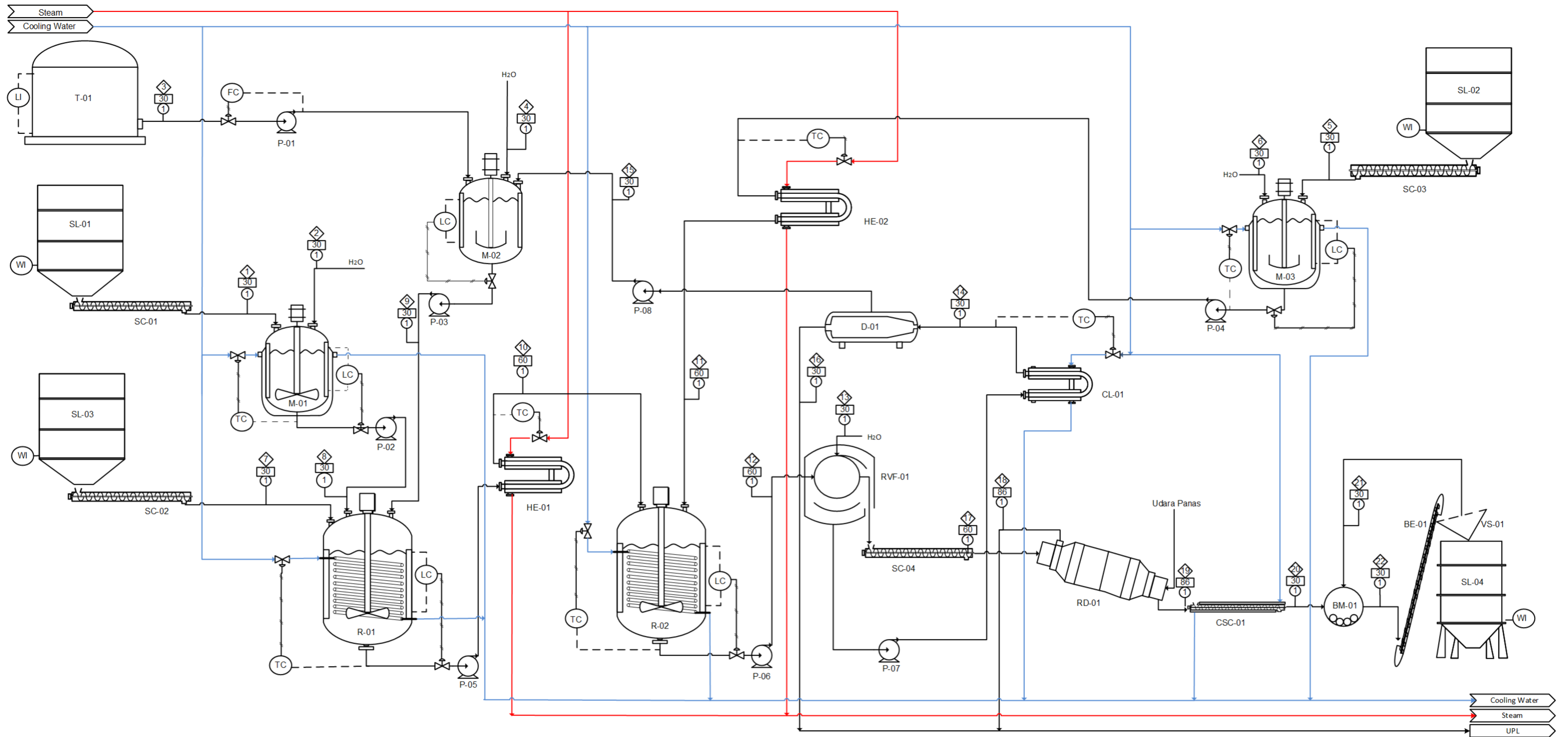
***Process Engineering Flow Diagram (PEFD)***

