

**PRARANCANGAN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA  
MENGUNAKAN METODE ELEKTROLISIS SEL DIAFRAGMA  
KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan

Sarjana Terapan (S-1) Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan

Politeknik Negeri Ujung Pandang

ANDI ARUM ALFIKA 431 20 007

DENOV EKAYANTI RAMADHANI 431 20 014

**PROGRAM STUDI D4 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG**

**MAKASSAR**

**2024**

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul **Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun** oleh Andi Arum Alfika NIM 43120007 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I

Pembimbing II



Dr. Ridhawati, S.T., M.T.  
NIP. 197604192005012002



M. Badai, S.T., M.T.  
NIP. 196007221988111001

Mengetahui

Koordinator Program Studi  
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 200

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul **Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun** oleh Denov Ekayanti Ramadhani NIM 43120014 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024

Mengesahkan,

Pembimbing I

Pembimbing II



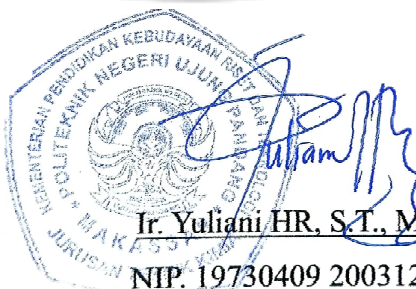
Dr. Ridhawati, S.T., M.T  
NIP. 197604192005012002



M. Badai, S.T., M.T  
NIP. 196007221988111001

Mengetahui

Koordinator Program Studi  
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 200

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Jumat tanggal 18 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Andi Arum Alfika NIM 431 20 007 dengan judul **Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun.**

Makassar, 18 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:



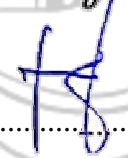
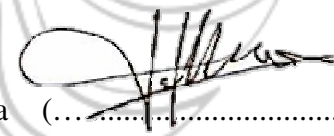

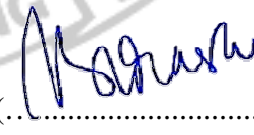
1. Ir. Irwan Sofia, M.Si. Ketua (.....)
2. Drs. Herman Bangngalino, M.T. Sekretaris (.....)
3. Fajar, S.T., M.Eng. Anggota (.....)
4. Lasire, S.T., M.Si Anggota (.....)
5. Dr. Ridhawati, S.T., M.T. Anggota (.....)
6. M. Badai, S.T., M.T. Anggota (.....)

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Jumat tanggal 18 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Denov Ekayanti Ramadhani NIM 431 20 014 dengan judul **Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun.**

Makassar, 18 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:

1. Ir. Irwan Sofia, M.Si. Ketua (..........)
2. Drs. Herman Bangngalino, M.T. Sekretaris (..........)
3. Fajar, S.T., M.Eng. Anggota (..........)
4. Lasire, S.T., M.Si Anggota (..........)
5. Dr. Ridhawati, S.T., M.T. Anggota (..........)
6. M. Badai, S.T., M.T. Anggota (..........)

## KATA PENGANTAR

*Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Puji Syukur kami panjatkan atas kehadiran Allah Swt. karena atas berkat rahmat-Nya sehingga skripsi ini yang berjudul “Prarancangan Pabrik NaOH (Natrium Hidroksida) dengan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas Pabrik 42.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Selawat dan salam tak lupa kita hanturkan untuk Nabi besar kita Muhammad saw. yang menjadi suri tauladan kita semua.

Dalam menyelesaikan proposal ini tidak sedikit hambatan yang kami alami. Namun, hambatan tersebut dapat teratasi berkat bantuan berbagai pihak-pihak. Oleh karena itu, penulis sangat berterima kasih kepada:

1. Kedua orang tua yang senantiasa memberikan dukungan doa, moril maupun materi kepada penulis;
2. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang;
3. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M. Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang;
4. Ibu Yuliani HR., S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M. T. sebagai pembimbing I dan Bapak M. Badai, S.T., M.T. selaku pembimbing II;
6. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah mengajar dan memberikan ilmunya kepada penulis;
7. Teman-teman Angkatan D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan dan menjadi penyemangat dalam penyusunan skripsi ini;
8. Seluruh civitas yang turut membantu dan tidak dapat disebutkan satu persatu.

Dalam penyusunan proposal ini tentu saja masih memiliki banyak kekurangan maka dari itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun agar proposal ini menjadi lebih baik lagi. Semoga skripsi ini bermanfaat bagi semua pihak, baik bagi penyusun sendiri maupun para pembaca. Akhir kata penulis ucapkan terima kasih.

Makassar, 11 Oktober 2024

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PENERIMAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR TABEL.....	xviii
SURAT PERNYATAAN.....	xx
RINGKASAN.....	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	23
1.1 Latar Belakang.....	23
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	25
1.2.1 Ketersediaan bahan baku.....	25
1.2.2 Kapasitas produksi.....	26
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	30
1.3.1 Ketersediaan bahan baku.....	31
1.3.2 Utilitas.....	31
1.3.3 Tenaga kerja.....	32
1.3.4 Pemasaran.....	32

1.4 Tinjauan Proses.....	32
1.4.1 Proses produksi NaOH dari elektrolisa garam.....	32
1.4.2 Pemilihan proses.....	37
<b>BAB II DESKRIPSI PROSES.....</b>	<b>39</b>
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	39
2.1.1 Bahan baku.....	39
2.1.2 Produk.....	41
2.2 Konsep Dasar Proses.....	45
2.2.1 Dasar reaksi.....	45
2.2.2 Kondisi operasi.....	45
2.2.3 Tinjauan termodinamika.....	45
2.3 Langkah Proses.....	51
2.3.1 Tahap brine purification (pemurnian larutan garam).....	51
2.3.2 Tahap brine electrolysis (elektrolisis air garam).....	52
2.3.3 Product purification (hasil pemurnian produk).....	53
2.4 Diagram Alir Kuantitatif.....	55
<b>BAB III NERACA MASSA.....</b>	<b>57</b>
3.1 <i>Mixing Tank</i> (M-01).....	57
3.2 <i>Reaktor Tank</i> (R-01).....	58
3.3 <i>Clarifier</i> (CL-01).....	59



3.4 <i>Ion Exchanger</i> (IE-01).....	59
3.5 <i>Elektrolizer Tank</i> (EL-01).....	60
3.6 <i>Evaporator I</i> (EV-01).....	61
3.7 <i>Evaporator II</i> (EV-02).....	61
3.8 <i>Evaporator III</i> (EV-03).....	62
3.9 <i>Centrifuge I</i> (CF-01).....	63
3.10 <i>Falling Film Evaporator</i> (FFE-01).....	63
3.11 <i>Crystalizer</i> (CR-01).....	64
3.12 <i>Centrifuge II</i> (CF-02).....	64
3.13 <i>Rotary Dryer</i> (RD-01).....	65
<b>BAB IV NERACA PANAS</b> .....	66
4.1 <i>Mixing Tank</i> (M-01).....	66
4.2 <i>Reactor Tank</i> (R-01).....	67
4.3 <i>Heater</i> (H-01).....	67
4.4 <i>Elektrolizer</i> (EL-01).....	68
4.5 <i>Evaporator Effect I</i> (EV-01).....	69
4.6 <i>Evaporator Effect II</i> (EV-02).....	69
4.7 <i>Evaporator Effect III</i> (EV-03).....	70
4.8 <i>Falling Film Evaporator</i> (FFE-01).....	71
4.9 <i>Cooler</i> (CLR-01).....	71

4.10 Crystallizer (CR-01).....	72
4.11 Rotary Dryer (RD-01).....	73
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT.....</b>	<b>74</b>
5.1 Unit Penyimpanan.....	74
5.1.1 <i>Storage</i> NaCl (S-01).....	74
5.1.2 Silo I (SL-01).....	74
5.1.3 Silo II (SL-02).....	75
5.1.4 Tangki Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (TP-01).....	75
5.1.5 Tangki NaOH (TP-02).....	76
5.1.6 Tangki Penampung (T-03).....	76
5.1.7 Tangki Penampung (T-04).....	77
5.1.8 Tangki Penampung (T-05).....	77
5.2 Unit Pemindah.....	78
5.2.1 Belt Conveyor I (BC-01).....	78
5.2.2 Belt Conveyor II (BC-02).....	78
5.2.3 Screw Conveyor I (SC-01).....	78
5.2.4 Screw Conveyor II (SC-02).....	79
5.2.5 Screw Conveyor III (SC-03).....	79
5.2.6 Bucket Elevator (BE-01).....	80
5.2.7 Pompa I (P-01).....	80

5.2.8 Pompa II (P-02).....	81
5.2.9 Pompa III (P-03).....	81
5.2.10 Pompa IV (P-04).....	82
5.2.11 Pompa V (P-05).....	82
5.2.12 Pompa VI (P-06).....	83
5.2.13 Pompa VII (P-07).....	84
5.2.14 Pompa VIII (P-08).....	84
5.3 Unit Penukar Panas.....	85
5.3.1 Heater (H-01).....	85
5.3.2 Cooler (CLR-01).....	85
5.4 Unit Proses.....	85
5.4.1 Mixer Tank (M-01).....	85
5.4.2 Reactor Tank (R-01).....	86
5.4.3 Clarifier (CL-01).....	87
5.4.4 Ion Exchange (IE-01).....	87
5.4.5 Elektrolizer (EL-01).....	88
5.4.6 Evaporator Effect I (EV-01).....	88
5.4.7 Evaporator Effect II (EV-02).....	89
5.4.8 Evaporator Effect III (EV-03).....	89
5.4.9 Centrifuge I (CF-01).....	90

5.410 Falling Film Evaporator (FFE-01).....	91
5.4.11 Crystallizer (CR-01).....	91
5.4.12 Centrifuge II (CF-02).....	92
5.4.13 Rotary Dryer (RD-01).....	93
<b>BAB VI UTILITAS.....</b>	<b>94</b>
6.1 Unit Penyediaan Air.....	94
6.1.1 Air Umpan Boiler.....	90
6.1.2 Air Sanitasi.....	99
6.1.3 Air Pendingin.....	101
6.1.4 Air Proses.....	101
6.2 Unit Penyediaan Listrik.....	102
6.3 Unit Penyedia Bahan Bakar.....	102
6.4 Unit Penyediaan Steam.....	102
6.5 Pengolahan Limbah.....	103
6.6 Diagram Alir Pengolahan Air.....	105
<b>BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....</b>	<b>107</b>
7.1 Instrumentasi.....	107
7.1.1 Tujuan Pemasangan Alat Instrumen.....	107
7.1.2 Pengelompokan Sistem Kontrol.....	109
7.1.3 Elemen-elemen Sistem Kontrol Proses.....	110

7.1.4 Instrumentasi Alat Pada Pabrik NaOH.....	111
7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup.....	112
7.2.1 Penanggulangan Preventif.....	112
7.2.2 Penanggulangan <i>Curative</i> .....	114
<b>BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI.....</b>	<b>116</b>
8.1 Bentuk Perusahaan.....	116
8.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	117
8.3 Tugas dan Wewenang.....	119
8.4 Pembagian Seksi-seksi dan Tugas.....	121
8.4.1 Kepala Bagian Produksi.....	121
8.4.2 Kepala Bagian Teknik.....	122
8.4.3 Kepala Bagian Umum.....	123
8.4.4 Kepala Bagian Pemasaran.....	124
8.4.5 Kepala Bagian Keuangan.....	125
8.5 Karyawan.....	125
8.6 Pengaturan Jam Kerja.....	125
8.7 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	127
8.7.1 Penggolongan Jabatan.....	127
8.7.2 Jumlah Karyawan dan Gaji.....	128
<b>BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN.....</b>	<b>135</b>

9.1 Tata Letak Pabrik.....	135
9.2 Tata Letak Alat Proses.....	139
BAB X ANALISA EKONOMI.....	140
10.1 Modal ( <i>Capital Investment</i> ).....	141
10.2 Biaya Produksi ( <i>Production Cost</i> ).....	141
10.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian.....	142
10.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih.....	142
10.3.2 <i>Internal Rate of Return</i> (IRR).....	143
10.3.3 <i>Payback Period</i> (PBP).....	143
10.3.4 <i>Break Event Point</i> (BEP).....	143
10.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi.....	144
BAB XI KESIMPULAN.....	145
DAFTAR PUSTAKA.....	147
LAMPIRAN A NERACA MASSA.....	A-1
LAMPIRAN B NERACA PANAS .....	B-1
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT .....	C-1
LAMPIRAN D UTILITAS .....	D-1
LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI .....	E-1

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Lokasi pabrik NaOH.....	30
Gambar 1.2 Elektrolisis NaCL jenis sel diafragma.....	34
Gambar 1.3 Elektrolisis NaCL jenis sel membran.....	35
Gambar 1.4 Elektrolisis NaCl jenis sel merkuri.....	37
Gambar 2.1 Blok diagram proses produksi NaOH.....	54
Gambar 2.2 Diagram alir proses elektrolisis sel diafragma.....	55
Gambar 3.1 Aliran mixing tank.....	57
Gambar 3.2 Aliran <i>reactor tank</i> .....	58
Gambar 3.3 Aliran <i>clarifier</i> .....	59
Gambar 3.4 Aliran <i>ion exchange</i> .....	59
Gambar 3.5 Aliran <i>elektrolizer tank</i> .....	60
Gambar 3.6 aliran <i>effect 1 evaporator</i> .....	61
Gambar 3.7 Aliran <i>effect 2 evaporator</i> .....	61
Gambar 3.8 Aliran <i>effect 3 evaporator</i> .....	62
Gambar 3.9 Aliran <i>centrifuge I</i> .....	63
Gambar 3.10 aliran <i>falling film evaporator</i> .....	63
Gambar 3.11 aliran <i>crystallizer</i> .....	64
Gambar 3.12 Aliran <i>centrifuge (CF-02)</i> .....	64
Gambar 3.13 Aliran <i>rotary dryer</i> .....	65
Gambar 4.1 Aliran neraca panas pada mixing tank.....	66
Gambar 4.2 Aliran neraca panas pada reactor tank.....	67
Gambar 4.3 Aliran neraca panas pada heater.....	67
Gambar 4.4 Aliran neraca panas pada elektrolizer.....	68
Gambar 4.5 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect I.....	69
Gambar 4.6 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect II.....	69
Gambar 4.7 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect III.....	70
Gambar 4.8 Aliran neraca panas pada falling film evaporator.....	71
Gambar 4.9 Aliran neraca panas pada cooler.....	71
Gambar 4.10 Aliran neraca panas pada crystallizer.....	72

Gambar 4.11 Aliran neraca panas pada rotary dryer.....	73
Gambar 8.1 Bagan struktur organisasi perusahaan.....	134
Gambar 9.1 Tata letak pabrik.....	138
Gambar 9.10 Tata letak alat proses.....	139
Gambar 10.1 Grafik Break Event Point (BEP).....	144

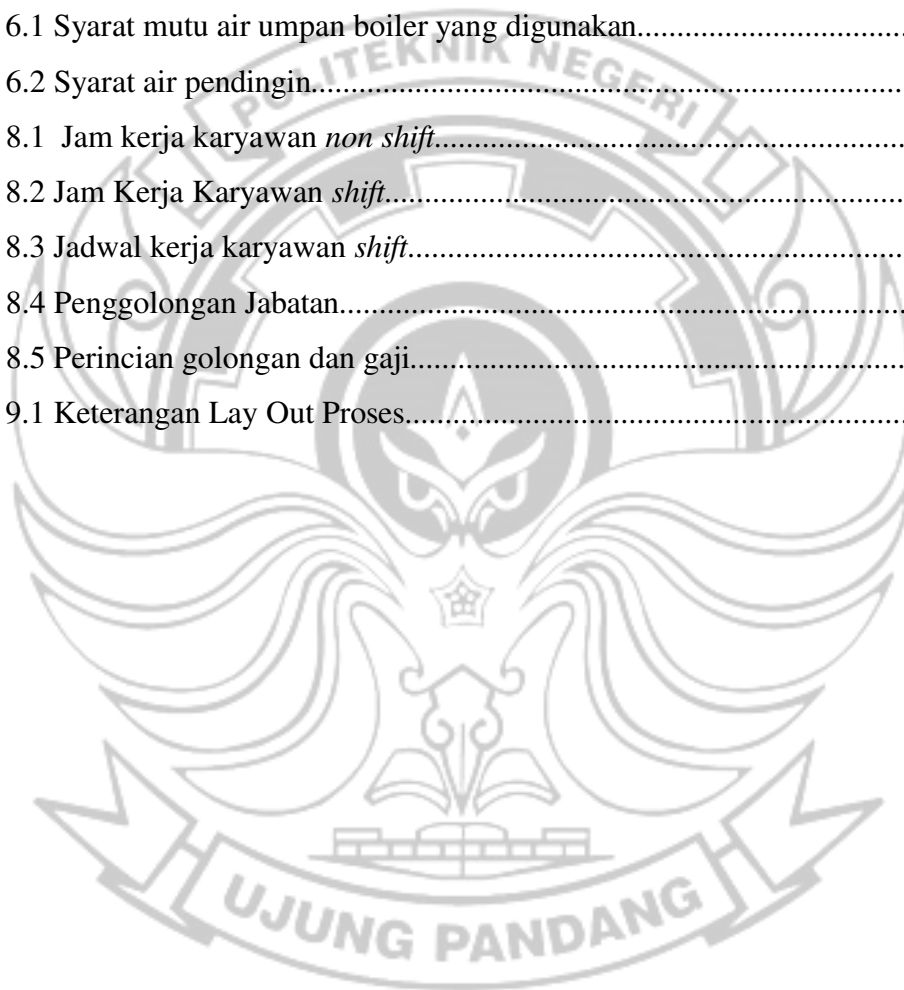




## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data produksi garam industri berdasarkan provinsi di Indonesia 2019-2022.....	25
Tabel 1.2 Produksi NaOH di Indonesia pada tahun 2017-2021.....	26
Tabel 1.3 Konsumsi NaOH di Indonesia pada tahun 2017-2021.....	26
Tabel 1.4 Impor dan Ekspor NaOH di Indonesia pada tahun 2019-2023.....	28
Tabel 1.5 Pabrik NaOH dan kapasitas produksi di Indonesia.....	28
Tabel 1.6 Perbandingan proses pembuatan NaOH menggunakan sel elektrolisis.	38
Tabel 2.1 Data entalpi pembentukan $\Delta H^{\circ}_f$ dan $\Delta G^{\circ}_f$ .....	46
Tabel 2.2 Standar impuritas yang diperbolehkan masuk ke dalam proses elektrolisis diafragma.....	53
Tabel 3.1 Komponen Garam.....	57
Tabel 3.2 Neraca massa <i>mixing tank</i> (M-01).....	57
Tabel 3.3 Neraca massa <i>reactor tank</i> (R-01).....	58
Tabel 3.4 Neraca massa <i>clarifier</i> (CL-01).....	59
Tabel 3.5 Neraca massa <i>ion exchange</i> (IE-01).....	60
Tabel 3.6 Neraca massa <i>elektrolysis tank</i> (EL-01).....	60
Tabel 3.7 Neraca massa <i>effect 1 evaporator</i> .....	61
Tabel 3.8 Neraca massa <i>effect 2 evaporator</i> .....	61
Tabel 3.9 Neraca massa <i>effect 3 evaporator</i> .....	62
Tabel 3.10 Neraca massa <i>centrifuge</i> I (CF-01).....	63
Tabel 3.11 Neraca massa <i>falling film evaporator</i> (FFE-01).....	63
Tabel 3.12 Neraca massa <i>crystallizer</i> (CR-01).....	64
Tabel 3.13 Neraca massa <i>centrifuge</i> (CF-02).....	64
Tabel 3.14 Neraca massa <i>rotary dryer</i> (RD-01).....	65
Tabel 4.1 Neraca Panas Mixing Tank (M-01).....	66
Tabel 4.2 Neraca Panas Reactor Tank (R-01).....	67
Tabel 4.3 Neraca Panas Heater (H-01).....	68
Tabel 4.4 Neraca Panas Elektrolizer (EL-01).....	68

Tabel 4.5 Neraca Panas Evaporator Effect I (EV-01).....	69
Tabel 4.6 Neraca Panas Evaporator Effect II (EV-02).....	70
Tabel 4.7 Neraca Panas Evaporator Effect III (EV-03).....	70
Tabel 4.8 Neraca Panas Falling Film Evaporator (FFE-01).....	71
Tabel 4.9 Neraca Panas Cooler (CLR-01).....	71
Tabel 4.10 Neraca Panas Crystallizer (CR-01).....	72
Tabel 4.11 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01).....	73
Tabel 6.1 Syarat mutu air umpan boiler yang digunakan.....	95
Tabel 6.2 Syarat air pendingin.....	102
Tabel 8.1 Jam kerja karyawan <i>non shift</i> .....	126
Tabel 8.2 Jam Kerja Karyawan <i>shift</i> .....	126
Tabel 8.3 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i> .....	126
Tabel 8.4 Penggolongan Jabatan.....	127
Tabel 8.5 Perincian golongan dan gaji.....	131
Tabel 9.1 Keterangan Lay Out Proses.....	131



## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Andi Arum Alfika

NIM : 431 20 007

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini yang berjudul Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024



Andi Arum Alfika

NIM : 431 20 007

## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Denov Ekayanti Ramadhani

NIM : 431 20 014

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini yang berjudul Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun merupakan gagasan dan hasil karya saya sendiri dengan arahan komisi pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024



Denov Ekayanti Ramadhani

NIM : 431 20 014

**PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM HIDROKSISA MENGGUNAKAN  
ELEKTROLISIS SEL DIAFRAGMA KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN**

**RINGKASAN**

Pra rancangan pabrik Natrium Hidroksida dari Natrium Klorida dengan kapasitas 42.000 ton per tahun. Pabrik ini diharapkan akan menghasilkan NaOH untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di desa Bolok Kec.Kupang, Nusa Tenggara Timur. Pembuatan NaOH dilakukan dengan menggunakan metode elektrolisis sel diafragma. Proses elektrolisis direncanakan akan beroperasi pada suhu  $90^{\circ}\text{C}$  dan pada tekanan 1 atm menggunakan reaktor elektrolisis dengan besar konversi sebesar 96% NaOH. Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan bentuk organisasi type garis dan staff dimana jumlah karyawan sebanyak 168 orang. Pabrik beroperasi selama 24 jam tiap hari, dan 330 hari tiap tahun dengan pembagian jam kerja dilakukan berdasarkan sistem shift untuk karyawan operasional.

Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi untuk pendirian pabrik NaOH diatas total investasi yang dibutuhkan Rp.520.354.501.187 terdiri dari modal pinjaman Rp. 156.106350.356 dan modal sendiri sebesar Rp.364.248.150.831 dengan keuntungan sebelum dan sesudah pajak sebesar 43% dan 32% %. Waktu pengembalian modal POT yaitu selama 3,87 tahun atau 4 tahun. Break Event Point (BEP) sebesar 34,8 % dan Shut Down Point sebesar 12,43 %.

Berdasarkan hal tersebut maka Prarancangan pabrik Natrium Hidroksida ini cukup layak dan dapat dilanjutkan ketahap perancangan sesuai prosedur yang telah direncanakan.

## BAB I PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Indonesia memiliki luas total perairan 6.400.000 km<sup>2</sup> dan sebagian warga yang berada di pesisir pantai berprofesi sebagai nelayan dan petani garam. Garam merupakan komoditas pokok dibanyak negara terutama di Indonesia yang beriklim kering dan musim panas yang panjang. Kebutuhan garam di Indonesia tiap tahunnya yakni sebesar 4,5 juta ton dan konsumsi 800 ribu ton untuk rumah tangga maupun komersial (Kementrian Perindustrian RI, 2022).

Garam atau natrium klorida memiliki peranan penting dalam berbagai industri dan aspek kehidupan sehari-hari. NaCl, sebagai bahan utama dimanfaatkan dalam sintesis NaOH (natrium hidroksida), Cl<sub>2</sub> (klorin) dan H<sub>2</sub> (hidrogen). Bahan kimia tersebut dipergunakan dalam industri tekstil, industri sabun, penjernihan air pada *waste water treatment plant* (WWTP), industri *pulp*, industri minyak dan gas, serta penggunaan dalam *electroplating*.

NaOH adalah senyawa kimia dengan kandungan alkali yang tinggi, sifatnya yang tinggi alkali dapat menyebabkan korosi pada benda dan iritasi kulit terhadap manusia, sehingga produk tersebut perlu penanganan secara hati-hati selama penggunaannya. Dalam bentuk murni, NaOH berbentuk serpihan atau pelet dengan warna putih cerah, bersifat hidroskopis dan mudah larut dalam air.

Produksi NaOH dilakukan dengan proses elektrolisis garam, yang menggunakan proses sel diafragma dalam pembuatan natrium hidroksida (NaOH) dipilih karena beberapa alasan yang mendasarinya. Pertama, keamanan lingkungan menjadi faktor utama, karena metode ini tidak menggunakan merkuri, yang

berbahaya bagi kesehatan manusia dan dapat mencemari lingkungan. Dengan meningkatnya kesadaran akan masalah lingkungan, banyak industri beralih ke proses yang lebih ramah lingkungan. Selain itu, proses sel diafragma menawarkan efisiensi produksi yang baik dengan memisahkan larutan natrium klorida (NaCl) dari NaOH secara simultan, sehingga meningkatkan kontinuitas dan efisiensi produksi. Biaya investasi dan operasional yang lebih rendah dibandingkan dengan proses lain, seperti sel membran, juga menjadikannya pilihan yang menarik bagi pabrik-pabrik. Kenaikan permintaan NaOH dalam berbagai sektor industri, termasuk kimia dan tekstil, mendorong pencarian metode yang mampu memenuhi kebutuhan tersebut dengan berkelanjutan. Dengan pertimbangan ini, proses sel diafragma telah menjadi pilihan umum dalam industri pembuatan natrium hidroksida.

Pendirian pabrik ini bertujuan memenuhi permintaan NaOH dalam negeri maupun luar negeri. Selain itu, sektor industri memiliki pengaruh besar dalam kemajuan dan pertumbuhan ekonomi suatu negara. Pendirian pabrik ini juga menargetkan sasaran jangka panjang dan meningkatkan permintaan NaOH di pasar global. Pembangunan pabrik NaOH diharapkan tidak hanya memenuhi kebutuhan industri domestik tetapi juga memberikan dampak positif yang luas terhadap ekonomi dan masyarakat Indonesia secara keseluruhan. Berdasarkan tren dan prakiraan pertumbuhan pasar klor alkali yang bersumber dari penelitian dan penasihat intelijen menyatakan bahwa pada periode 2024-2029 kebutuhan NaOH di pasar global meningkat sebesar 3.17% faktor yang mendorong pertumbuhan pasar adalah tingginya permintaan NaOH dan turunannya terhadap sektor industri.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

### 1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Natrium klorida (NaCl) dan air merupakan bahan baku utama yang digunakan pada proses produksi NaOH. Bahan baku NaCl dapat diperoleh dari air laut dan garam industri. Indonesia sendiri merupakan negara yang dikelilingi lautan yang dipastikan mengandung garam yang dapat memenuhi ketersediaan bahan baku dari pembuatan pabrik ini. Beberapa daerah di Indonesia yang dikenal sebagai produsen garam termasuk kepulauan Jawa, Bali, Nusa Tenggara Barat, Nusa Tenggara Timur, dan daerah-daerah pesisir pantai lainnya. Adapun data produksi garam dari tahun 2019-2022 dapat dilihat pada tabel 1.1 sebagai berikut:

Tabel 1. 1 Data Produksi Garam Industri Berdasarkan Provinsi di Indonesia 2019-2023

<b>PRODUKSI GARAM</b>	<b>2019</b>	<b>2020</b>	<b>2021</b>	<b>2022</b>	<b>2023</b>
Aceh	393.2	8404.87	8517.73	686.63	875.71
Bali	3373.33	2676.11	926.1	1339.57	2805.65
Banten	10.06	73.9	84.9	5.15	1137
D.I.Yogyakarta	11.83	7.24	14.29	9.46	3.02
Gorontalo	2509.82	102.5	405.6	248.56	1596.6
Jawa Barat	445726.69	41489.2	83527.03	65554.34	394348.17
Jawa Tengah	796635.93	375295.5	292001.18	214503.32	652744.53
Jawa Timur	917931.89	398927.05	358878.05	211800.32	802170.46
Kalimantan Timur		54			
Nusa Tenggara Barat	14795.76	19746.96	7274.3	5422.62	20713.46
Nusa Tenggara Timur	168637.68	156965.75	115261.79	119036.17	205250.08
Sulawesi Selatan	140335.23	45310.5	5842.35	7176.75	121215.51
Sulawesi Tengah	693.7	808.76	394.71	1239.04	276.63
Sulawesi Tenggara		4.8	9.71	0.8	0.79
<b>Total Produksi (Ton)</b>	<b>2491055.12</b>	<b>1049867.15</b>	<b>873137.73</b>	<b>627022.72</b>	<b>2203137.62</b>

Sumber: statistic.kkp.go.id (Kementerian Kelautan dan Perikanan, 2022)

Berdasarkan data yang diperoleh dari Kementerian Kelautan dan Perikanan, produksi garam dari tahun 2019-2023 rata-rata berkisar 1.448.844,06 ton/tahun.

Produksi garam mengalami peningkatan serta penurunan setiap tahun, hal ini



diakibatkan dari berbagai faktor yaitu faktor persaingan dengan garam impor yang lebih murah ketimbang produksi garam di dalam negeri sehingga mengurangi produksi industri garam lokal.

### 1.2.2 Kapasitas Produksi

Dalam mendirikan suatu pabrik diperlukan penentuan kapasitas produksi dengan, penentuan kapasitas yang diproduksi dapat mengatasi masalah permintaan kebutuhan NaOH di dalam negeri maupun luar negeri. Perkiraan kapasitas produksi dapat ditentukan menurut nilai konsumen setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu berikutnya.

Tabel 1. 2 Produksi NaOH di Indonesia pada tahun 2017-2021

Tahun	Produksi (Ton)
2017	571.51
2018	588.82
2019	523.70
2020	448.65
2021	361.78

(Sumber: Bizteka, CCI, 2022)

Tabel 1.2 dapat dilihat dalam kurun waktu lima tahun produksi NaOH mengalami penurunan dikarena wabah virus korona yang melanda dunia di tahun tersebut.

Tabel 1. 3 Konsumsi NaOH di Indonesia pada tahun 2017-2021

Tahun	Industri Sabun	Volume (Ton)			Volume Total (Ton)
		Industri MSG	Industri VRSF	Industri Pulp	
2017	81.64	84.74	100.72	132.93	400,03
2018	85.28	86.50	104.73	133.39	409,9
2019	82.08	88.65	110.59	142.56	592,46
2020	83.89	89.74	112.95	149.15	435,73
2021	88.28	91.75	116.49	169.62	466,14

(Sumber: Bizteka, CCI, 2022)

Pada tabel 1.3 konsumsi NaOH pada tahun 2017-2021 semakin meningkat. Misalnya pada industri *Pulp* konsumsinya tercatat 132.93 ton lalu meningkat hingga 169.62 ton pada tahun 2021. Hal ini menandakan bahwa pendirian pabrik NaOH di Indonesia sangat memiliki peluang dikarenakan konsumsi NaOH meningkat setiap tahunnya.

Pabrik NaOH dari NaCl akan didirikan pada tahun 2029. Berikut penentuan kapasitas berdasarkan impor-ekspor.

a. Data impor, ekspor NaOH dan nilai konsumsi

Berikut adalah data impor NaOH dari Badan Pusat Statistik ((BPS, 2023). Data ini bertujuan untuk menghitung kapasitas pabrik yang dibutuhkan agar dapat memenuhi kebutuhan NaOH dalam negeri. Data impor NaOH di Indonesia pada tahun 2019-2023, sehingga perkiraan konsumsi NaOH pada tahun 2029 dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut.

$$M = P (1 + i)^n$$

Dimana:

M = jumlah impor pada tahun 2029 (ton/tahun)

P = Jumlah impor pada tahun terakhir (ton/tahun)

i = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun (%)

n = Selisih tahun

Tabel 1. 4 Impor dan Ekspor NaOH di Indonesia pada tahun 2019-2023

Tahun	Total Impor (ton/tahun)	%P	Total Ekspor (ton/tahun)	%P
2019	48,476	0	490.319	0.00
2020	65,909	36%	354.650	-28%
2021	63,652	-3%	133.945	-62%
2022	56,578	-11%	106.518	-20%
2023	66,198	17%	154.39	-86%
Rata – rata pertumbuhan per tahun (%)		8%		-39%

Sumber: (BPS, 2023)

Berdasarkan tabel 1.4 data impor dan ekspor NaOH di Indonesia selama 5 tahun terakhir di tahun 2023 jumlah impor NaOH di dalam negeri kian meningkat berkisar < 70% dari jumlah ekspor yang berkisar 154.39 ton/tahun hal tersebut dapat berdampak pada perekonomian dalam negeri. Maka, pembuatan pabrik NaOH dalam negeri sangat menguntungkan dalam mengurangi impor. Adapun pabrik NaOH yang berlokasi di Indonesia dilihat pada tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Pabrik NaOH Padatan dan kapasitas produksi di Indonesia

Pabrik NaOH	Kapasistas Produksi (ton/tahun)
PT. Asahimas Chemical	700.000
PT. Sulfindo Adiusaha	215.000
Total Produksi	915.000

Berdasarkan tabel 1.5 total produksi sebesar 915.000 ton/tahun. Dengan pertimbangan banyak pabrik di Indonesia yang juga menggunakan garam sebagai bahan baku dan ketersediaan bahan baku di Nusa Tenggara Timur sebesar 489.65 ton/tahun, maka pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029 mengambil 6% dari total produksi sebesar 54.900 ton/tahun. Dari tabel 1.4 diketahui rata-rata impor

NaOH adalah 8% , sehingga nilai konsumsi pada tahun 2029 dapat dihitung melalui persamaan berikut.

$$\begin{aligned}m_4 &= P (1+i)^n \\ &= 66.198 ( 1 + 0,08)^5 \\ &= 97.265,89 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Maka, diketahui perkiraan impor pertahunnya sebanyak 97.265,89 ton/tahun sehingga kapasitas pabrik dapat ditentukan dengan persamaan:

$$m_1 + m_2 = m_3 + m_4 \quad (\text{Fristianti,2022})$$

Dimana :

- $m_1$  = Produksi pabrik dalam negeri
- $m_2$  = Kapasitas pabrik yang akan didirikan
- $m_3$  = Nilai ekspor tahun 2029
- $m_4$  = Nilai konsums dalam negeri tahun 2029

Diperkirakan ekspor tahun 2029 adalah :

$$\begin{aligned}m_3 &= P (1+i)^n \\ &= 154,39 ( 1 + (-0,39))^5 \\ &= 13.0396 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Maka perkiraan kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029 adalah:

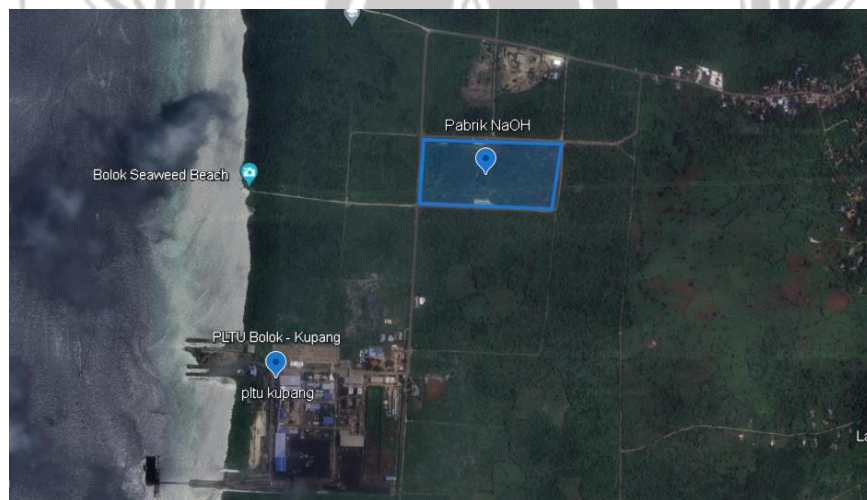
$$\begin{aligned}m_2 &= (m_3 + m_4) - (m_1) \\ &= (13.0396 + 97.265,89) - (54.900) \\ &= 97.278,93 - 54.900\end{aligned}$$

$$= 42.378,93 \text{ ton/tahun}$$

Dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku di dalam negeri serta permintaan ekspor yang besar, maka kapasitas produksi pada tahun 2029 dibulatkan menjadi 42.000 ton/tahun.

### 1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap keberhasilan pabrik yang akan didirikan, baik dari produksi maupun distribusinya. Pabrik NaOH (Natrium Hidroksida) berlokasi di daerah Bolok, Kec. Kupang Barat. Kab. Kupang, Nusa Tenggara Timur. Dengan luas pabrik  $10^{\circ}13'59''\text{S}$   $123^{\circ}29'46''\text{E}$  kiri ke kanan garis lintang atau latitude, atas ke bawah garis bujur atau longitude.



Gambar 1.1 Lokasi Pabrik NaOH

Penentuan lokasi pabrik perlu pertimbangan atas keberlangsungan dan perkembangan suatu pabrik. Faktor-faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik NaOH sebagai berikut:

### **1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku utama pada produksi NaOH adalah NaCl yang dimana ketersediaan bahan baku berada dekat dengan lokasi produksi. PT. Cheetam Garam Indonesia dengan kapasitas produksi sebesar 115.500 ton/tahun, untuk bahan baku tambahan yaitu NaOH 48% diperoleh di PT. Bumi Mulia Chemindo Sidoarjo Jawa Timur kapasitas produksi sebesar 12.000 ton/tahun, untuk perolehan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  (Natrium Karbonat) di PT. Petrokimia Gresik dengan kapasitas produksi sebesar 300.000 ton/tahun. Penggunaan bahan baku yang berada dalam negeri tanpa menggunakan bahan impor diharapkan dapat menurunkan biaya operasional pabrik.

### **1.3.2 Utilitas**

Kebutuhan listrik dapat disuplai dari PLTU Bolok Kupang Nusa Tenggara Timur dengan kapasitas 10.000 MW dengan jarak dari lokasi pabrik 0,83 km. Sumber untuk mendapatkan air lokasi pabrik dekat dengan sumber seperti air sungai Oebelo yang nantinya akan diproses melalui pengolahan air dengan jarak 0,21 km dari lokasi pabrik. Lokasi yang dipilih merupakan salah satu daerah penghasil garam di Kupang yang sedang direncanakan untuk membangun industri garam. Lokasi ini dinilai cukup strategis dalam pelayaran domestik maupun internasional dengan melewati jalur transportasi darat juga mampu ditempuh melalui jalur laut jarak lokasi pelabuhan ditempuh 3,41 km. Letaknya yang strategis tersebut lebih memudahkan dalam pemasaran produk nantinya. Letak pabrik ini juga nantinya terletak tidak akan jauh dari pemukiman warga.

### 1.3.3 Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik. Perekrutan tenaga kerja memprioritaskan lulusan dengan pendidikan yang cukup maju, sehingga memperoleh tenaga kerja di sekitar lokasi pabrik dan dapat menjamin terlaksananya pendirian pabrik NaOH.

### 1.3.4 Pemasaran

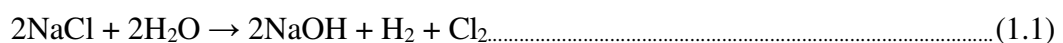
Pendirian pabrik NaOH bertujuan memenuhi permintaan dalam negeri maupun luar negeri. Beberapa industri yang terdapat di kota Nggolomo menggunakan NaOH diantaranya PT. Inti Daya Kencana, PT. Timor *Livestock* Lestari, Lab. Prodia Kupang, Lab. Tiberias Nagekeo dan lain sebagainya.

## 1.4 Tinjauan Proses

### 1.4.1 Proses Produksi NaOH dari Elektrolisa Garam

Proses klor-alkali merupakan proses elektrolisis larutan NaCl jenuh yang menghasilkan larutan NaOH, gas Cl<sub>2</sub> dan gas H<sub>2</sub>. Elektrolisis larutan garam menghasilkan gas klorin pada anoda dan gas hidrogen bersamaan dengan larutan natrium hidroksida pada katoda. Jika gas klorin dan natrium hidroksida merupakan produk yang diinginkan maka rancangan sel harus dibuat sedemikian rupa agar klorin dan larutan hidroksida tidak bercampur (Kemal Imam Azhari, 2022)

Elektrolisis merupakan suatu proses penguraian suatu zat karena adanya aliran listrik, dengan sel reaksi yang terbentuk,



Beberapa jenis sel untuk mengelektrolisis garam (NaCl) antara lain:

- a. Sel diafragma
- b. Sel merkuri
- c. Sel membran

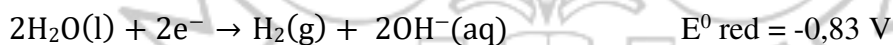
Proses elektrolisis dengan sel diafragma, ruang katoda dan anoda dipisah dalam satu ruang atau terdapat sekat diantara dua ruang tersebut. Sel diafragma menjaga bercampurnya gas hidrogen dan gas klor, karena kedua gas tersebut dapat menyebabkan terjadinya ledakan apabila bercampur. Selain itu, untuk mencegah terjadinya reaksi soda kaustik dengan klorin yang dapat membentuk NaClO (Natrium Hipoklorit) dan NaClO<sub>3</sub> (natrium klorat) pada temperatur operasi > 40°C.

Elektrolisis dengan menggunakan sel diafragma, arus DC dialirkan melalui sel agar elektrolisa larutan natrium klorida dan arahnya dari anoda ke katoda, yang berlawanan arah dengan aliran elektron.