الجمهورية الإسلامية الإندونيسية

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PRA RANCANGAN PABRIK CARBOXYMETHYL CELLULOSE DARI CELLULOSE

### DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg / Jam)																					
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18	Arus 19	Arus 20	Arus 21	Arus 22
$C_6H_{10}O_5 (s)$							353,4			35,3		35,3					35,3		35,3	37,1	1,8	35,3
$NaOH (s)$	174,4							174,4		95,9		88,8		88,8		88,8						
$C_2H_5O (l)$			52,7						262,0	262,0		262,0		262,0	200,0	62,0						
$H_2O (l)$	1,8	172,6	1,1	21,5	4,7	20,7	18,6	174,4	112,3	340,6	25,4	366,0	126,0	418,2	99,0	319,2	73,8	72,3	1,5	1,5	0,1	1,5
$C_6H_5O_2Na (s)$										361,2		36,1				36,1		36,1		37,9	1,8	36,1
$ClCH_2COONa (s)$					228,5						228,5	2,3		2,3		2,3						
$NaCl (s)$												113,5				113,5		113,5		119,2	5,7	113,5
$C_2H_3NaO_3 (s)$												17,3				17,3		17,3		18,2	0,9	17,3
$C_6H_{11}O_7Na (s)$												427,6				427,6		427,6		448,9	21,4	427,6
<b>Total</b>	<b>176,1</b>	<b>172,6</b>	<b>53,8</b>	<b>21,5</b>	<b>233,2</b>	<b>20,7</b>	<b>372,0</b>	<b>348,7</b>	<b>374,3</b>	<b>1095,0</b>	<b>253,9</b>	<b>1348,9</b>	<b>126,0</b>	<b>771,3</b>	<b>299,0</b>	<b>472,3</b>	<b>703,6</b>	<b>72,3</b>	<b>631,3</b>	<b>662,9</b>	<b>31,6</b>	<b>631,3</b>

Keterangan Alat	
BE	Bucket Elevator
BM	Ball Mill
CL	Cooler
CSC	Cooling Screw Conveyor
D	Decanter
HE	Heater
M	Mixer
P	Pompa
R	Reaktor
RD	Rotary Dryer
RVF	Rotary Vacuum Filter
SC	Screw Conveyor
SL	Silo
T	Tangki
VS	Vibrating Screen

Keterangan Instrumen	
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
TC	Temperature Controller
WI	Weight Indicator

Keterangan Instrumen	
◇	Nomor Arus
□	Temperature (°C)
○	Tekanan (atm)
⊗	Control Valve
—	Pipe
—/—	Sinyal Pneumatic
---	Sinyal Elektrik



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
 2022

**PRARANCANGAN PABRIK CARBOXYMETHYL CELLULOSE DARI CELLULOSE DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

DISUSUN OLEH:  
 Rifky Mardiansyah (18521077)  
 Benny Mukti Nugraha (18521086)

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



**LAMPIRAN C**  
**KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rifky Murdiansyah

No.MHS : 18521077

2. Nama Mahasiswa : Benny Mukti Nugroho








No.MHS : 18521086

Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK

CARBOXYMETHYL CELLULOSE DARI  
CELULOSE POWDER DENGAN KAPASITAS  
5000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 8 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 12 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23/12/2021	Penentuan kapasitas prarancangan pabrik	
2	07/01/2022	Pemilihan proses beserta landasan teori	
3	03/02/2022	Bimbingan dalam penulisan luaran	
4	11/03/2022	Bimbingan dalam penulisan luaran	
5	27/06/2022	Bimbingan revisi <i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i>	
6	04/07/2022	Bimbingan revisi <i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i> dan Utilitas	
7	11/07/2022	Bimbingan evaluasi ekonomi	
8	18/07/2022	Bimbingan Naskah	