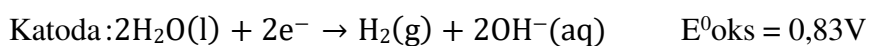
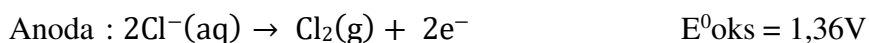
Reaksi utama terjadi pada anoda dengan reaksi:



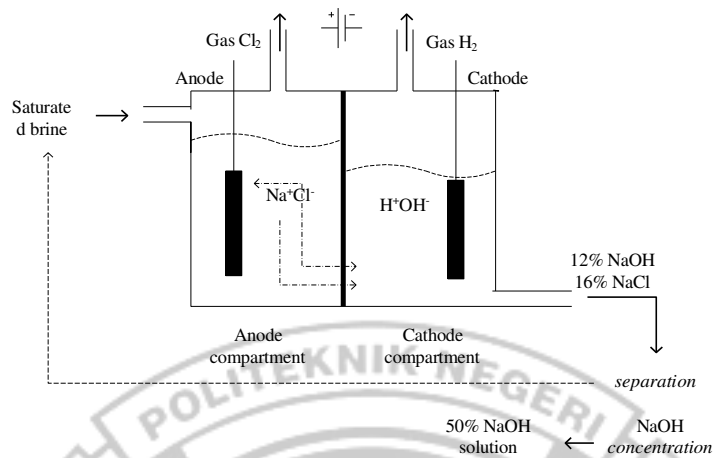
Dan reaksi pada katoda:



Dari harga potensial di atas, reaksi keseluruhan yang terjadi di katoda dan anoda yaitu:







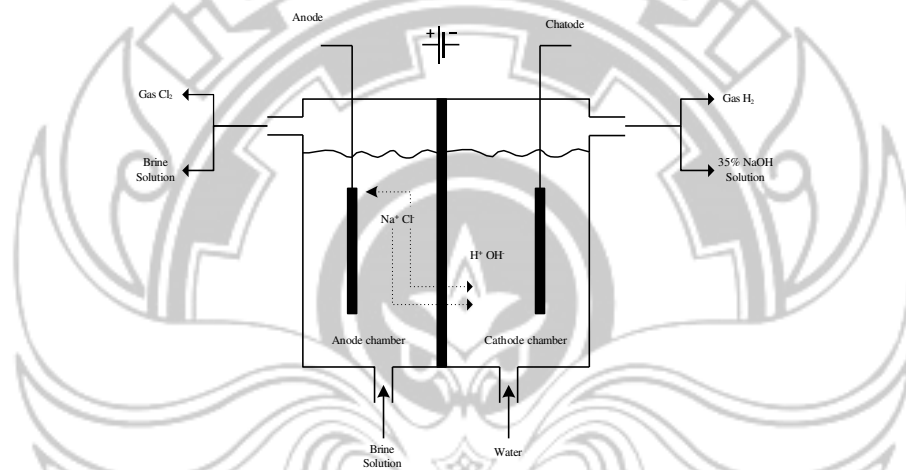
Gambar 1.2 Elektrolisis NaCl jenis sel diafragma

Sumber: Austin, G.T., 1984

Konsentrasi NaCl yang diizinkan adalah 340 – 350 g/liter yang pada hakikatnya adalah larutan jenuh. sel bekerja pada suhu 85 °C (Faith and Keyes, 1972). Diaphragma umumnya diganti setiap empat kali pergantian anoda. Umur anoda biasanya sekitar 365 hari. Pada saat ini telah digunakan diaphragma dan elektroda yang telah dimodifikasi sehingga memiliki efisiensi yang lebih tinggi dan umur penggunaan yang lebih lama yaitu mencapai 8-10 tahun. Larutan NaOH yang dihasilkan adalah 11,3 – 15 %.

Proses elektrolisis dengan sel membran ruang anoda dan katoda dipisahkan oleh suatu membran. Dimana membran hanya dapat dilalui oleh kation atau disebut juga membran penukar kation yang mempunyai peranan penting sebagai media yang memungkinkan terjadinya perpindahan ion-ion natrium ( $\text{Na}^+$ ) dari ruang anoda ke ruang katoda dan mencegah mengalirnya ion  $\text{Cl}^-$  ke ruang katoda serta mencegah  $\text{OH}^-$  ke ruang anoda sehingga soda kaustik yang dihasilkan tidak

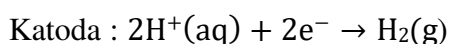
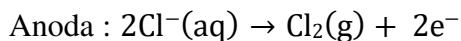
bercampur dengan larutan garam. Sel membran dapat menghasilkan 35% kaustik soda, yang kemudian dapat dilanjutkan dengan evaporasi untuk mendapatkan 50% kaustik soda. Membran terbuat dari bahan polimer seperti perfluoro sulfonik acid polimer dan perfluorocarboxylic acid polimer. Sel membran menghasilkan NaOH yang lebih murni dan lebih tinggi konsentrasinya bila dibandingkan dengan sel diafragma, yaitu sebesar 28 – 32 %. Sel membran ini telah diterapkan dalam industri secara komersial tetapi harganya masih relatif mahal.



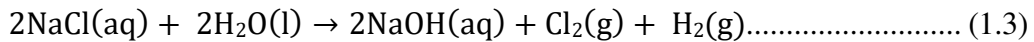
Gambar 1.3. Elektrolisis NaCl jenis sel membran

Sumber: *Pharmanotes*, 2022

Pada anoda, ion-ion klorida dalam larutan garam mengalami oksidasi menjadi gas  $\text{Cl}_2$ , sedangkan pada katoda ion-ion hidrogen dalam air mengalami reduksi menjadi gas hidrogen. Reaksi yang terbentuk sebagai berikut:

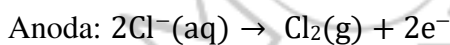
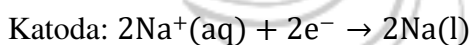


ion-ion natrium yang berpindah ke katoda bereaksi dengan ion-ion hidroksida menghasilkan NaOH. Reaksi secara keseluruhan sebagai berikut:

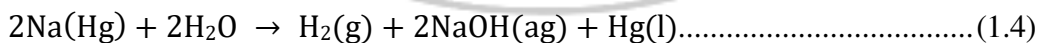


larutan garam natrium klorida jenuh yang mengandung ion-ion  $\text{Na}^+$  dan  $\text{Cl}^-$  dialirkan ke dalam ruang anoda, sedangkan pada ruang katoda diisi air murni. Suatu arus searah kemudian dialirkan melalui sel tersebut. Sel membran beroperasi dengan menggunakan larutan garam yang lebih pekat dan menghasilkan produk yang lebih murni dan lebih pekat.

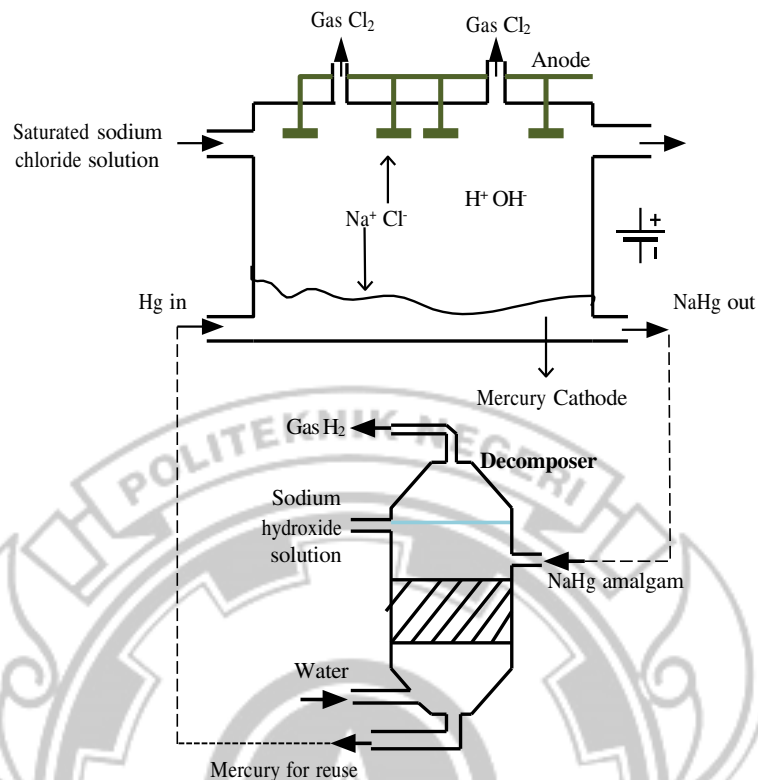
Proses elektrolisis dengan sel merkuri anodanya terbuat dari grafit atau titanium, tetapi katodanya adalah kolam aliran raksa (merkuri) katoda merkuri mempunyai overpotensial yang lebih tinggi untuk mereduksi  $\text{H}_2\text{O}$  menjadi  $\text{OH}^-$  dan  $\text{H}_2$ . Sel merkuri cukup banyak memberi keuntungan daripada sel diafragma, terutama karena dapat menghasilkan  $\text{NaOH}$  dengan kemurnian tinggi tanpa prosedur lanjutan yang terlalu banyak. Proses dengan menggunakan sel merkuri menghasilkan konsentrasi larutan kaustik soda tertinggi diantara ketiga jenis sel-sel yang lain. Reaksi yang terbentuk pada katoda dan anoda yaitu:



Reaksi yang terbentuk setelah mengalami hidrolisis



Satu kerugian dari proses sel merkuri yaitu memerlukan voltase yang lebih tinggi  $\pm 4,5\text{V}$  dibandingkan jenis sel elektrolisis lainnya. Kerugian lain yang cukup serius adalah perlunya pengendalian limbah merkuri terhadap lingkungan.



Gambar 1.4 Elektrolisis NaCl jenis sel merkuri

Sumber: Austin,G.T., 1984

Sel merkuri menghasilkan 50% kaustik soda, bahkan dapat menghasilkan hingga 70% kaustik soda. Larutan yang dihasilkan ini memiliki kemurnian yang sangat tinggi dengan kandungan garam yang sangat sedikit kurang dari 5 ppm serta larutan ini membawa kandungan merkuri dari proses.

### 1.4.2 Pemilihan Proses

Untuk menentukan proses yang akan dipilih pada pembuatan *caustic soda* dapat dilihat pada tabel 1.4 sebagai berikut:

Tabel 1. 6 Perbandingan proses pembuatan NaOH menggunakan sel elektrolisis

Parameter	Merkuri	Diafragma	Membran
Proses	Rumit	Sedang	Sederhana
Risiko	Berbahaya	Tidak berbahaya	tidak
Konsentrasi NaOH yang dihasilkan	50%	12%	30-32%
Tingkat pencemaran lingkungan	Tinggi	Rendah	Rendah
Kemurnian NaOH	Tinggi hanya mengandung <30 ppm NaCl	Mengandung 1,0-1,5% berat NaCl	Tinggi hanya mengandung <50 ppm NaCl
Kualitas masukan bahan baku	Beberapa pemurnian diperlukan, tetapi tergantung pada kemurnian garam atau air garam yang digunakan	Beberapa pemurnian diperlukan, tetapi tergantung pada kemurnian garam atau air garam yang digunakan	Air garam yang digunakan harus dengan kemurnian yang tinggi agar tidak mempengaruhi kinerja membran
Penggunaan energi listrik (KWh/ton)	Sekitar 3100	Sekitar 2700	Sekitar 2200-2500
Pemisahan ruang katoda dan anoda	Ya	Ya	Tidak

Berdasarkan tabel 1.6 menunjukkan bahwa perbandingan proses pembuatan NaOH dapat dikatakan bahwa proses yang paling efektif dalam pembuatan soda kaustik atau NaOH dengan proses sel membran akan tetapi yang menjadi kelemahan dari sel membran yaitu memerlukan kualitas garam dengan kemurnian tinggi serta harga membran yang relatif mahal. Sehingga proses yang dipilih adalah metode elektrolisis sel diafragma dengan jenis diafragma polyramix non-asbestos (sumber klor alalkali) yang tahan terhadap bahan kimia korosif, murah, serta memiliki permeabilitas ion yang baik.

## BAB II DESKRIPSI PROSES

### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

#### 2.1.1 Bahan Baku

$\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{MgCl}_2$ , dan lainnya merupakan zat pengotor selain  $\text{NaCl}$ . Sehingga dalam tahapan pembuatan  $\text{NaOH}$  diperlukan pemisahan zat pengotor tersebut.  $\text{NaCl}$  atau garam diproduksi secara komersial dalam dua bentuk yang pertama  $\text{NaOH}$  50% wt solution dan dalam keadaan padat  $\text{NaOH}$  95-98% wt solution. Berdasarkan proses produksinya bahan baku yang dihasilkan memiliki sifat fisika dan sifat kimia yaitu:

#### 1. Bahan baku utama

##### a. $\text{NaCl}$ (Natrium Klorida)

##### Sifat Fisika

Berat molekul : 58,44 g/mol

Wujud : Padatan, putih

Titik leleh : 800,4 °C

Titik didih : 1413 °C

*Spesific gravity* : 2.163

Sumber: Perry's, 1984

##### Sifat Kimia

1. Mudah larut dalam kondisi air suhu rendah maupun tinggi
2. Senyawa yang stabil dan tidak reaktif pada suhu serta tekanan normal.

3. Tidak bereaksi dengan asam kuat atau basa kuat kecuali dalam kondisi elektrolisis
4. Sangat sedikit larut dalam alkohol
5. Membentuk larutan elektrolit yang dapat menghantarkan listrik

## 2. Bahan baku tambahan

### a. $\text{Na}_2\text{CO}_3$ (Natrium Karbonat)

#### Sifat Fisika

Berat molekul	: 106,00 g/mol
Wujud	: Padatan, putih
Titik leleh	: 851°C
Titik didih	: 1.600 °C
<i>Spesific gravity</i>	: 2.533

Sumber: Perry's, 1984

#### Sifat Kimia

1. Sangat larut dalam air
2. Mengalami hidrolisis parsial dalam air membentuk natrium bikarbonat dan natrium hidroksida
3. Dapat bereaksi dengan larutan garam logam berat

### b. $\text{NaOH}$ (Natrium Hidroksida)

#### Sifat Fisika

Berat molekul	: 40,00 g/mol
Wujud	: Cairan, putih
Titik leleh	: 318.4 °C

Titik didih : 1390 °C

*Spesific gravity* : 2.130

Sumber: Perry's, 1984

Sifat Kimia

1. Bersifat korosif terhadap banyak bahan, termasuk kulit dan jaringan organik
2. Mampu mengendapkan logam berat dari larutan garam
3. NaOH bereaksi dengan asam kuat dan lemah untuk membentuk garam dan air

### 2.1.2 Produk

Natrium hidoksida bersifat korosif yang mengandung kation natrium  $\text{Na}^+$  dan anion hidoksida  $\text{OH}^-$  dalam berbagai proses komersial larutan basa yang terbentuk ketika dilarutkan dalam air untuk menetralkan asam. Pada produk NaOH selain menghasilkan produk utama dan produk samping proses ini juga menghasilkan produk pengotor. Berikut sifat-sifat fisika dan kimia dari produk:

#### 1. Produk Utama

##### a. NaOH (Natrium Hidoksida)

Sifat Fisika

Berat molekul : 40,00 g/mol

Wujud : padatan, putih

Titik leleh : 318,4 °C

Titik didih : 1390 °C



*Spesific gravity* : 2.130

Sumber: Perry's, 1984

#### Sifat Kimia

1. Bersifat korosif terhadap banyak bahan, termasuk kulit dan jaringan organik
2. Mampu mengendapkan logam berat dari larutan garam
3. NaOH bereaksi dengan asam kuat dan lemah untuk membentuk garam dan air

#### 2. Produk Samping

##### a. Cl<sub>2</sub> (Klorin)

#### Sifat Fisika

Berat molekul : 70,91 g/mol

Wujud : gas, tidak berwarna

Titik leleh : -101.6 °C

Titik didih : -34.6 °C

*Spesific gravity* : 2,485

Sumber: Perry's, 1984

#### Sifat Kimia

1. Klorin dapat bereaksi dengan senyawa organik
2. Memiliki sifat yang sangat reaktif dan bertindak sebagai oksidator kuat
3. Mampu bereaksi dengan air membentuk suatu senyawa

b. H<sub>2</sub> (Hidrogen)

Sifat Fisika

Berat molekul : 2,016 g/mol

Wujud : gas, tidak berwarna

Titik leleh : -259,1 °C

Titik didih : -252,7 °C

*Spesific gravity* : 0,06948

Sumber: Perry's, 1984

Sifat Kimia

1. Memiliki konduktivitas termal yang sangat tinggi dan dapat
2. Sangat mudah terbakar dan dapat membentuk campuran eksplosif dengan O<sub>2</sub> (Oksigen)
3. Mampu membentuk senyawa kompleks dengan beberapa logam transisi
4. Memiliki kelarutan yang sangat rendah dalam air

3. Produk Pengotor

a. CaCO<sub>3</sub> (Kalsium Karbonat)

Sifat Fisika

Berat molekul : 100,09 g/mol

Wujud : Padatan, putih

Titik leleh : 133,9 °C

Titik didih : 825 °C

*Spesific gravity* : 2.8

Sumber: Perry's, 1984

#### Sifat Kimia

1. Sedikit larut dalam air murni, namun kelarutannya meningkat dalam air yang mengandung  $\text{CO}_2$  terlarut karena membentuk ion bikarbonat
2. Bereaksi dengan asam kuat dan dapat menetralkan asam
3. Pada pemanasan suhu tinggi  $> 825^\circ\text{C}$ ,  $\text{CaCO}_3$  terurai menjadi  $\text{CaO}$  dan  $\text{CO}_2$
4. Tidak larut dalam alkohol

b.  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  (Magnesium hidroksida)

#### Sifat Fisika

Berat molekul : 58,32 g/mol

Wujud : padatan

Titik leleh :  $350^\circ\text{C}$

*Spesific gravity* : 2.36

Sumber: Perry's, 1984

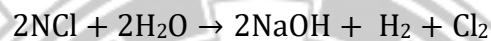
#### Sifat Kimia

1.  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  sangat sedikit larut dalam air. Kelarutan rendah menjadikannya suatu basa yang lemah dalam larutan berair.
2. Kelarutannya meningkat dalam larutan yang mengandung ion ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) atau garam ammonium.
3. Terurai pada pemanasan menjadi oksida ( $\text{MgO}$ ) dan  $\text{H}_2\text{O}$
4. Terjadi pada suhu sekitar  $350^\circ\text{C}$

## 2.2 Konsep Dasar Proses

### 2.2.1. Dasar Reaksi

Pada pra rancangan pabrik NaOH menggunakan metode elektrolisis menggunakan sel diafragma. Bahan baku NaCl akan bereaksi dengan H<sub>2</sub>O menghasilkan NaOH, dan gas hidrogen (H<sub>2</sub>) dan gas klorin (Cl<sub>2</sub>) sebagai produk samping. Reaksi pembentukan NaOH dari NaCl dan H<sub>2</sub>O sebagai berikut (O'Brien, 2007).



### 2.2.2. Kondisi Operasi

Kondisi proses reaksi NaCl dengan H<sub>2</sub>O disebut larutan *brine*. Reaksi pembentukan NaOH dari larutan *brine* berlangsung di dalam reaktor elektrolisis sel diafragma pada tekanan 1 atm dan suhu 90°C untuk mengoptimalkan efisiensi dan kinerja reaktor sel diafragma dalam proses elektrolisis (Dilmore, 1993).

Larutan *brine* akan masuk pada reaktor elektrolisis sel diafragma di ruang anoda dan katoda. Selama proses elektrolisis, ion Cl<sup>-</sup> teroksidasi di ruang anoda dan menghasilkan gas Cl<sub>2</sub> sedangkan ion Na<sup>+</sup> tereduksi di ruang katoda yang dipisahkan oleh diafragma sehingga menghasilkan gas H<sub>2</sub>.

### 2.2.3. Tinjauan Termodinamika

Termodinamika adalah bidang ilmu kimia yang mempelajari bagaimana kalor, kerja, dan bentuk energi lainnya berhubungan dengan kesetimbangan dan perubahan keadaan dalam reaksi kimia. Termodinamika sangat terkait dengan termokimia, yang mempelajari bagaimana mengukur dan memahami perubahan

kalor yang terjadi dalam reaksi kimia, perubahan keadaan, dan pembentukan larutan (Sutrisn dan Nurminabari, 2013).

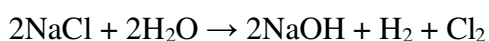
Tujuan tinjauan termodinamika adalah untuk mengetahui sifat reaksi selama proses ini berlangsung. Reaksi pembentukan NaOH menggunakan proses elektrolisis sel diafragma melibatkan NaCl dan H<sub>2</sub>O untuk menghasilkan NaOH, dapat dilihat dari beberapa parameter termodinamika berupa harga entalpi ( $\Delta H$ ), energi bebas gibbs ( $\Delta G$ ), entropi ( $\Delta S$ ), serta konstanta kesetimbangan (K). Data entalpi pembentukan  $\Delta H^{\circ f}$  dan  $\Delta G^{\circ f}$  dapat dilihat pada tabel 2.1.

Tabel 2.1 Data entalpi pembentukan  $\Delta H^{\circ f}$  dan  $\Delta G^{\circ f}$

Komponen	$\Delta H^{\circ f}$	$\Delta G^{\circ f}$
NaOH	-425,60	-378,50
NaCl	-411,20	-384,10
H <sub>2</sub> O	-241,80	-228,60
H <sub>2</sub>	0	0
Cl <sub>2</sub>	0	0

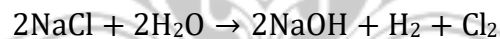
Sumber : Chemical Properties Handbook, 1999

Dua jenis reaksi kimia, berdasarkan kalor yang dilepas atau diserap sistem, adalah endoterm dan eksoterm. Reaksi eksoterm terjadi dengan melepaskan kalor ke lingkungan, sedangkan reaksi endoterm adalah reaksi kimia yang menyerap kalor dari lingkungan. Ciri-ciri reaksi eksoterm adalah kalor berpindah dari sistem ke lingkungan, suhu sistem turun sedangkan suhu lingkungan naik, dan  $\Delta H$  bernilai negatif. Sebaliknya, ciri-ciri reaksi endoterm adalah kalor berpindah dari sistem ke lingkungan, suhu sistem meningkat sedangkan suhu lingkungan naik, dan  $\Delta H$  bernilai positif. (Subhan, 2013).



$$\begin{aligned}
\Delta H_{f\text{reaksi}}^{\circ} &= \Delta H_{f\text{produk}}^{\circ} - \Delta H_{f\text{reaktan}}^{\circ} \\
&= (\Delta H_{f\text{NaOH}}^{\circ} + \Delta H_{f\text{H}_2}^{\circ} + \Delta H_{f\text{Cl}_2}^{\circ}) - (\Delta H_{f\text{NaCl}}^{\circ} + \Delta H_{f\text{H}_2\text{O}}^{\circ}) \\
&= [(2 \times (-425,60) + (0) + (0)) - (2 \times (-411,20) + (2 \times (-241,80)))] \text{kJ/mol} \\
&= (-851,20) - (-1306) \text{kJ/mol} \\
&= 454,80 \text{ kJ/mol (reaksi endotermis)}
\end{aligned}$$

Energi gibbs ( $\Delta G$ ) adalah konsep termodinamika yang sangat penting dalam menentukan spontanitas reaksi kimia. Hubungan reaksi kimia dengan berjalannya reaksi kimia jika  $\Delta G$  lebih dari 0 maka reaksi tersebut tidak spontan, jika  $\Delta G$  kurang dari 0 maka reaksi tersebut spontan, dan jika  $\Delta G$  sama dengan 0 maka tidak ada perubahan dalam jumlah reaktan dan produk.



$$\begin{aligned}
\Delta G_{f\text{reaksi}}^{\circ} &= \Delta G_{f\text{produk}}^{\circ} - \Delta G_{f\text{reaktan}}^{\circ} \\
&= (\Delta G_{f\text{NaOH}}^{\circ} + \Delta G_{f\text{H}_2}^{\circ} + \Delta G_{f\text{Cl}_2}^{\circ}) - (\Delta G_{f\text{NaCl}}^{\circ} + \Delta G_{f\text{H}_2\text{O}}^{\circ}) \\
&= [(2 \times (-378,50) + (0) + (0)) - (2 \times (-384,10) + (2 \times (-228,60)))] \text{kJ/mol} \\
&= (-757) - (-1225,40) \text{kJ/mol} \\
&= 468,40 \text{ kJ/mol (tidak berlangsung spontan)}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan panas reaksi dan energi gibbs menghasilkan reaksi endotermis dan tidak berlangsung dengan spontan. Hal tersebut terjadi karena memerlukan energi eksternal untuk memicu reaksi elektrokimia. Proses ini terjadi dalam dua sel elektrolisis terpisah yang dipisahkan oleh diafragma atau membran

permeabel yang mengizinkan pergerakan ion namun mencegah campurannya. Di satu sisi sel, air bereaksi dengan elektroda untuk membentuk oksigen dan hidrogen gas. Di sisi lainnya, larutan NaCl terurai menjadi ion-ion  $\text{Na}^+$  dan  $\text{Cl}^-$ , dengan ion-ion ini berpindah ke elektroda yang sesuai. Reaksi ini tidak berlangsung secara spontan karena memerlukan energi listrik untuk memaksa ion-ion bergerak melawan gradien konsentrasi dan potensial listrik (Bard dkk, 1985).

Hubungan ini menggambarkan bagaimana energi bebas standar suatu reaksi kimia terkait dengan konstanta kesetimbangan pada suhu tertentu. Jika kita mengetahui nilai  $\Delta G$  dan suhu reaksi (T), kita dapat menggunakan persamaan ini untuk menghitung atau memprediksi nilai konstanta kesetimbangan (K) untuk reaksi tersebut. Demikian pula, jika kita mengetahui nilai (K) dan suhu, kita dapat menggunakan persamaan ini untuk menghitung nilai  $\Delta G$ .

$$\Delta G = - RT \ln K$$

Dimana :

$\Delta G$  = Energi Bebas Gibbs

R = Konstanta Gas ( $8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$ )

T = Temperatur (K)

K = Konstanta Kesetimbangan

Reaksi Pada keadaan standar, harga konstanta kesetimbangan (T = 298 K) sebagai berikut:

$$\Delta G = - RT \ln K$$

$$\begin{aligned}
 K_{298} &= e^{-\Delta G / RT} \\
 &= e^{-(-468,40 / 8,413 \times 0,001 \times 298)} \\
 &= 7,83423
 \end{aligned}$$

Pada tinjauan termodinamika, hubungan antar panas reaksi, suhu, dan konstanta kesetimbangan sebagai berikut:

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H^{\circ}R}{RT^2}$$

Jika persamaan tersebut diintegrasikan menjadi:

$$\ln\left(\frac{K}{K_{298}}\right) = -\frac{\Delta H^{\circ}R}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$K_{298}$  = Konstanta kesetimbangan pada  $T = 298$  K

$K$  = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

$T_1$  = Suhu standar ( $25^{\circ}\text{C} = 298$  K)

$T_2$  = Suhu operasi ( $90^{\circ}\text{C} = 363$  K)

$R$  = Tetapan gas ideal ( $8,314 \times 10^{-3}$  kJ/mol.K)

$\Delta H^{\circ}R$  = Panas reaksi standar pada  $T = 298$  K

Pada suhu operasi besarnya konstanta kesetimbangan sebagai berikut :

$$\ln\left(\frac{K}{K_{298}}\right) = -\frac{\Delta H^{\circ}R}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln\left(\frac{K_{363}}{K_{1,27644}}\right) = \frac{(-454,80) \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol}} \left[ \frac{1}{363} - \frac{1}{298} \right]$$



$$\ln\left(\frac{k_{363}}{K_{1,27644}}\right) = e^{32,87009}$$

$$\left(\frac{k_{363}}{K_{1,27644}}\right) = 188494656$$

$$K_{363} = 147.671.107$$

Harga konstanta kesetimbangan menunjukkan reaksi berjalan searah (irreversible). Dalam elektrolisis sel diafragma, reaksi yang terjadi pada katoda dan anoda umumnya menghasilkan produk yang tidak dapat dikonversi kembali ke reaktan dengan efisiensi yang sama. Misalnya pada elektrolisis larutan NaCl, ion Cl<sup>-</sup> dioksidasi menjadi gas Cl<sub>2</sub> di anoda, sementara ion natrium Na<sup>+</sup> direduksi menjadi NaOH di katoda. Gas klorin dan natrium hidroksida tidak mudah untuk kembali menjadi natrium klorida melalui reaksi elektrokimia sederhana. Selain itu pada diafragma yang digunakan dalam sel diafragma berfungsi untuk memisahkan dua ruang yang mengandung elektroda anoda dan katoda.

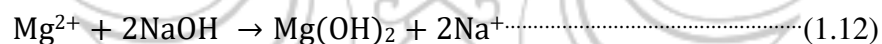
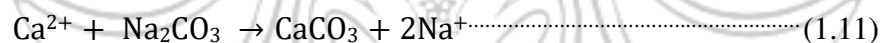
Produk-produk yang dihasilkan dalam elektrolisis sel diafragma, seperti gas klorin, dapat bereaksi lebih lanjut dengan air atau bahan lain di sekitar mereka, membentuk senyawa yang lebih stabil. Reaksi-reaksi tambahan ini membuat sistem semakin sulit untuk dibalik. Elektrolisis memerlukan input energi listrik untuk menggerakkan reaksi kimia. Energi yang disuplai untuk mengatasi potensi elektrokimia dan resistansi sel tidak dapat sepenuhnya dipulihkan setelah reaksi berlangsung, karena sebagian energi hilang sebagai panas dan melalui resistansi dalam sistem. Oleh karena itu, untuk membalikkan reaksi, diperlukan energi tambahan yang signifikan.

## 2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan NaOH terdiri dari beberapa tahapan yaitu *Brine purification*, *Brine electrolysis*, dan *Produk purification*.

### 2.3.1 Tahap *Brine Purification* (Pemurnian larutan garam )

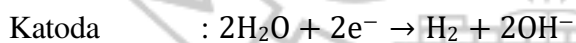
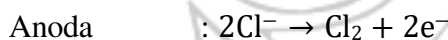
Bahan baku NaCl yang berada digudang penyimpanan diangkut menggunakan belt conveyor menuju silo (SL-01) lalu diumpankan kedalam tangki mixer untuk melarutkan NaCl menggunakan air. Karena NaCl memiliki zat pengotor berupa  $\text{Ca}^+$  dan  $\text{Mg}^+$ , maka pemurnian menggunakan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  dan NaOH untuk mengendapkan pengotor tersebut (Stewart, 1977). Larutan *brine* tersebut dipompa menuju tangki reaktor (TR-01) untuk mereaksikan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  dan NaOH yang dapat mengikat zat pengotor tersebut yang berlangsung pada suhu  $30^\circ\text{C}$  dengan tekanan 1 atm. Reaksi pengikatan zat pengotor dengan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  dan NaOH dapat dilihat sebagai berikut:



Larutan *brine* yang memiliki endapan berupa  $\text{CaCO}_3$  dan  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  yang akan dihilangkan dalam bentuk *slurry* (lumpur), dimana pengendapan dilakukan pada *clarifier* (CL-01). Larutan *brine* selanjutnya dipompa menuju *ion exchanger* (IE-01) untuk mengurangi konsentrasi pengotor menjadi *part per billion* (ppb) (Stewart, 1977).

### 2.3.2 Tahap *Brine Electrolysis* (Elektrolisis air garam)

Setelah melalui proses ion exchanger, larutan *brine* dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* (H-01) pada suhu 90°C untuk meningkatkan perpindahan ion dalam sel diafragma. Suhu yang tinggi, reaksi berlangsung lebih cepat dan efisien. Selain itu dapat membantu mengurangi risiko kontaminasi pertumbuhan mikroorganisme atau zat-zat yang tidak diinginkan didalam larutan. Larutan *brine* akan dipompa menuju reaktor elektrolisis diafragma (TR-02). Pada reaktor elektrolisis sel diafragma umumnya mengandung asbes yang dapat berisiko terhadap kesehatan dan lingkungan. Sebagai gantinya, diafragma non-asbes menggunakan bahan-bahan terbuat dari polimer sintetik berserat perfluorinasi yang tahan terhadap lingkungan sel (Dilmore, 1993) untuk memisahkan antara anoda dan katoda. Ion-ion  $\text{Cl}^-$  di dalam larutan *brine* akan teroksidasi menjadi gas  $\text{Cl}_2$  di ruang anoda, sedangkan ion-ion  $\text{Na}^+$  tereduksi menjadi gas  $\text{H}_2$ . *Cell voltage* pada elektrolisa ini yaitu 2,5-4 volt dengan current density 5 A/in<sup>2</sup> (O'Brien, 2005). Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Gas  $\text{Cl}_2$  dan  $\text{H}_2$  ditampung dengan mengubah fase gas menjadi cair dengan cara didinginkan menggunakan kondensor (CD-01). Hasil produk dari reaktor elektrolisis berupa NaOH 12% yang masih mengandung NaCl. NaCl dapat terpisah dengan cara dilakukan penguapan sehingga NaCl menjadi pekat dan memadat.

NaCl dapat digunakan kembali sebagai pelarut. Tabel 2.1 standar impuritas yang diperbolehkan masuk ke dalam proses elektrolisis diafragma.

Tabel 2.2 Standar Impuritas Yang Diperbolehkan Masuk Ke Dalam Proses Elektrolisis Diafragma

Impuritas	Upper limit
Ca <sup>2+</sup> + Mg <sup>2+</sup>	<1 ppm
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	<30 ppm
Fe <sup>3+</sup>	<0,1 ppm
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	<20 ppm
ClO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	<100 ppm
NaCl	< 1%

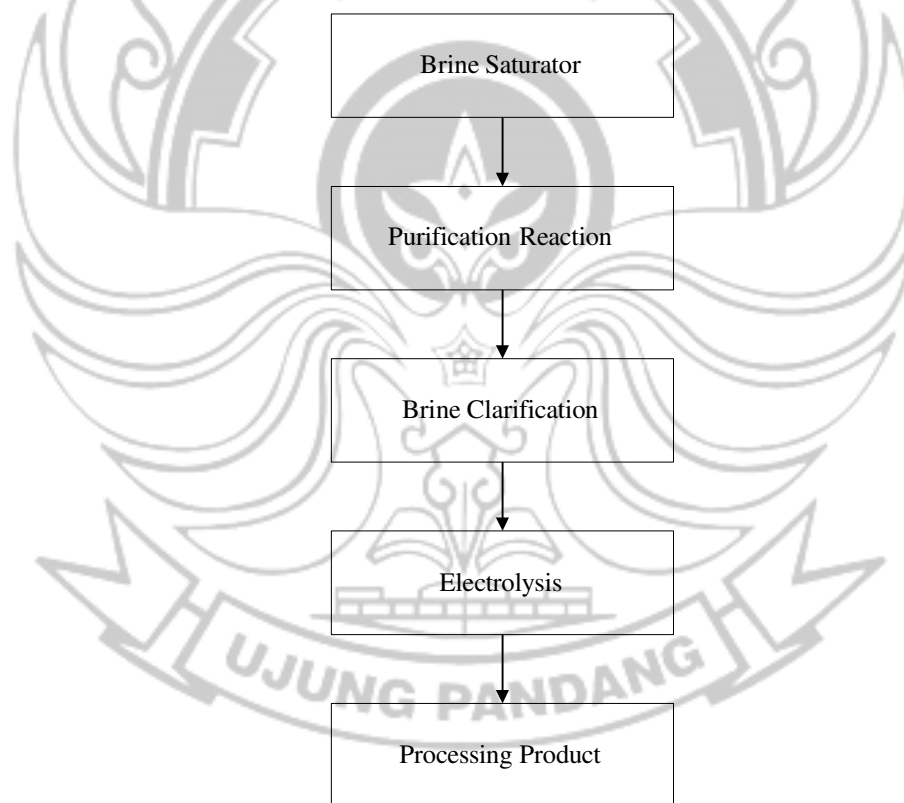
### 2.3.3 Product Purification (Hasil pemurnian produk)

Konsentrasi keluaran dari elektrolisis sel diafragma sebesar 12% (Zirngiebl, 1978). Lalu dipompa menuju *multi effect evaporator* untuk meningkatkan konsentrasi produk hingga 65%. Lalu diumpankan menuju *centrifuge* (C-01) untuk memisahkan NaOH dan NaCl. Selanjutnya NaOH menuju tangki penampungan (TP-04) lalu dipompa menuju *falling film evaporator* (FFE-01) untuk meningkatkan konsentrasi hingga 85%. Setelah itu larutan NaOH 85% diumpankan menuju cooler (CLR-01) untuk didinginkan pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm. Larutan NaOH yang telah didinginkan dipompa menuju *crystallizer* (CR-01). Pada *crystallizer* dapat meningkatkan konsentrasi larutan NaOH hingga 98%.

Dari CR-01 diumpankan ke *screw conveyor* (SC-01) lalu menuju (CF-02) untuk memisahkan mother liquor dan kristal NaOH. Setelah itu dari (CF-02) kristal NaOH menuju *screw conveyor* (SC-012) untuk menuju ke *rotary dry* (RD-01).

Fungsi dari RD-01 yaitu untuk mengurangi kadar air pada kristal dengan cara mengkontakkan kristal dengan udara panas dan kering. Produk diumpankan menuju silo (SL-02) menggunakan *bucket elevator* (BC-01). Produk yang dihasilkan berupa padatan NaOH dengan kadar 98%.

Dalam menghasilkan kualitas produk yang diinginkan maka perlu dilakukan pengawasan dan pengujian produk yang dihasilkan. Untuk mengetahui bahwa produk yang dihasilkan sesuai standar sehingga diperlukan pengendalian kualitas dalam mengawasi produk sebelum dipindahkan ke tangki penyimpanan.

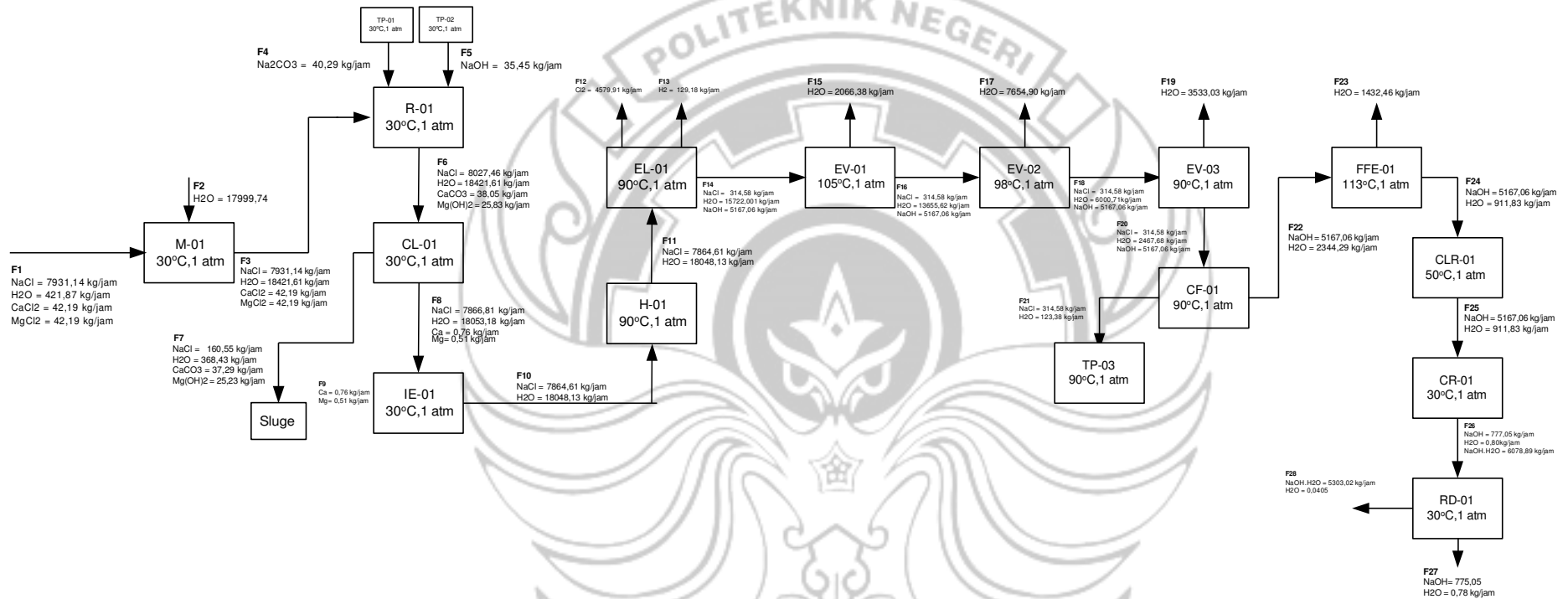


Gambar 2.1 Blok diagram proses produksi NaOH

Sumber: Data Unit Caustic Soda, 2008

## 2.4 Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir proses elektrolisis sel diafragma dalam pembuatan produk NaOH dengan kapasitas 42.000 ton/tahun.



Gambar 2.2 Diagram alir proses elektrolisis sel diafragma

### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 42000 ton/tahun  
 = 5303,03 kg/jam

Operasi pabrik = 330 hari/tahun

Satu hari operasi = 24 jam/hari

Satuan massa = kg/jam

Bahan baku = NaCl

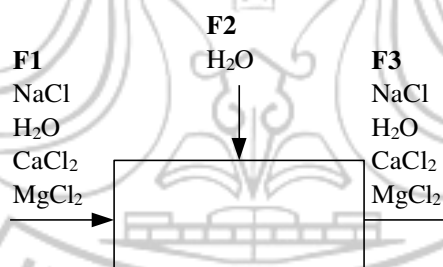
Tabel 3.1 Komponen Garam

Komponen	Berat (%)
NaCl	94%
H <sub>2</sub> O	5%
Ca	0,5%
Mg	0,5%

Sumber: SNI 01-3556-2000

#### 3.1. Mixing Tank (M-01)

Fungsi : melarutkan NaCl dengan air proses



Gambar 3.1 aliran mixing tank

#### Neraca massa total

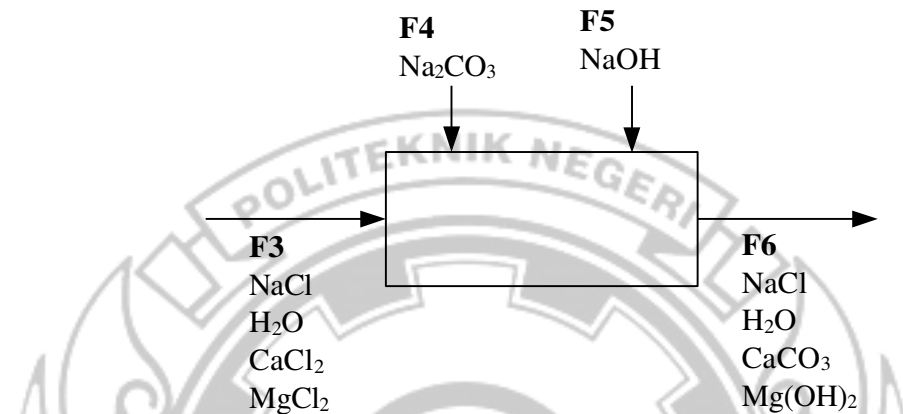
Tabel 3.2 Neraca massa *mixing tank* (M-01)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	F1	F2	F3
NaCl	7931,13		7931,13
H <sub>2</sub> O	421,86	17999,74	18421,61
CaCl <sub>2</sub>	42,18		42,18
MgCl <sub>2</sub>	42,18		42,18

Jumlah	8437,37	17999,74	26437,12
Total	26437,12		26437,12

### 3.2. Reactor Tank (R-01)

Fungsi : Mereaksikan pengotor pada NaCl dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan NaOH



Gambar 3.2 aliran *reactor tank*

#### Neraca massa total

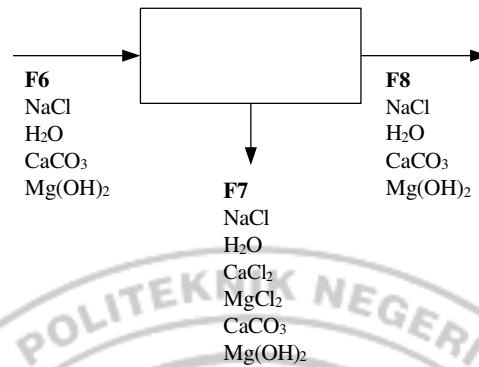
Tabel 3.3 Neraca massa *reactor tank* (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	F3	F4	F5	F6
NaCl	7931,13			8027,36
H <sub>2</sub> O	18421,61			18421,61
CaCl <sub>2</sub>	42,18			
MgCl <sub>2</sub>	42,18			
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		40,29		
NaOH			35,44	
CaCO <sub>3</sub>				38,04
Mg(OH) <sub>2</sub>				38,04
Jumlah	26437,12	40,29	35,44	26512,85
Total		314,2309		26512,85