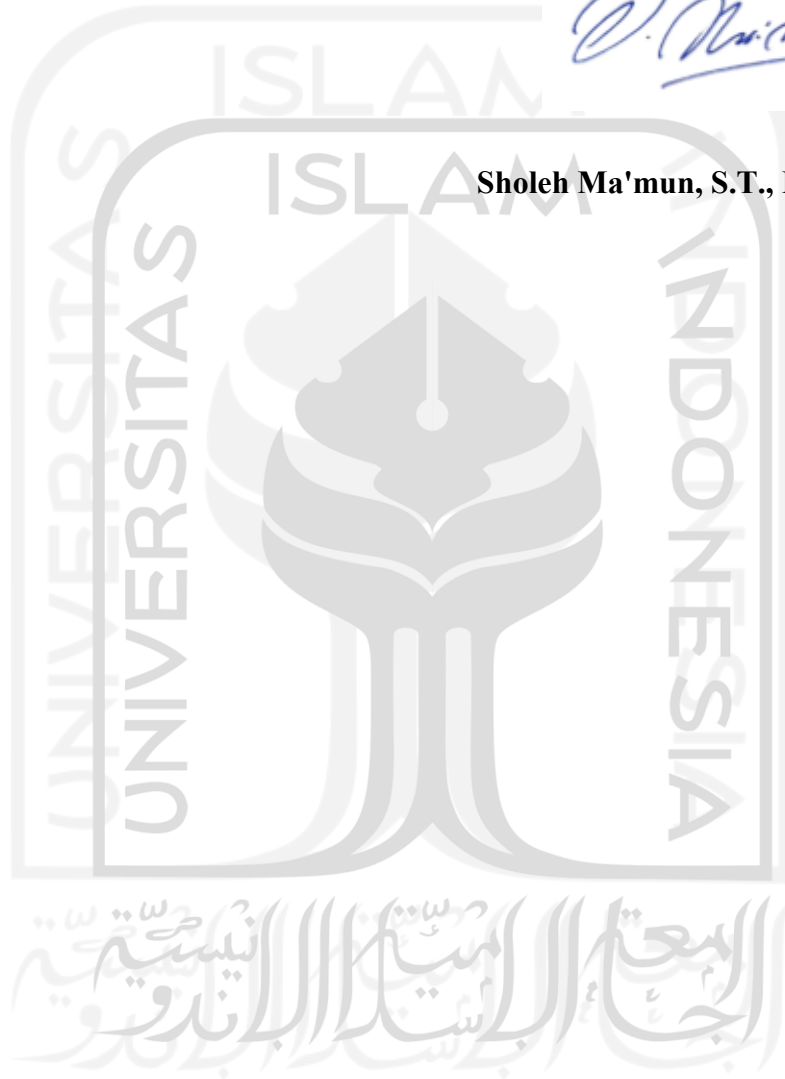
**Disetujui Draft**

**Yogyakarta, 12 Juli 2022**

**Pembimbing,**



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



## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Rifky Murdiansyah

No.MHS : 18521077

2. Nama Mahasiswa : Benny Mukti Nugroho









No.MHS : 18521086

Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK

CARBOXYMETHYL CELLULOSE DARI  
CELULOSE POWDER DENGAN KAPASITAS  
5000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 8 Juni 2022

Batas Akhir Bimbingan : 06 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	31/01/2022	Bimbingan pemilihan proses, tinjauan termodinamika	
2	29/03/2022	Bimbingan tinjauan termodinamika, diagram alir	
3	26/04/2022	Bimbingan diagram alir, neraca massa	
4	19/05/2022	Bimbingan neraca massa, neraca panas	
5	01/06/2022	Bimbingan optimasi reaktor, spesifikasi reaktor, alat pemisah, dan alat pendukung	
6	22/06/2022	Bimbingan revisi Process Engineering Flow Diagram (PEFD)	
7	12/07/2022	Bimbingan Evaluasi Ekonomi & Naskah	
8	22/07/2022	Bimbingan Naskah	

**Disetujui Draft**

**Yogyakarta, 22 Juli 2022**

**Pembimbing,**



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