### 3.3. Clarifier (CL-01)

Fungsi : Mengendapkan padatan dari reactor tank



Gambar 3.3 aliran *clarifier*

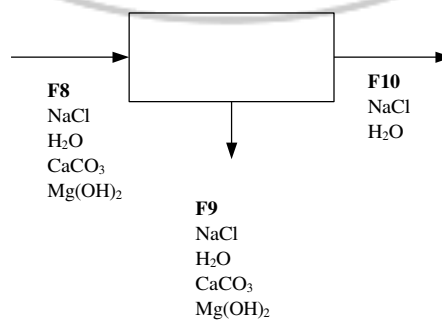
#### Neraca massa total

Tabel 3.4 Neraca massa *clarifier* (CL-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F6	F7	F7	F8
NaCl	8027,36	160,54	160,54	93,2376
H <sub>2</sub> O	18421,61	368,42	368,42	213,9666
Ca <sup>+</sup>				0,76
Mg <sup>+</sup>				0,51
CaCO <sub>3</sub>	38,04	0,4419	0,4419	
Mg(OH) <sub>2</sub>	25,83	0,3000	0,3000	
Jumlah	26512,85	7,0114	7,0114	307,2194
Total	26512,85			314,2309

### 3.4. Ion Exchange (IE-01)

Fungsi : Menghilangkan kadar ion Ca<sup>+</sup> dan Mg<sup>+</sup> pada larutan brine



Gambar 3.4 Aliran *ion exchange*

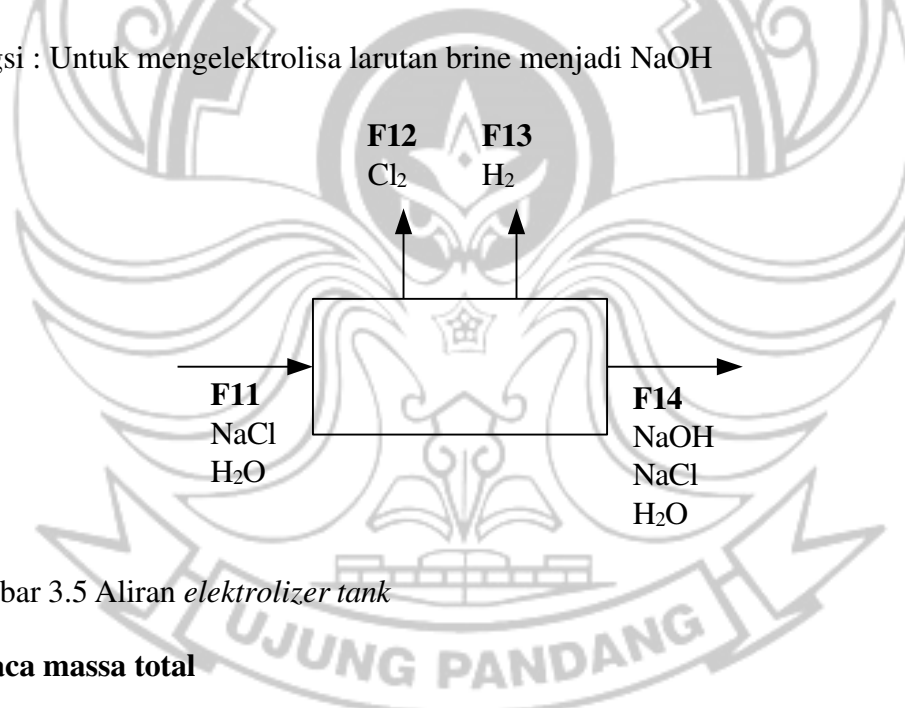
**Neraca massa total**

Tabel 3.5 Neraca massa *ion exchange* (IE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F8	F9	F9	F10
NaCl	7866,81	2,19		7864,61
H <sub>2</sub> O	18053,18	5,042		18048,13
CaCO <sub>3</sub>	0,76	0,76		
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,51	0,51		
Jumlah	25921,27	8,51		25912,75
Total	25921,27		25921,27	

**3.5. Elektrolizer Tank (EL-01)**

Fungsi : Untuk mengelektrolisa larutan brine menjadi NaOH



Gambar 3.5 Aliran *elektrolizer tank*

**Neraca massa total**

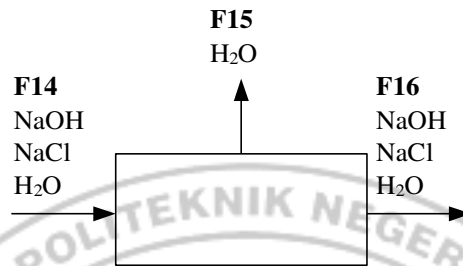
Tabel 3.6 Neraca massa *elektrolisis tank* (EL-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	F11	F12	F13	F14	
NaCl	7865,61			314,58	
H <sub>2</sub> O	18048,13			15722,009	
NaOH					
Cl <sub>2</sub>		4579,91			
H <sub>2</sub>			129,18		

Jumlah	25921,75	4579,91	129,18	21203,65
Total	25921,75		25912,75	

### 3.6. Evaporator I (EV-01)

Fungsi : Memekatkan NaOH 12% hingga 27%



Gambar 3.6 aliran *effect 1* evaporator

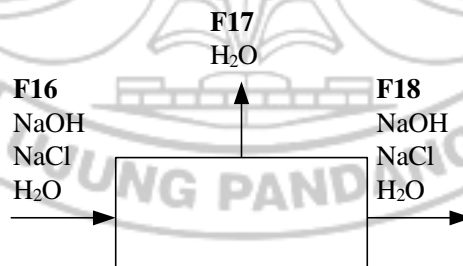
#### Neraca massa total

Tabel 3.7 neraca massa *effect 1* evaporator

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F14	F15	F15	F16
NaOH	5167,06			5167,06
NaCl	314,58			314,58
H <sub>2</sub> O	15722,009	2066,38	2066,38	13655,62
Jumlah	21203,65	2066,38	2066,38	19137,27
Total	21203,65		21203,65	

### 3.7. Evaporator II (EV-02)

Fungsi : Memekatkan NaOH 27% hingga 45%



Gambar 3.7 aliran *effect 2* evaporator

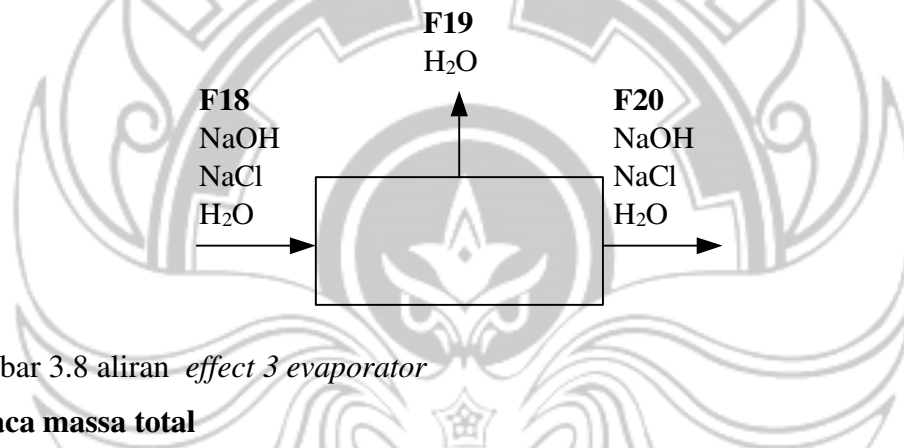
#### Neraca massa total

Tabel 3.8 neraca massa *effect 2 evaporator*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F16	F17	F17	F18
NaOH	5167,06			5167,06
NaCl	314,58			314,58
H <sub>2</sub> O	13655,62	7654,90		6000,71
Jumlah	19137,27	7654,90		11482,36
Total	19137,27		19137,27	

### 3.8. Evaporator III (EV-03)

Fungsi : Memekatkan NaOH 45% hingga 65%



Gambar 3.8 aliran *effect 3 evaporator*

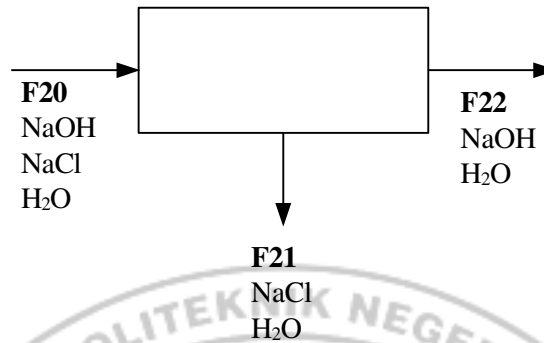
#### Neraca massa total

Tabel 3.9 neraca massa *effect 3 evaporator*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F18	F19	F19	F20
NaOH	5167,06			5167,06
NaCl	314,58			314,58
H <sub>2</sub> O	6000,71	3533,03		2457,68
Jumlah	11482,36	3533,03		7949,32
Total	11482,36		11482,36	

### 3.9. Centrifuge I (CF-01)

Fungsi : Memisahkan NaOH dan slurry NaCl



Gambar 3.9 aliran *centrifuge* I

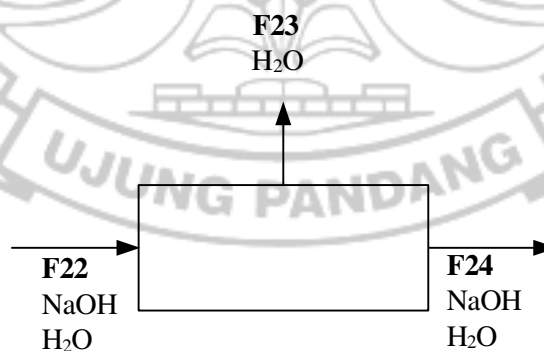
#### Neraca massa total

Tabel 3.10 neraca massa *centrifuge* I (CF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F20	F21	F21	F22
NaOH	5167,06			5167,06
NaCl	314,58	314,58		
H <sub>2</sub> O	2457,68	123,38		2344,29
Jumlah	7949,32	437,96		7511,36
Total	7949,32			7949,32

### 3.10. Falling Film Evaporator

Fungsi : Memekatkan NaOH 65% hingga 85%



Gambar 3.10 aliran *falling film evaporator*

#### Neraca massa total

Tabel 3.11 neraca massa *falling film evaporator* (FFE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F22	F23	F24	
NaOH	5167,06		5167,06	
H <sub>2</sub> O	2344,29	1432,46	911,83	
Jumlah	7511,36	1432,46	6078,89	
Total	7511,36		7511,36	

### 3.11. Crystallizer (CR-01)

Fungsi : Membentuk kristal NaOH.H<sub>2</sub>O dari larutan NaOH 85%



Gambar 3.11 aliran *crystallizer*

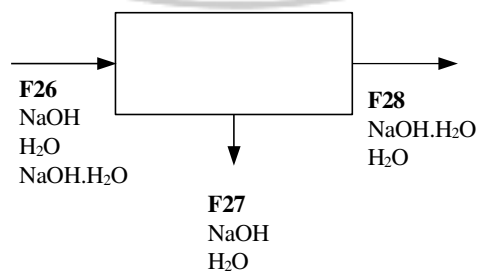
#### Neraca massa total

Tabel 3.12 neraca massa *crystallizer* (CR-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	F25	F26
NaOH	5167,06	775,05
H <sub>2</sub> O	911,83	0,8098
NaOH.H <sub>2</sub> O		5303,02
Jumlah	6078,89	6078,89
Total	6078,89	6078,89

### 3.12. Centrifuge (CF-02)

Fungsi : Memisahkan kristal NaOH dan dengan mother liquor



Gambar 3.12 aliran *centrifuge* (CF-02)

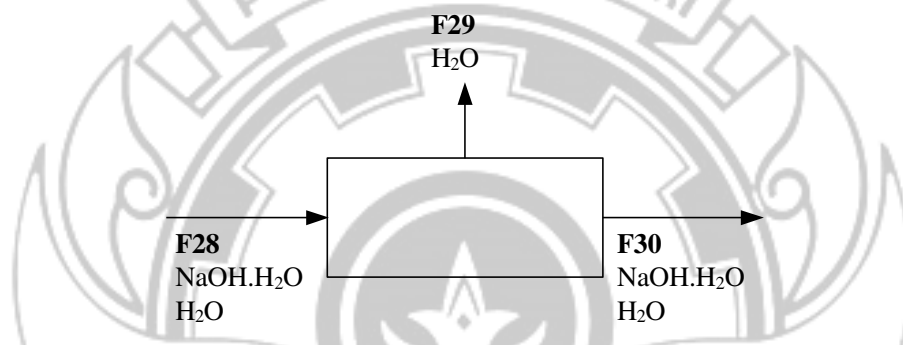
### Neraca massa total

Tabel 3.13 neraca massa *centrifuge* (CF-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F26	F27	F27	F28
NaOH	775,05	775,05		
H <sub>2</sub> O	0,8098	0,7693		0,0405
NaOH.H <sub>2</sub> O	5303,02			5305,02
Jumlah	6078,89	9775,82		5303,07
Total	6078,89	6078,89		

### 3.13. Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi : Mengurangi kadar air pada kristal NaOH.H<sub>2</sub>O



Gambar 3.13 aliran *rotary dryer*

### Neraca massa total

Tabel 3.14 neraca massa *rotary dryer* (RD-01)

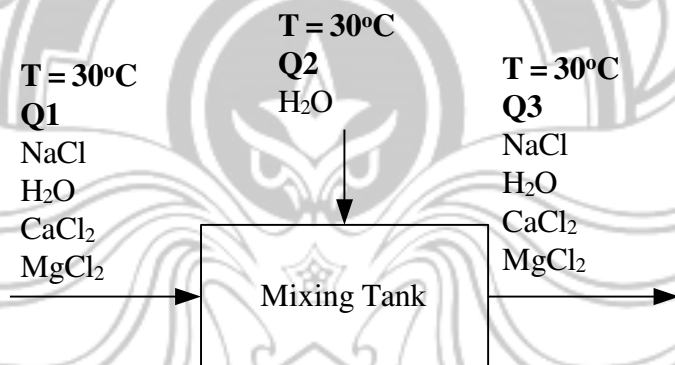
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F28	F29	F30
NaOH.H <sub>2</sub> O	5303,02		5303,02
H <sub>2</sub> O	0,0405	0,0396	0,0008
Jumlah	5303,07	0,0396	5303,03
Total	5303,07	5303,07	

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 42000 ton/tahun  
 = 5303,03 kg/jam  
 Operasi pabrik = 330 hari/tahun  
 Satu hari operasi = 24 jam/hari  
 Satuan massa = kg/jam  
 Bahan baku = NaCl

### 4.1. Mixing Tank (M-01)

Fungsi : Melarutkan NaCl dengan air proses



Gambar 4.1 Aliran neraca panas pada mixing tank

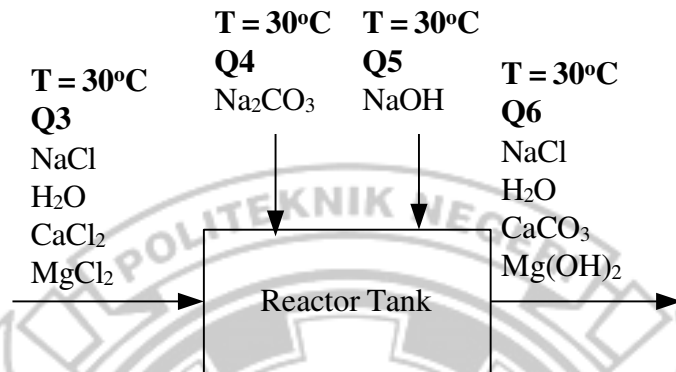
Tabel 4.1 Neraca Panas Mixing Tank (M-01)

$Q_{in}$		$Q_{out}$	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
Q <sub>1</sub>	67615,5155	Q <sub>3</sub>	444970,7329
Q <sub>2</sub>	377355,2173		
Total	444970,7329	Total	444970,7329



#### 4.2. Reactor Tank (R-01)

Fungsi : Mereaksikan pengotor pada NaCl dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan NaOH



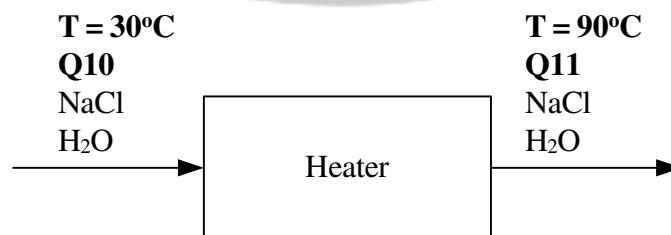
Gambar 4.2 Aliran neraca panas pada reactor tank

Tabel 4.2 Neraca Panas Reactor Tank (R-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
Q <sub>3</sub>	444970,7329	Q <sub>6</sub>	445552,6528
Q <sub>4</sub>	211,0219	Q <sub>kondensat</sub>	125,45
Q <sub>5</sub>	386,0219		
Q <sub>steam</sub>	544,98		
<b>Total</b>	<b>446112,7552</b>	<b>Total</b>	<b>446112,7552</b>

#### 4.3. Heater (H-01)

Fungsi : Memanaskan larutan brine dari temperature 30°C hingga 90°C



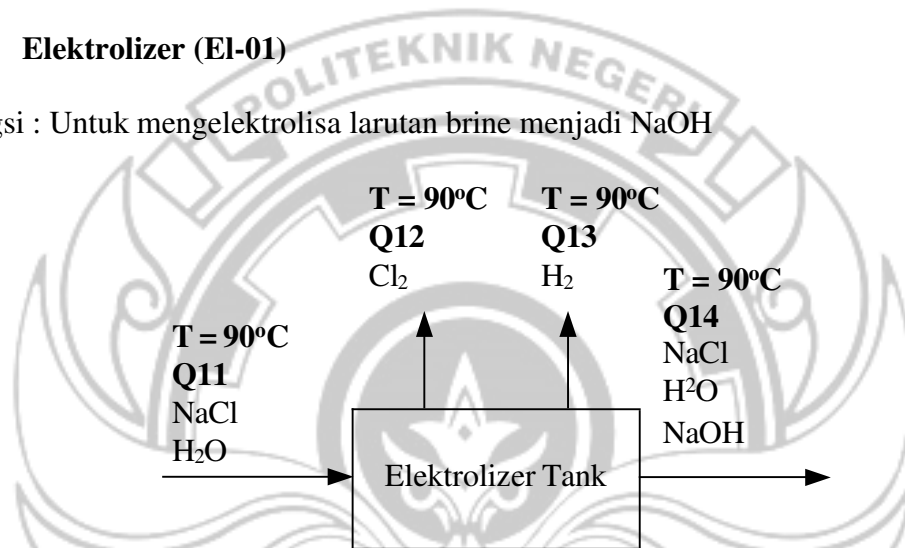
Gambar 4.3 Aliran neraca panas pada heater

Tabel 4.3 Neraca Panas Heater (H-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
Q <sub>10</sub>	436173,0884	Q <sub>11</sub>	5644127,9986
Q <sub>steam</sub>	6.765.193.288,37	Q <sub>kondensat</sub>	1.557.238,37
Total	7201366,3727	Total	7201366,3727

#### 4.4. Elektrolizer (EL-01)

Fungsi : Untuk mengelektrolisa larutan brine menjadi NaOH



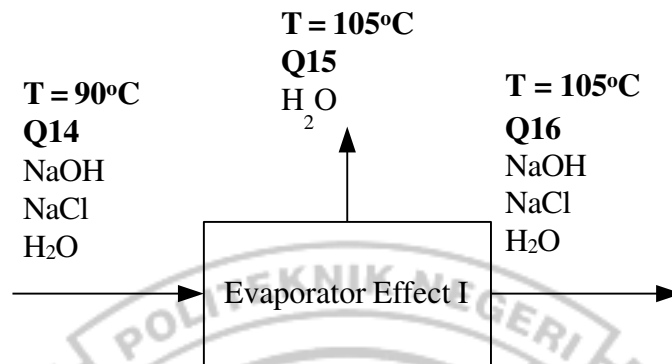
Gambar 4.4 Aliran neraca panas pada elektrolizer

Tabel 4.4 Neraca Panas Elektrolizer (EL-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
Q <sub>11</sub>	5644127,9986	Q <sub>12</sub>	143442,7220
		Q <sub>13</sub>	121336,6184
		Q <sub>14</sub>	5029171,2199
Q <sub>steam</sub>	175335,75	Q <sub>kondensat</sub>	40359,46
		ΔH	485153,7258
Total	5819463,7473	Total	5819463,7473

#### 4.5. Evaporator Effect I (EV-01)

Fungsi :Memekatkan larutan NaOH 12% hingga 27%



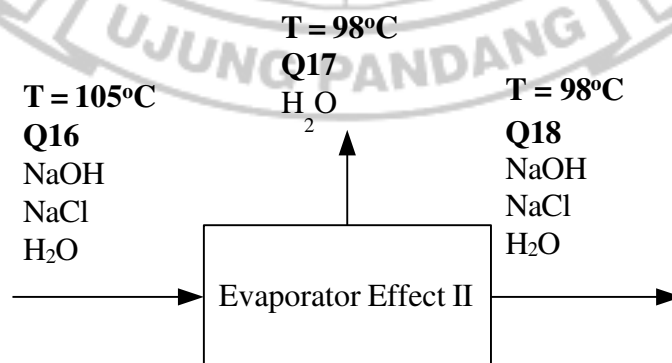
Gambar 4.5 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect I

Tabel 4.5 Neraca Panas Evaporator Effect I (EV-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>14</sub>	6346973,88	Q <sub>15</sub>	690985,02
Q <sub>steam</sub>	43532654,8235	Q <sub>16</sub>	5502019,80
		$\Delta H_{\text{vap}}$	4506623,88
<b>Total</b>	<b>100699628,71</b>	<b>Total</b>	<b>100699628,71</b>

#### 4.6. Evaporator Effect II (EV-02)

Fungsi : Memekatkan larutan NaOH 27% hingga 45%



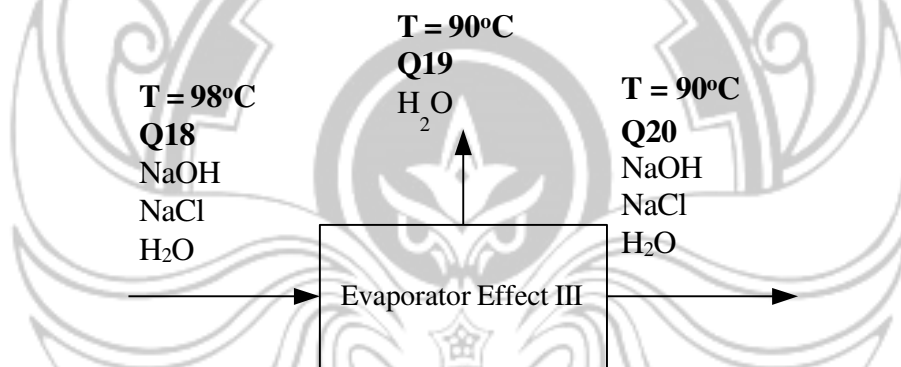
Gambar 4.6 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect II

Tabel 4.6 Neraca Panas Evaporator Effect II (EV-02)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>16</sub>	5502019,80	Q <sub>17</sub>	2334821,96
Q <sub>steam</sub>	16350041,54	Q <sub>18</sub>	2684220,01
		$\Delta H_{vap}$	16833019,36
Total	21852061,34	Total	21852061,34

#### 4.7. Evaporator Effect III (EV-01)

Fungsi :Memekatkan larutan NaOH 45% hingga 65%



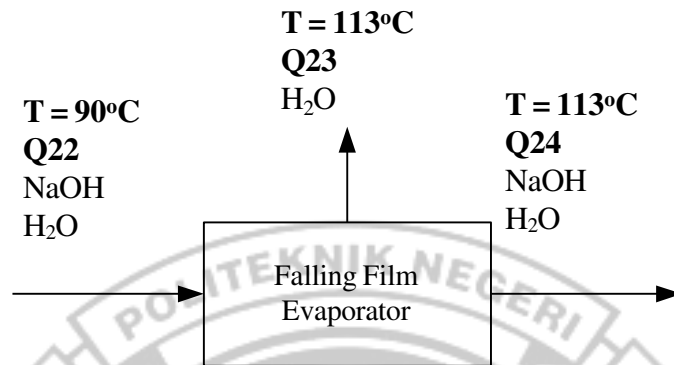
Gambar 4.7 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect III

Tabel 4.7 Neraca Panas Evaporator Effect III (EV-03)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>18</sub>	2684220,0187	Q <sub>19</sub>	959250,1653
Q <sub>steam</sub>	7546211,7484	Q <sub>20</sub>	1430504,3450
		$\Delta H_{vap}$	7840677,26
Total	10230431,7671	Total	10230431,7671

#### 4.8. Falling Film Evaporator (FFE-01)

Fungsi :Memekatkan larutan NaOH 65% hingga 85%



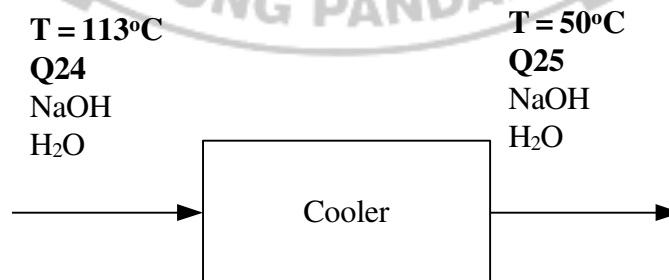
Gambar 4.8 Aliran neraca panas pada falling film evaporator

Tabel 4.8 Neraca Panas Falling Film Evaporator (FFE-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>22</sub>	1367248,5030	Q <sub>23</sub>	527523,3213
Q <sub>steam</sub>	3578488,5076	Q <sub>24</sub>	1324527,5180
		ΔH <sub>vap</sub>	309356,1713
<b>Total</b>	<b>494537,0106</b>	<b>Total</b>	<b>94537,0106</b>

#### 4.9. Cooler (CLR-01)

Fungsi : Menurunkan suhu larutan NaOH dari temperature 90°C hingga 50°C.



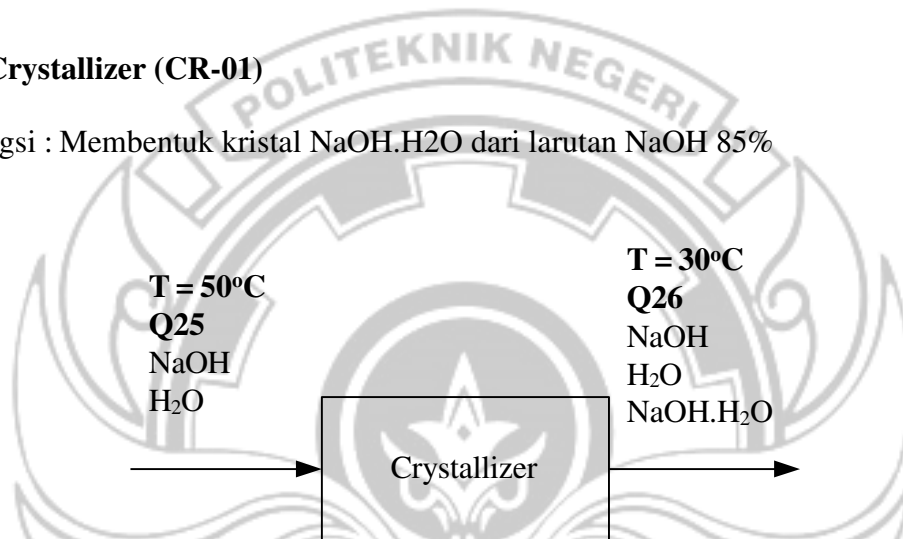
Gambar 4.9 Aliran neraca panas pada cooler

Tabel 4.9 Neraca Panas Cooler (CLR-01)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>24</sub>	1324527,5180	Q <sub>25</sub>	376614,5166
Q <sub>cw in</sub>	474636,9838	Q <sub>cw out</sub>	1422549,9852
Total	1799164,5019	Total	1799164,5019

#### 4.10. Crystallizer (CR-01)

Fungsi : Membentuk kristal NaOH.H<sub>2</sub>O dari larutan NaOH 85%



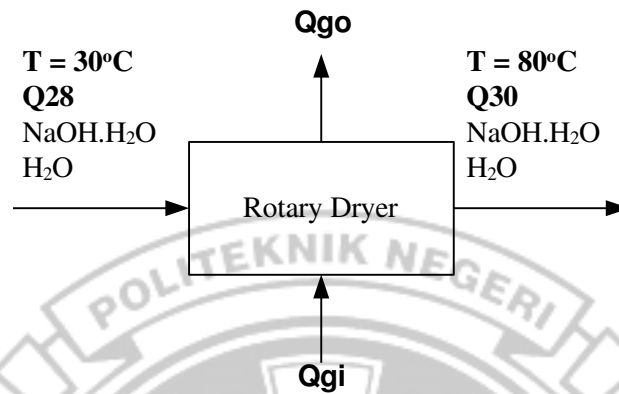
Gambar 4.10 Aliran neraca panas pada cooler

Tabel 4.10 Neraca Panas Crystallizer (CR-01)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>25</sub>	375514,5166	Q <sub>26</sub>	34642,3632
Q <sub>kristalisasi</sub>	50548,4862	Q <sub>serap</sub>	393530,6396
Total	427163,0028	Total	1427163,0028

#### 4.11. Rotary dryer (RD-01)

Fungsi : Mengurangi kadar air pada kristal NaOH.H<sub>2</sub>O



Gambar 4.11 Aliran neraca panas pada cooler

Tabel 4.11 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>28</sub>	26185,66	Q <sub>30</sub>	291546,97
Q <sub>qi</sub>	3.244.159,01	Q <sub>go</sub>	2.978.797,70
Total	3.270.344,7	Total	3.270.344,7

## BAB V SPESIFIKASI ALAT

### 5.1. Unit Penyimpanan

#### 5.1.1. Storage NaCl (S-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Storage NaCl (S-01)</b>	
Kode	: S-01
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku NaCl
Jenis	: Bangunan berbentuk balok beratap
Jumlah	: 1
Bahan konstruksi	: Beton
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Kapasitas	: 1570,90 m <sup>3</sup>
Panjang	: 12,09 m
Lebar	: 6,04 m
Tinggi	: 9,06 m

#### 5.1.2. Silo I (SL-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Silo (SL-01)</b>	
Kode	: SL-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku NaCl
Jenis	: Silinder tegak
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-283 Grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Diameter silo	: 7,73 m
Tebal shell	: 0,03 in
Tebal head	: 0,62 in
Tinggi silo	: 18,06 m
Volume tangki	: 785,44 m <sup>3</sup>



### 5.1.3. Silo II (SL-02)

<b>Rangkuman Spesifikasi Silo (SL-02)</b>	
Kode	: SL-02
Fungsi	: Menyimpan produk NaOH
Jenis	: Silinder tegak
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-283 Grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Diameter silo	: 1,33 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,25 in
Tinggi silo	: 3,32 m
Volume tangki	: 4,03 m <sup>3</sup>

### 5.1.4. Tangki Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (TP-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (T-01)</b>	
Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan bahan pembantu Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 1,52 m
Diameter	: 1,52 m
Tebal shell	: 0,1875 m
Tebal head	: 1,2500 in
Tebal bottom	: 0,3750 in
Jumlah course	: 1

### 5.1.5. Tangki NaOH (TP-02)

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki NaOH (T-02)</b>	
Kode	: T-02
Fungsi	: Menyimpan bahan pembantu NaOH
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 3,12 m
Diameter	: 1,52 m
Tebal shell	: 0,1875 m
Tebal head	: 1 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 1

### 5.1.6. Tangki Penampung (T-03)

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki Penampung (T-03)</b>	
Kode	: T-03
Fungsi	: Menampung larutan dari hasil elektrolisis
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 5,57 m
Diameter	: 3,05 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 3

### 5.1.7. Tangki Penampung (T-04)

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki Penampung (T-04)</b>	
Kode	: T-04
Fungsi	: Menampung larutan NaCl dari centrifuge
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 3,02 m
Diameter	: 1,51 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 1 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 3

### 5.1.8. Tangki penampung (T-05)

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki Penampung (T-05)</b>	
Kode	: T-05
Fungsi	: Menampung mother liquor dari crystallizer
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 3,83 m
Diameter	: 1,91 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 1 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 2

## 5.2. Unit Pemindah

### 5.2.1. Belt Conveyor I (BC-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Belt Conveyor I (BC-01)</b>	
Kode	: BC-01
Fungsi	: Mengangkut bahan baku NaCl ke silo I
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Panjang belt	: 52,81 m
Lebar belt	: 14 in
Kapasitas	: 32 ton/jam
Kecepatan	: 79,10 ft/menit
Power	: 1.5 HP

### 5.2.2. Belt Conveyor II (BC-02)

<b>Rangkuman Spesifikasi Belt Conveyor II (BC-02)</b>	
Kode	: BC-02
Fungsi	: Mengangkut bahan baku NaCl ke M-01
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Panjang belt	: 29,67 m
Lebar belt	: 14 in
Kapasitas	: 32 ton/jam
Kecepatan	: 79,10 ft/menit
Power	: 1 HP

### 5.2.3. Screw Conveyor I (SC-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Screw Conveyor I (SC-01)</b>	
Kode	: SC-01
Fungsi	: Mengangkut kristal NaOH menuju CF-02
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: Horizontal screw conveyor

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	: 7.29 ton/jam
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Diameter flight	: 10 in
Diameter pipa	: 2,5 in
Diameter shafts	: 2 in
Pusat gantungan	: 10 ft
Diameter feed section	: 9 ft
Panjang	: 10 ft
Power motor	: 0,5 HP

#### 5.2.4. Screw Conveyor II (SC-02)

<b>Rangkuman Spesifikasi Screw Conveyor II (SC-02)</b>	
Kode	: SC-02
Fungsi	: Mengangkut kristal NaOH menuju RD-01
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: Horizontal screw conveyor
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	: 6,36 ton/jam
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Diameter flight	: 10 in
Diameter pipa	: 2,5 in
Diameter shafts	: 2 in
Pusat gantungan	: 10 ft
Diameter feed section	: 9 ft
Panjang	: 10 Ft
Power motor	: 0.5 HP

#### 5.2.5. Screw Conveyor III (SC-03)

<b>Rangkuman Spesifikasi Screw Conveyor III (SC-03)</b>	
Kode	: SC-03
Fungsi	: Mengangkut kristal NaOH menuju bucket elevator
Jumlah	: 1 buah

Tipe	: Horizontal screw conveyor
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	: 6,36 ton/jam
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Diameter flight	: 10 in
Diameter pipa	: 2,5 in
Diameter shafts	: 2 in
Pusat gantungan	: 10 ft
Diameter feed section	: 9 ft
Panjang	: 10 Ft
Power motor	: 0.5 HP

#### 5.2.6. Bucket Elevator (BE-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Bucket Elevator (BE-01)</b>	
Kode	: BE-01
Fungsi	: Mengangkut kristal NaOH menuju silo
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: <i>Centrifugal discharge bucket</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	: 14 ton/jam
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Panjang bucket	: 6 in
Lebar bucket	: 4 in
Tinggi bucket	: 4,5 in
Jumlah bucket	: 19 buah
Tinggi elevator	: 3,99 m
Power motor	: 1 Hp

#### 5.2.7. Pompa 1 (P-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-01)</b>	
Kode	: P-01

Fungsi	: Memompa larutan NaCl dari M-01 menuju R-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 70%
Kapasitas	: 91,81 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,5 HP

#### 5.2.8. Pompa 2 (P-02)

##### Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-02)

Kode	: P-02
Fungsi	: Memompa larutan NaCl dari CL-01 menuju IE-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 70%
Kapasitas	: 91,64 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,5 HP

#### 5.2.9. Pompa 3 (P-03)

##### Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-03)

Kode	: P-03
Fungsi	: Memompa larutan NaCl dari H-01 menuju EL-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 70%
Kapasitas	: 91,535 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,5 HP

#### 5.2.10. Pompa (P-04)

<b>Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-04)</b>	
Kode	: P-04
Fungsi	: Memompa larutan hasil elektrolisis dari TP-01 menuju EV-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 70%
Kapasitas	: 86,70 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,5 HP

#### 5.2.11. Pompa 5 (P-05)



---

**Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-05)**

---

Kode	: P-05
Fungsi	: Memompa larutan NaOH dari EV-01 menuju EV-02
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 65%
Kapasitas	: 90,73 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,05 HP

**5.2.12. Pompa 6 (P-06)**

---

**Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-06)**

---

Kode	: P-06
Fungsi	: Memompa larutan NaOH dari EV-02 menuju EV-03
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 75%
Kapasitas	: 110,91 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,05 HP

### 5.2.13. Pompa 7 (P-07)

<b>Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-07)</b>	
Kode	: P-07
Fungsi	: Memompa larutan NaOH dari TP-04 menuju FFE-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 65%
Kapasitas	: 92,59 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,5 HP

### 5.2.14. Pompa 8 (P-08)

<b>Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-08)</b>	
Kode	: P-08
Fungsi	: Memompa larutan NaOH dari CLR-01 menuju CR-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 80%
Kapasitas	: 487,44 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 6 in
Sch No.	: 40
OD	: 6,26 in
ID	: 6,06 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,5 HP

### 5.3. Unit Penukar Panas

#### 5.3.1. Heater (H-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Heater (H-01)</b>	
Kode	: H-01
Fungsi	: Memanaskan larutan <i>brine</i> dari temperature 30°C hingga 90°C
Jenis	: <i>Shell and tube</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-178 Grade C</i>
Surface area	: 0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
Flow aliran tube	: 0,421 in <sup>2</sup>
OD	: 0,083 ft
ID	: 0,061 ft

#### 5.3.2. Cooler (CLR-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Cooler (CLR-01)</b>	
Kode	: CLR-01
Fungsi	: Menurunkan suhu larutan NaOH dari temperature 90°C hingga 50°C
Jenis	: <i>Shell and tube</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-178 Grade C</i>
Surface area	: 0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
Flow aliran tube	: 0,421 in <sup>2</sup>
OD	: 0,083 ft
ID	: 0,061 ft

### 5.4. Unit Proses

#### 5.4.1. Mixer Tank (M-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Mixer Tank (MT-01)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: MT-01
Fungsi	: Melarutkan NaCl dengan air proses
Jenis	: Tangki silinder dengan pengaduk
Mode operasi	: <i>Semi batch</i>
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas Maksimum	: 15.59 m <sup>3</sup>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Kondisi proses	: Non isermal

Tekanan	: 1 atm
<b>Konstruksi dan material</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 240 grade C</i>
OD shell	: 2,12 m
Tebal shell	: 0,25 in
Tinggi total	: 5,15 m
Jenis head	: <i>Torospherical Flanged &amp; Dished</i>
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis pengaduk	: <i>Marine propeller with 3 blade</i>
Diameter pengaduk	: 0,70 m
Kecepatan pengaduk	: 125 rpm
Power pengaduk	: 2 Hp
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,07 m

#### 5.4.2. Reactor Tank (R-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Reactor Tank (R-01)</b>	
Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan pengotor pada NaCl dengan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> dan NaOH
Jenis	: Tangki silinder dengan pengaduk
Mode operasi	: <i>Semi batch</i>
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas Maksimum	: 23.22 m <sup>3</sup>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Kondisi proses	: Non isermal
Tekanan	: 1 atm
<b>Konstruksi dan material</b>	
Bahan konstruksi	: <i>High alloy Steel SA 167 grade C type 304</i>
OD shell	: 2,44 m
Tebal shell	: 0,25 in
Tinggi total	: 5,87 m
Jenis head	: <i>Torospherical Flanged &amp; Dished</i>
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis pengaduk	: <i>Marine propeller with 3 blade</i>
Diameter pengaduk	: 0,81 m
Kecepatan pengaduk	: 125 rpm
Power pengaduk	: 3 Hp
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,08 m

### 5.4.3. Clarifier (CL-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Clarifier (CL-01)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: CL-01
Fungsi	: Mengendapkan padatan dari <i>reactor tank</i>
Jenis	: Tangki dengan tutup bawah berbentuk konis
Bahan konstruksi	: Beton
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 250,67 m <sup>3</sup>
Diameter	: 3,88 m
Ketinggian	: 7,47
Waktu pengendapan	: 12 jam

### 5.4.4. Ion exchange (IE-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Ion Exchange (IE-01)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: IE-01
Fungsi	: Menghilangkan kadar ion Ca dan Mg pada larutan <i>brine</i>
Jenis	: Tangki silinder dengan <i>fixed bed</i>
Mode operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas resin	: 1,2.eq/L resin
Waktu cycle	: 168 jam
<b>Kondisi Operasi</b>	
Kondisi proses	: Non isermal
Tekanan	: 1 atm
<b>Konstruksi dan material</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Steel SA 201 gradeA</i>
OD shell	: 1,02 m
Tebal shell	: 0,19 in
Tinggi total	: 3,12 m
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
Volume bed	: 1.45 m <sup>3</sup>
Tinggi bed total	: 1,84 m

#### 5.4.5. Elektrolizer (EL-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Elektrolizer (EL-01)</b>	
Kode	: EL-01
Fungsi	: Untuk mengelektrolisa larutan brine menjadi NaOH
Jenis	: Eltech's MDC – 66 ADCT
Jumlah cell	: 112 buah
Arus Listrik	: 692,53 kA
Diaphragm	: polyramix non-asbestos diaphragm

#### 5.4.6. Evaporator Effect I (EV-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Evaporator Effect I (EV-01)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: EV-01
Fungsi	: Memekatkan larutan NaOH 12% hingga 27%
Jenis	: <i>Vertical tube evaporator</i>
<i>Number of effect</i>	: <i>Effect 1</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Luas transfer panas	: 513,5208 ft <sup>2</sup>
Tinggi total	: 8,78 m
<b>Deflektor</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 40 in
ID shell	: 39,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,188 in
Volume	: 0,88 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 1,34 m
<b>Heat exchanger</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 14 in
ID shell	: 13,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,1875 in

Volume	: 0,69 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7,43 m

#### 5.4.7. Evaporator Effect II (EV-02)

<b>Rangkuman Spesifikasi Evaporator Effect II (EV-02)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: EV-02
Fungsi	: Memekatkan NaOH 27% hingga 45%
Jenis	: <i>Vertical tube evaporator</i>
<i>Number of effect</i>	: <i>Effect 2</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Luas transfer panas	: 753,79 ft <sup>2</sup>
Tinggi total	: 9,87 m
<b>Deflektor</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis head	: <i>Torospherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 72 in
ID shell	: 71,63 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,250 in
Volume	: 5,24 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 2,43 m
<b>Heat exchanger</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torospherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 16 in
ID shell	: 15,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,1875 in
Volume	: 0,91 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7,44 m

#### 5.4.8. Evaporator Effect III (EV-03)

<b>Rangkuman Spesifikasi Evaporator Effect III (EV-03)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: EV-03

Fungsi	: Memekatkan NaOH 45% hingga 65%
Jenis	: <i>Vertical tube evaporator</i>
<i>Number of effect</i>	: <i>Effect 3</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan kontruksi	: <i>High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Luas transfer panas	: 461,69 ft <sup>2</sup>
Tinggi total	: 9,044 m
<b>Deflektor</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 48 in
ID shell	: 47,63 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,188 in
Volume	: 1,62 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 1,61 m
<b>Heat exchanger</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 14 in
ID shell	: 13,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,1875 in
Volume	: 0,69 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7,42 m

#### 5.4.9. Centrifuge I (CF-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Centrifuge (CF-01)</b>	
Kode	: CF-01
Fungsi	: Memisahkan NaOH dan slurry NaCl
Jenis	: <i>Nozzle discharge</i>
Bahan Kontruksi	: <i>High A lot Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Kapasitas	: 0,44 ton/jam
Diamter bowl	: 0,41 in
Panjang bowl	: 1,22 m
Radius	: 0,20 in



Laju putar motor	: 78,13 Rpm
Daya motor	: 0,05 HP

#### 5.4.10. Falling Film Evaporator (FFE-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Falling Film Evaporator (FFE-01)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: FFE-01
Fungsi	: Memekatkan NaOH 65% hingga 85%
Jenis	: <i>Vertical tube evaporator</i>
<i>Number of effect</i>	: <i>Single effect</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan kontruksi	: <i>High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Luas transfer panas	: 461,69 ft <sup>2</sup>
Tinggi total	: 8,51 m
<b>Deflektor</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 32 in
ID shell	: 31,63 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,188 in
Volume	: 0,44 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 1,08 m
<b>Heat exchanger</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 14 in
ID shell	: 13,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,1875 in
Volume	: 0,69 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7,42 m

#### 5.4.11. Crystallizer (CR-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Crystallizer (CR-01)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: CR-01

Fungsi	: Membentuk kristal NaOH.H <sub>2</sub> O dari larutan NaOH 85%
Jenis	: <i>Stirer tank crystallizer</i>
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi operasi</b>	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
<b>Konstruksi dan material</b>	
Bahan konstruksi	: <i>High alloy steel SA-167 grade 3 type 304</i>
OD shell	: 3.04 m
Tebal shell	: 0,31 in
Tinggi total	: 7,01 m
Jenis head	: <i>Torispherical flanged &amp; dishead conis</i>
Jenis bottom	: Conis
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis pengaduk	: Marime propeller with 3 blade
Diameter pengaduk	: 1,01 m
Kecepatan pengaduk	: 37,00 rpm
Power pengaduk	: 1 HP
Jenis pendingin	: <i>Coil</i>
UD	: 143,91
Luas area transfer panas	: 199,11 W/m <sup>2</sup> .K
NPS	: 1,50 in
Schedule number	: 40
Panjang total	: 121,86 m
Jumlah lilitan	: 18 lilitan
Tinggi tumpukan <i>coil</i>	: 1,28 m

#### 5.4.12. Centrifuge II (CF-02)

<b>Rangkuman Spesifikasi Centrifuge (CF-02)</b>	
Kode	: CF-02
Fungsi	: Memisahkan kristal NaOH dan dengan mother liquor
Jenis	: <i>Helical conveyer</i>
Bahan Kontruksi	: <i>High A lot Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Kapasitas	: 5,30 ton/jam

Diameter bowl	: 0,76 in
Panjang bowl	: 2,29 m
Radius	: 0,38 in
Laju putar motor	: 38,75 Rpm
Daya motor	: 0,083 HP

#### 5.4.13. Rotary dryer (RD-01)

<b>Rangkuman Spesifikasi Rotary dryer (RD-01)</b>	
Kode	: RD-01
Fungsi	: Mengurangi kadar air pada kristal NaOH.H <sub>2</sub> O
Jenis	: <i>Drum dryer</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-178 Grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Suhu kristal masuk	: 30°C
Suhu kristal keluar	: 41,34°C
Suhu udara masuk	: 80°C
Suhu udara keluar	: 43,34°C
Tekanan	: 1 atm
<b>Spesifikasi</b>	
Diameter	: 0,79 m
Panjang	: 3.16 m
Tebal shell	: 0,19 in
Jumlah flight	: 4 buah
Kecepatan putar	: 10 rpm
Daya motor	: 15 HP

## BAB VI UTILITAS

Utilitas sebagai penunjang yang membantu proses produksi termasuk air proses untuk kebutuhan operasional pabrik, air clear untuk keperluan sanitasi perkantoran, generator set untuk menghasilkan listrik dalam keadaan darurat, dan compressor untuk menyediakan udara tekan proses pabrik. Operasi utilitas mencakup merencanakan, mengimplementasikan, mengawasi, dan melakukan tinjauan seluruh kegiatan untuk memastikan bahwa produksi tercapai dalam jumlah dan kualitas sesuai dengan rencana dan biaya yang ditetapkan perusahaan, sehingga proses pabrik dapat berjalan lancar (Hariansyah, dkk., 2022).

### 6.1. Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air pada pabrik NaOH diperoleh dari air sungai Oebelo yang dekat dari lokasi pendirian pabrik, dimana air sungai diproses terlebih dahulu hingga memenuhi syarat untuk digunakan.

#### Proses Pengolahan Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air tersebut adalah:

Air sungai dipompa (P-01) menuju bak penampungan sementara (B-01) yang dilengkapi dengan *screening* yang bertujuan untuk menahan kotoran seperti dedaunan ataupun kerikil selanjutnya air mengalir ke bak dengan penambahan larutan tawas ( $Al_2SO_4$ ) sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan yang teratur agar terbentuk flok dan mengendap. Disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi. Kemudian dipompa (P-02) menuju bak pengendapan (B-

03) untuk mengendapkan lumpur-lumpur. Air yang telah melalui tahap pengendapan selanjutnya air mengalir ke *sand filter* (T-02) untuk menyaring kotoran-kotoran yang masih tersisa dan menghilangkan warna, rasa, serta bau. Dari *sand filter* (T-02) air masuk bak air bersih (B-04) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing sebagai berikut:

### 6.1.1 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler juga dikenal sebagai *boiler feed water* harus bebas dari mineral dan pengotor lainnya yang dapat mengurangi efisiensi kerja *boiler*. Air umpan adalah istilah yang digunakan untuk menggambarkan air yang disuplai ke *boiler* untuk menghasilkan *steam* (fatimura, 2015). Berdasarkan lampiran D, kebutuhan air umpan boiler sebesar 15.822,58 kg/jam.

Tabel 6.1 Syarat mutu air umpan boiler yang digunakan

Komponen	Hasil
TDS	< 3500 ppm
Alkanitas	< 700 ppm
Silika	60 – 100 ppm
Besi	< 0,1 ppm
Tembaga	< 0,5 ppm
Oksigen	< 0,007 ppm
Kesadahan	< 0
Kekeruhan	< 175 ppm
Minyak	< 7 ppm
Residu fospat	< 140 ppm

Sumber: Perry's edisi 6 hal 976

Untuk memenuhi persyaratan tersebut maka diperlukan pengolahan air umpan melalui beberapa tahapan yaitu :

1. Softenig, untuk menghilangkan kesadahan  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Mg}^{2+}$  penyebab korosi pada boiler.
2. Demineralizer, untuk menghilangkan ion – ion
3. Deaerasi, untuk menghilangkan gas – gas terlarut yang bersifat korosif.

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

- a. Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tertinggi
- b. Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- c. Garam-garam kalsium dan magnesium
- d. Zat organik (*organic matter*)
- e. Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler:

1. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya *solid matter suspended matter* dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- a. Kesulitan pembacaan tinggi liquid dalam boiler
- b. Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak dan alkalinitas air dalam boiler.

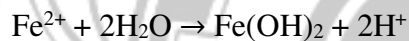
## 2. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan:

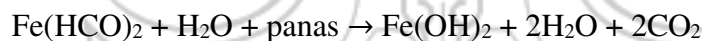
- a. Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- b. Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

## 3. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan *organic*, serta gas-gas H<sub>2</sub>S, SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:

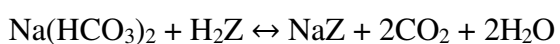
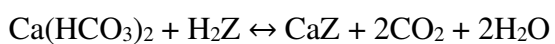


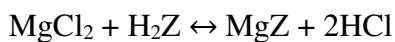
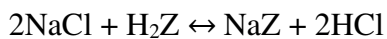
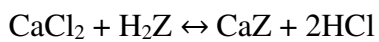
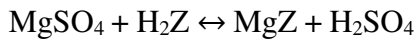
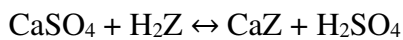
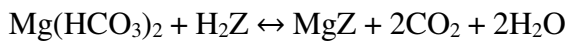
Tetapi jika didapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan perlindungan tersebut terjadilah korosi menurut reaksi:



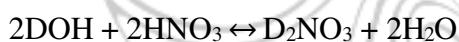
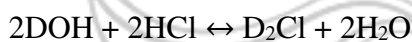
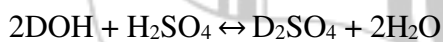
### **Pelunakan air umpan boiler**

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation anion *exchanger* (IE-01). Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (P-08) menuju Ion Exchanger (IE-01). Dalam tangki (IE-01) terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut:

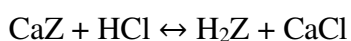
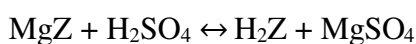
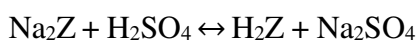
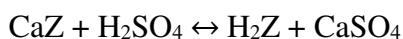




Ion – ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO<sub>2</sub> dan air, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan HCl. Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki *ion exchanger* (IE-01) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam *anion exchanger* adalah *deactive* (DOH) dalam tangki *anion exchanger* terjadi reaksi sebagai berikut:



Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi *hydrogen exchanger* dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut:

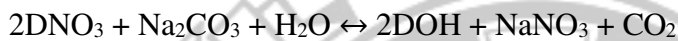
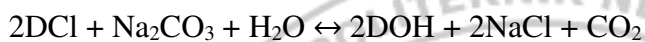
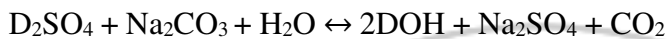






Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  atau  $\text{NaOH}$ .

Reaksi yang terjadi:



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (B-06) yang selanjutnya dipompa (P-08) ke tangki deaerator (D-01) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanasan. Dari deaerator air akan dimasukkan ke dalam bak *feed* boiler (B-05) dan air di pompa (P-10) masuk ke boiler (BO-01).

### 6.1.2 Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk sarana kebutuhan kantor, kantin, laboratorium, karyawan, dan kebutuhan lainnya. Berdasarkan lampiran D air sanitasi yang diperlukan sebesar 1.628 kg/jam.

SSOP (*sanitation standart operating procedures*) menjadi program sanitasi wajib suatu industri untuk meningkatkan kualitas produk yang dihasilkan dan menjamin sistem keamanan produksi pangan. Menurut (Agustina, 2018) prinsip-prinsip sanitasi untuk diterapkan dalam SSOP dikelompokkan menjadi 8 aspek kunci sebagai persyaratan utama sanitasi dan pelaksanaannya, yaitu :

1. Keamanan air
2. Kondisi dan kebersihan permukaan yang kontak dengan bahan pangan.
3. Pencegahan kontaminasi silang.
4. Menjaga fasilitas pencuci tangan, sanitasi dan toilet.
5. Proteksi dari bahan-bahan kontaminan.
6. Pelabelan, penyimpanan, dan penggunaan bahan toksin yang benar.
7. Pengawasan kondisi kesehatan personil yang dapat mengakibatkan kontaminasi.
8. Menghilangkan hama pengganggu dari unit pengolahan.

Kebutuhan air sanitasi pada Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida ini adalah:

1. Untuk kebutuhan karyawan, menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang=168 L/hari/orang
2. Untuk laboratorium  
Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah 20% dari kebutuhan karyawan
3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air sebanyak 20%  
Sehingga diperoleh kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Natrium Hidroksida adalah sebesar 35.520 liter/hari.

### **Pengolahan air sanitasi**

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (P-06) menuju air sanitasi yang siap untuk dipergunakan.

### 6.1.3 Air Pendingin

Air pendingin ini untuk memenuhi keperluan pada peralatan yang memerlukan pendingin misalnya cooler, crystalizer dan kondensor. Berdasarkan lampiran D air pendingin yang butuhkan sebesar 32.070,97 kg/jam. Adapun syarat air pendingin yaitu :

Tabel 6.2 Syarat air pendingin

pH	7,3 – 7,8
Conductivity	< 3000 Mhos/cm
Ca – H	400 – 600
Free chlorine	0,2 – 0,5 ppm
PO <sub>4</sub>	5,0 – 7,0 ppm

### Pengolahan air pendingin

Untuk air pendingin dari bak air bersih (B-04) air dipompa (P-06) masuk ke dalam *cooling tower* (CT-01).

### 6.1.4 Air Proses

Air proses adalah air yang dibutuhkan pada proses pembuatan NaOH misalnya ditambahkan air untuk melarutkan NaCl. Kebutuhan air proses sebesar 18.000 kg/jam.

### Pengolahan air proses

Untuk air proses digunakan air dari bak air lunak (B-06) dan didistribusikan ke peralatan dengan menggunakan pompa (P-11).

## 6.2 Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rancangan Pabrik Natrium Hidroksida sebesar 3.611,29 Kwh.

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, *instrument* dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada pemadaman listrik, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 125,18 kW, dengan satu buah generator tambahan.

## 6.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 1.304,06 L/jam. Bahan bakar yang digunakan adalah Fuel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Haraga relatif murah
- Mudah didapat
- *Viscosity relative* lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- *Heating value* relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

## 6.4 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau umpan boiler pada pra rancangan pabrik natrium hidroksida ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Untuk perhitungan pada Appendix D maka steam yang dipergunakan adalah *saturated steam* yang mempunyai tekanan 1 atm dengan suhu 150°C .

## 6.5 Pengolahan Limbah

Pada pra rancangan pabrik natrium hidroksida ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan menyusun rencana pengolahan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan:

### **Limbah cair**

Limbah cair yang dihasilkan berupa cairan. Untuk penanganannya menggunakan beberapa tahap:

a. Pengolahan pendahuluan (Pre-treatment)

Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung

b. Pengolahan pertama (Primary treatment)

Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat yang terlarut, yang tidak dapat mengendap secara gravitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai flokulan dan koagulan.

c. Pengolahan kedua (Secondary treatment)

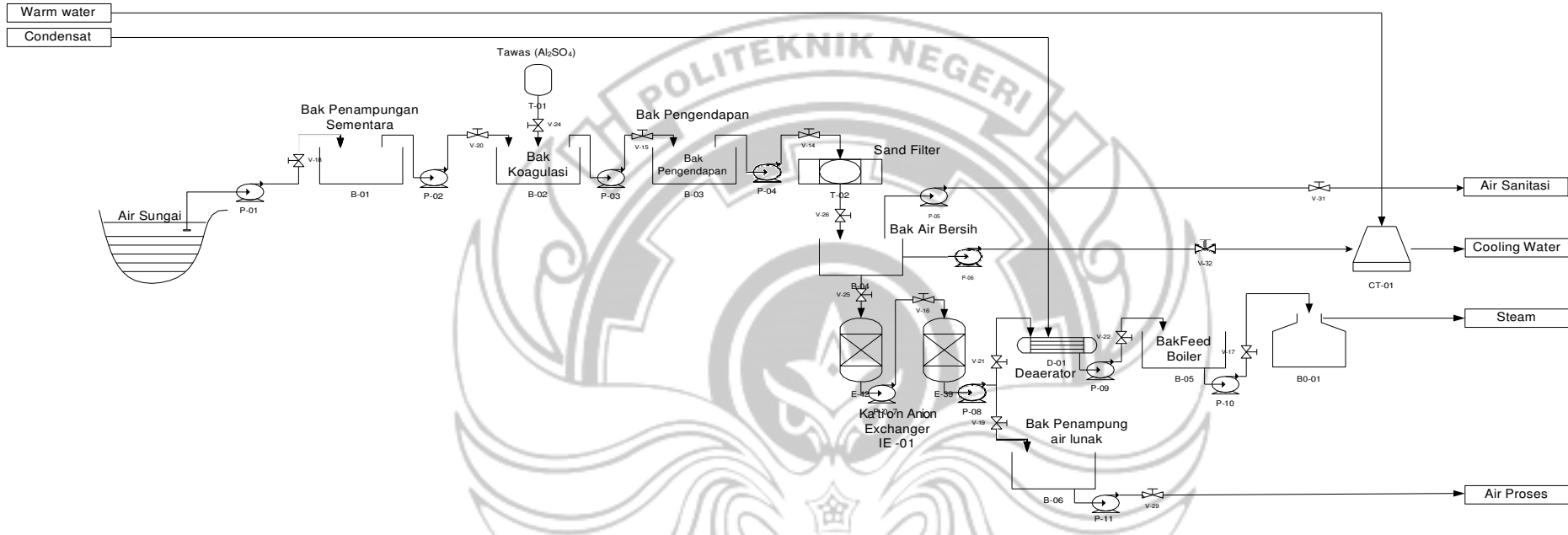
Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organik melalui mikroorganisme yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD, dan DO yang memenuhi standar yang telah ditetapkan pemerintah.

d. Pengolahan ketiga (Tertiary treatment)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah



## 6.6 Diagram alir pengolahan air



KODE	NAMA ALAT	KODE	NAMA ALAT	KODE	NAMA ALAT
B-01	Bak penampungan sementara	B-05	Bak feed boiler	P-07	Pompa VII
B-02	Bak koagulasi	BO-01	Boiler	P-08	Pompa VIII
T-01	Tangki Alum	B-06	Bak penampung air lunak	P-09	Pompa IX
B-03	Bak pengendapan	P-01	Pompa I	P-10	Pompa X
T-02	Sand filter	P-02	Pompa II	P-11	Pompa XI
B-04	Bak air bersih	P-03	Pompa III		
CO-01	Cooling tower	P-04	Pompa IV		
IE-01	Kation anion exchanger	P-05	Pompa V		
D-01	Daerator	P-06	Pompa VI		

	<b>PRODI D-4 TEKNOLOGI KIMIA INDUSTRI</b> <b>JURUSAN TEKNIK KIMIA</b> <b>POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG</b> <b>2024</b>
	<small>WASTE WATER TREATMENT PLANT (UNGU) UTILITY</small> <b>PRA-RANCANGAN PABRIK MIRYAK JAGUNG (CORN OIL) DENGAN METODE WET RENDERING KAPASITAS PRODUKSI 3000 TON TAHUN</b>

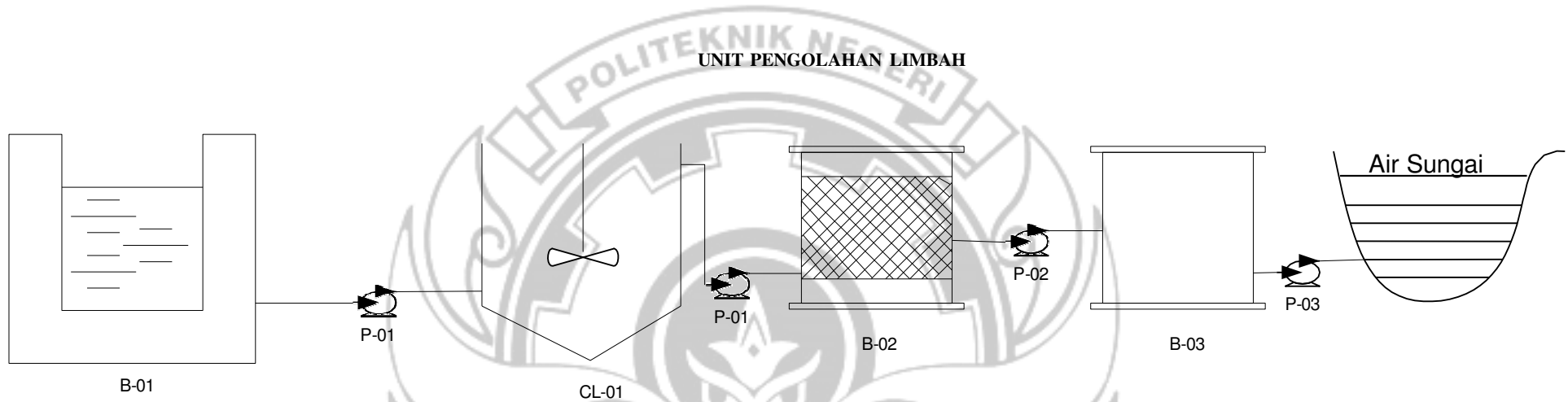
Digambar oleh :


1. Andi Arum Alfika
2. Denov Ekayanti Ramadhani

Dosen Pembimbing :

1. Dr. Ridhawati, S.T., M.T
2. M. Badai, S.T., M.T

## Unit Pengolahan Limbah



KODE	NAMA ALAT	 PRODI D-4 TEKNOLOGI KIMIA INDUSTRI JURUSAN TEKNIK KIMIA POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG 2024 <small>WASTEWATER TREATMENT PLANT (UNIT UTILITY)                  PRA-RANCANGAN PABRIK MINYAK JAJUNG (CORROSION)                  DENGAN METODE WET RENDERING KAPASITAS                  PRODUKSI 3000 TON/TAHUN</small>
B-01	Bak penampungan air limbah	
CL-01	<i>Clarifier</i>	
B-02	Bak <i>Sand Filter</i>	
B-03	Bak penampungan air	
P-01	Pompa I	
P-02	Pompa II	
P-03	Pompa III	
P-04	Pompa IV	Digambar oleh : 1. Andi Arum Alfika 2. Denov Ekayanti Ramadhani Dosen Pembimbing : 1. Dr. Rihawati, S.T., M.T 2. M. Badai, S.T., M.T



## **BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

Instrumentasi dan keselamatan kerja merupakan dua hal paling utama yang harus diperhatikan dalam menjalankan suatu industri proses. Operasi yang terjadi dikontrol oleh serangkaian instrumentasi yang digambarkan sebagai seni dan ilmu pengetahuan dalam sistem pengendalian suatu objek. Instrumentasi berfungsi untuk mengendalikan suatu proses agar menghasilkan efisiensi yang tinggi dan kualitas produk yang baik. Sedangkan keselamatan kerja digunakan untuk mencegah terjadinya kerugian nyawa, material, dan hal-hal lainnya yang dapat timbul tanpa diduga.

### **7.1 Instrumentasi**

Instrumentasi adalah sekumpulan alat atau *device* yang digunakan untuk mengukur dan mengendalikan objek dalam suatu proses agar hasil yang diperoleh sesuai dengan yang diinginkan. Proses pengendalian terhadap beberapa variabel disebut dengan sistem kontrol, yang digunakan untuk menetapkan besaran variabel tersebut berada pada suatu harga yang telah ditetapkan (Marlin, 1995).

Fungsi instrumentasi yaitu sebagai penunjuk (*indicator*), pengontrol (*controller*), pencatat (*recorder*) dan pemberi tanda bahaya (*alarm*).

#### **7.1.1 Tujuan Pemasangan Alat Instrumen**

Tujuan dasar pemasangan alat instrumentasi adalah untuk memperoleh informasi yang berkaitan langsung dengan proses seperti konsentrasi, laju alir,

temperature, tekanan dan volume. Berikut tujuan pemasangan alat instrumentasi dalam menjalankan operasi adalah sebagai berikut:

- a. Keamanan (*safety*), pemasangan alat instrumentasi merupakan kebutuhan utama untuk orang-orang yang bekerja di pabrik dan keamanan untuk kelangsungan perusahaan. Pada tekanan operasi, temperatur, konsentrasi bahan kimia dan lain-lain sebagai kondisi operasi pabrik harus dikontrol dalam batasan-batasan tertentu yang diizinkan.
- b. Spesifikasi produk (*production specification*), merupakan kondisi yang sangat diperlukan dan penting untuk mencapai kualitas tertentu yang ditargetkan, sehingga diperlukan suatu sistem pengendali untuk menjaga tingkat produksi dan kualitas produk yang diinginkan.
- c. Peraturan lingkungan (*environmental regulation*), untuk mengurangi polusi lingkungan dari hasil limbah proses pabrik kimia, terdapat berbagai peraturan lingkungan yang memberikan syarat-syarat tertentu agar tidak mencemari lingkungan sekitar.
- d. Kendala-kendala operasi (*operational constraints*), contoh terjadinya kondisi *flooding* pada distilasi dapat dijaga agar tidak terjadi dengan cara memenuhi kendala-kendala operasional tertentu pada peralatan-peralatan yang digunakan dalam operasi pabrik kimia.
- e. Ekonomi (*economics*) agar mendapatkan kualitas produk yang lebih baik dengan waktu yang lebih singkat dengan cara mencapai keuntungan yang maksimum dan pemakaian biaya bahan baku yang minimum.

### 7.1.2 Pengelompokan Sistem Kontrol

Pengelompokan sistem kontrol dapat diklasifikasikan sebagai berikut:

1. Manual dan otomatis

Pengontrolan dilakukan secara manual merupakan pengontrolan yang dilakukan oleh manusia yang bertindak sebagai operator, sedangkan pengontrolan secara otomatis adalah pengontrolan dimana peralatan yang bekerja secara otomatis.

2. *Feed-back* dan *feed-forward*

*Feed back control* merupakan sistem kontrol yang besaran keluaran memberikan efek terhadap besaran masukan sehingga besaran yang dikontrol dapat dibandingkan terhadap harga yang diinginkan melalui alat perekam. Sedangkan *feed forward control* adalah sistem yang besaran keluaran tidak memberi efek terhadap besaran masukan, sehingga variabel yang dikontrol tidak dapat dibandingkan yang diinginkan.

3. Analog dan digital

Dalam sistem kontrol analog, setiap perubahan baik pada rujukan maupun pada umpan balik, dapat terindra segera dan langsung penguat menyesuaikan outputnya terhadap akuator. Sedangkan untuk sistem kontrol digital menggunakan rangkaian digital yang merupakan komputer berbasis mikrossesor atau mikrokontroler. Komputer tersbut melaksanakan program yang berulang berkali-kali.

#### 4. Kontrol linier dan non-linier

Kontrol linier merupakan sistem pengontrolan yang responnya linier/lurus terhadap input sedangkan untuk sistem kontrol non-linier responnya tidak linier terhadap masukan.

#### 5. Kontrol terbuka dan kontrol tertutup

Sistem kontrol terbuka dilakukan pengontrolan tanpa umpan balik. Sementara itu, sistem kontrol tertutup dengan umpan balik untuk memantau dan mengoreksi proses.

#### 6. Berdasarkan sumber penggerak yaitu listrik, pneumatis dan mekanis

Dalam kaitannya pada bidang kontrol sistem pneumatis dapat dijumpai pada berbagai industri contohnya pertambangan, konstruksi, manufacturing, dan lainnya.

### 7.1.3 Elemen-elemen Sistem Kontrol Proses

Sistem kontrol terdiri dari unit sistem elemen yang terdiri dari komponen-komponen berikut (Marlin,1995):

- a. *set point*
- b. *variable controller*
- c. *manipulated variable*
- d. *controller*
- e. *system*
- f. *feedback element*
- g. *forward gain*

Pengendalian proses memberikan kontribusi yang penting dalam *safety*, perlindungan lingkungan (menekan polusi/emisi bahan berbahaya), perlindungan peralatan terutama dari *over capacity/over heated*, operasi pabrik yang lancar, menjamin kualitas produk, menjaga operasional pabrik pada keuntungan maksimumnya, dan berguna dalam monitoring dan diagnosa proses (Marlin, 1995).

#### 7.1.4 Instrumentasi Alat pada Pabrik NaOH

Jenis-jenis instrumentasi yang digunakan adalah sebagai berikut:

a. *Temperature controller* (TC)

Instrumen pengatur suhu merupakan pengukur sinyal dalam bentuk panas menjadi sinyal mekanis atau listrik. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengatur laju alir pemanas maupun laju alir pendingin. Keluaran dari temperatur kontrol dapat dihubungkan ke perangkat lain seperti valve.

b. *Weight indicator* (WI)

*Weight indicator* berfungsi sebagai alat untuk memantau dan mengontrol berat bahan baku, produk, atau hasil antara dalam poses produksi. Pada pabrik NaOH pengukuran berat yang akurat sangat penting untuk memastikan keselamatan, efisiensi, dan kualitas produksi.

c. *Flow controller* (FC)

Instrumentasi pengendali kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya. pengukuran aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengubah output dari alat yang menyebabkan fluida mengalir dalam sistem pipa.

d. *Level controller* (LC)

Instrumentasi yang digunakan untuk mengukur ketinggian permukaan cairan dalam suatu peralatan dengan mengatur laju fluida masuk atau keluar.

## **7.2 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup**

Keselamatan kerja dan keamanan pabrik merupakan faktor yang perlu diperhatikan secara serius. Keselamatan kerja merupakan suatu usaha untuk mencegah terjadinya kecelakaan, cacat ataupun kematian.

Dalam hubungan ini bahaya yang ditimbulkan bisa berasal dari mesin, sifat zat dan keadaan tempat kerja. Apabila keselamatan kerja dan keamanan pabrik tidak mendapat perhatian dan tidak terjamin maka kenyamanan kerja tidak akan pernah terwujud sehingga akan menyebabkan proses produksi kurang berjalan lancar. Untuk menghadapi permasalahan ini maka ada dua metode penanggulangan yaitu penanggulangan secara preventif dan curative.

### **7.2.1 Penanggulangan Preventif**

Penanggulangan ini diarahkan pada penanggulangan sebelum bahaya atau masalah itu terjadi. Untuk menanggulangi permasalahan ini harus ditinjau terlebih dahulu bahaya yang mungkin muncul dalam pabrik, bahaya-bahaya tersebut diantaranya:

- a. *Chemical hazards* (bahaya yang ditimbulkan oleh bahan kimia);
- b. *Mechanical hazards* (bahaya yang disebabkan oleh mesin);
- c. *Electrical hazards* (bahaya yang disebabkan oleh listrik); dan
- d. *Construction hazards* (bahaya yang disebabkan oleh konstruksi).

Usaha-usaha yang dapat dilakukan dalam rangka penyelamatan preventif antara lain sebagai berikut:

a. Pencegahan terhadap kebakaran dan ledakan, preventinya berupa:

- 1) Penyediaan alat deteksi dan sistem alarm yang sensitif terhadap kebakaran pada daerah rawan api; dan
- 2) Penyediaan peralatan pemadam kebakaran.

b. Peralatan perlindungan diri

Selama berada dilokasi pabrik disediakan peralatan dan perlengkapan perlindungan diri bagi karyawan berupa:

- 1) Pakaian kerja, masker, sarung tangan bagi karyawan yang bekerja berhubungan dengan bahan kimia, misalhnya pekerja laboratorium;
- 2) Helm, sepatu *safety* dan perlindungan mata bagi karyawan yang bekerja dibagian alat-alat berat; dan
- 3) Penutup telinga untuk karyawan bagian ketel.

c. Keselamatan kerja terhadap listrik

Usaha-usaha yang dapat dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja terhadap listrik, antara lain:

- 1) Setiap instalasi dan peralatan listrik harus diamankan dengan sekering pemutus arus listrik otomatis dan direncanakan secara terpadu dengan tata letak pabrik untuk menjaga keselamatan kerja dan kemudahan jika harus dilakukan perbaikan;
- 2) Memasang papan tanda larangan yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi;
- 3) Penempatan dan pemasangan motor-motor listrik tidak boleh mengganggu lalu lintas pekerja;

- 4) Isolasi kawat hantaran listrik harus disesuaikan dengan keperluan;
- 5) Setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan penangkal petir yang dibumikan;
- 6) Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang bekerja pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus.

d. Keselamatan kerja terhadap sifat zat, preventifnya berupa:

- 1) Disediakan alat-alat yang dapat mencegah masuknya atau terhirupnya zat-zat kimia seperti masker penutup mulut; dan
- 2) Disediakan tabung oksigen sebagai alat pensuplai oksigen bila keadaan darurat sewaktu terjadi kebocoran alat proses yang mengeluarkan uap berbahaya yang dapat mengganggu pernafasan.

Faktor yang penting sebagai usaha mencapai keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha mencapai keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain:

- 1) Melakukan pelatihan berkala bagi karyawan;
- 2) Membuat peraturan tata cara kerja dengan pengawasan yang baik dan memberi sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin; dan
- 3) Membeekali karyawan dengan keterampilan menggunakan peralatan-peralatan dengan benar dan cara-cara mengatasi keselamatan kerja.

### **7.2.2 Penanggulangan *Curative***

Pencegahan secara *curative* dilakukan apabila bahaya sudah terjadi. Seperti penanganan bahaya kebakaran diatasi dengan penyediaan sarana pemadam



kebakaran, disamping itu bangunan-bangunan yang penting harus dilengkapi dengan fasilitas jalan yang memadai. Apabila kebakaran terjadi yang dianggap peka terhadap kebakaran dilengkapi dengan parit-parit yang dialiri air bekas dari proses yang dianggap tidak menyebabkan polusi. Selain itu, pada ruang-ruang kantor yang menyimpan arsip-arsip harus disediakan racun api (*fire stop*). Pada pabrik juga disediakan sarana pertolongan pertama pada kecelakaan (P3K) dan poliklinik sebagai langkah awal untuk menolong korban sebelum disalurkan ke rumah sakit. Keselamatan kerja dalam proses produksi dapat ditingkatkan dengan mengambil langkah-langkah sebagai berikut:

- 1) Tidak boleh merokok dan minum minuman alkohol;
- 2) Setiap ruang gerak harus aman dan tidak licin
- 3) Jarak antara mesin-mesin dan peralatan lainnya harus cukup luas;
- 4) Disediakan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran (*assembly point*);
- 5) Setiap proses yang berbahaya dan sensitif harus diisolasi pelaksanaannya;
- 6) Tanda-tanda gambar pengaman harus dipasang pada setiap tempat yang berbahaya.

## BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

Suatu perusahaan merupakan organisasi yang dibentuk oleh seseorang atau sekelompok orang untuk mencapai tujuan-tujuan tertentu. Pada mulanya perusahaan atau badan usaha itu dimiliki dan dikelola oleh pemiliknya sendiri atau dengan keluarganya dengan visi tertentu, misalnya bertanggungjawab pada kesejahteraan masyarakat, dijalankan untuk tujuan tertentu misalnya mengambil keuntungan. Kemudian, dengan semakin besarnya perusahaan atau badan usaha, pemilik merasa perlu untuk mengikutsertakan orang lain, misalnya karena keperluan tambahan dana dan mereka bersama memandang perlu untuk menyerahkan pengelolaan badan usaha pada manajer profesional agar tujuan dapat tercapai dengan lebih baik. Jadi manajemen mendapatkan misi untuk mengelola badan usaha, misalnya dengan menghasilkan barang dan jasa yang diminati konsumen.

### 8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan usaha : Memproduksi NaOH dengan bahan baku dari NaCl

Lokasi : Bolok, Kec. Kupang Barat, Kab.Kupang, NTT.

Kapasitas pabrik : 42.000 ton/tahun

Tujuan dari pendirian pabrik NaOH ini adalah untuk memenuhi kebutuhan konsumsi produk NaOH di Indonesia dan memperoleh keuntungan (*profit*). Dalam pendirian pabrik ini dibutuhkan modal yang besar dan tenaga ahli serta professional

di dunia industri, sehingga untuk memenuhi kebutuhan tersebut jenis badan usaha yang cocok adalah bentuk perseroan terbatas (PT). Pemilihan bentuk badan usaha ini didasari pada beberapa pertimbangan berikut.

- a. Aset dan struktur perusahaan berumur lebih panjang dibanding pemegang sahamnya. Sehingga stabilitas modal yang dapat menjadi investasi dalam proyek, dapat menjadi lebih besar dan memiliki jangka waktu yang lebih panjang.
- b. Manajemen memungkinkan pengelolaan modal yang lebih efisien sehingga dapat dilakukannya ekspansi.
- c. Pemegang saham memiliki tanggung jawab terbatas untuk hutang perusahaan sehingga pemegang saham hanya menanggung kerugian sebesar jumlah saham yang dimilikinya.
- d. Modal didapatkan dengan mudah, yaitu dari pinjaman bank ataupun dengan menjual saham perusahaan.
- e. Lebih mudah untuk dikembangkan dengan cara menggalang dan baik dari investor maupun penjualan saham.

## **8.2 Struktur Organisasi Perusahaan**

Dalam menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan manajemen organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik dan terarah. Terdiri dari empat tipe organisasi berdasarkan struktur organisasinya, yaitu:

1. Organisasi garis (*line organization*);

2. Organisasi garis dan staf (*line and staf organization*);
3. Organisasi fungsional (*functional organization*); dan
4. Komite (*committee*).

Pada pabrik NaOH sistem yang digunakan untuk mengkoordinasikan kegiatan dalam menjalankan perusahaan adalah system organisasi garis dan staf. Pada system ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Begitu dengan pembagian tugas kerja seperti dalam system organisasi fungsional. Sehingga karyawan hanya bertanggung jawab pada satu atasan saja. Sedangkan untuk kelancaran produksinya diperlukan staf ahli untuk memberi nasehat kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Dalam menjalankan organisasi garis dan staf, dua kelompok orang-orang yang berpengaruh, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* adalah orang-orang yang melakukan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan; dan
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran kepada unit operasional.

Struktur organisasi garis dan staf ini memiliki keuntungan yaitu bakat yang berbeda-beda dari anggota organisasi yang dapat berkembang menjadi spesialisasi. Kemudian pembagian tugas yang jelas antar kelompok yang bertugas menjalankan tugas pokok dan kelompok yang melaksanakan tugas penunjang. Kemudian akibat tugas yang dilaksanakan sesuai bakat dan keahlian serta pengalaman, biasanya

seseorang akan lebih disiplin dan bertanggung jawab sehingga koordinasi mudah dijalankan dalam setiap kelompok karyawan.

### **8.3 Tugas dan Wewenang**

#### **1. Pemegang Saham**

Pada jenis badan usaha Perseroan Terbatas (PT), pemegang saham dan para pemilik modal berhak untuk menentukan siapa yang akan mereka percayakan untuk mengurus perusahaan.

#### **2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pengawas mandiri yang ditunjuk langsung oleh pemegang saham dan bertugas untuk mengawasi kinerja direksi, menentukan siapa yang menjabat sebagai direktur utama, mengawasi pelaksanaan kebijakan perusahaan yang telah ditetapkan dalam rapat tahunan pemegang saham serta memberikan nasehat terhadap direksi.

#### **3. Direktur Utama**

Wewenang dan tugas dari direktur utama sistem organisasi garis dan staf yang digunakan adalah:

- a. Bertanggung jawab kepada dewan komisaris;
- b. Menyusun kebijaksanaan, peraturan dan tata tertib perusahaan;
- c. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, dengan menciptakan hubungan baik antara pemegang saham, pekerja dan pimpinan masing-masing;
- d. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan;

- e. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga; dan
- f. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan bagian yang menjadi bawahannya.

4. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur dalam menangani administrasi perusahaan.

5. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama.

Tanggung jawab tersebut meliputi:

- a. Pengawasan produksi dan peralatan pabrik;
- b. Perbaikan dan pemeliharaan peralatan produksi;
- c. Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana lainnya; dan
- d. Mengkoordinir kerja kepala bagian yang menjadi bawahannya.

6. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Direktur keuangan dan pemasaran bertanggung jawab kepada direktur utama.

Tanggung jawab tersebut meliputi:

- a. Mengawasi dan mengatur keuangan perusahaan;
- b. Mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran; dan
- c. Mengkoordinir kerja kepala bagian yang menjadi bawahannya.

## 7. Direktur Umum dan Personalia

Direktur umum dan personalia bertanggung jawab kepada direktur utama.

Tanggung jawab tersebut meliputi:

- a. Biaya perusahaan;
- b. Administrasi dan personalia perusahaan
- c. Perencanaan perusahaan; dan
- d. Mengkoordinir kerja kepala bagian yang menjadi bawahannya.

### 8.4 Pembagian Seksi-seksi dan Tugas

Dalam melaksanakan tugas-tugasnya, semua direktur tersebut dibantu oleh beberapa kepala bagian. Kepala bagian tersebut adalah seperti berikut.

#### 8.4.1 Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada *Plant Manager* mengenai peralatan, proses dan utilitas. Kepala bagian produksi membawahi seksi-seksi berikut.

##### a. Seksi proses

Seksi proses mempunyai tugas dan tanggung jawab untuk mengawasi jalannya operasi pabrik dan pengawasan mutu pabrik.

##### b. Seksi utilitas

Seksi utilitas mempunyai tugas dan tanggung jawab untuk mengatur sarana utilitas guna memenuhi kebutuhan proses terutama kebutuhan air dan tenaga listrik.

c. Seksi laboratorium dan *Quality control*

Seksi laboratorium dan pengendalian mempunyai tugas dan tanggung jawab sebagai berikut:

1. Mengawasi dan menganalisa kualitas bahan baku dan bahan pembantu;
2. Mengawasi dan menganalisa kualitas produk;
3. Penelitian dan pengembangan produk;
4. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan industri; dan
5. Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi.

d. Seksi penelitian dan pengembangan

Seksi ini bertugas melakukan evaluasi kualitas produk, perencanaan pembangunan dan *design engineering*.

#### **8.4.2 Kepala Bagian Teknik**

Kepala bagian teknik bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian ini membawahi seksi-seksi seperti di bawah ini.

a. Seksi pemeliharaan

Seksi pemeliharaan mempunyai tugas dan tanggung jawab meliputi pelaksanaan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik dan mengadakan perbaikan terhadap peralatan pabrik yang mengalami kerusakan.

b. Seksi keselamatan kerja (K3)



Wewenang dan tugas dari seksi ini adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi terjadinya bahaya.

### 8.4.3 Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada *Office Manager* dan Direktur Utama, dalam hal personalia, administrasi dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi seksi-seksi berikut ini.

a. Seksi personalia

Seksi ini mempunyai tugas dan tanggung jawab meliputi:

1. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dengan tugas dan lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya;
2. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi, kondisi kerja yang tenang dan dinamis; dan
3. Melaksanakan hal-hal yang berkaitan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Seksi administrasi

Tugas dan wewenang seksi administrasi adalah menyelenggarakan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan dan masalah perpajakan.

c. Seksi keamanan

Tugas dan wewenang seksi keamanan meliputi:

1. Menjaga dan mengawasi semua bangunan dan fasilitas perusahaan;

2. Mengawasi keluar masuknya orang-orang selain karyawan dilingkungan pabrik; dan
3. Menjaga dan memelihara rahasia yang berkaitan dengan intern perusahaan.

d. Seksi humas

Seksi ini bertugas mengadakan hubungan antara perusahaan dengan masyarakat, instansi, pemerintahan, perguruan tinggi dan pihak-pihak lain yang terkait.

#### **8.4.4 Kepala Bagian Pemasaran**

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur komersil dalam hal pembekalan dan pemasaran hasil. Kepala bagian pemasaran membawahi seksi-seksi berikut ini.

a. Seksi penjualan

Tugas dan tanggung jawab seksi ini adalah merencanakan daerah pemasaran hasil produksi.

b. Seksi pembelian

Tugas dan tanggung jawab skesi pembelian meliputi:

1. Mengadakan pembelian bahan baku dan alat-alat yang dibutuhkan perusahaan; dan
2. Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

#### **8.4.5 Kepala Bagian Keuangan**

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada Direktur Komersil dalam hal perencanaan keuangan, mengevaluasi dan mengatur neraca keuangan serta melakukan pembayaran. Kepala bagian keuangan membawahi seksi-seksi sebagai berikut:

a. Seksi pembayaran

Seksi pembayaran mempunyai tugas mengatur pembelian dan pembayaran bahan baku, bahan pembantu dan peralatan.

b. Seksi akuntansi dan pembukuan

Seksi akuntansi dan pembukuan mempunyai tugas mengatur neraca keuangan perusahaan, mengawasi uang masuk dan keluar.

#### **8.5 Karyawan**

Karyawan merupakan satuan terkecil dalam organisasi perusahaan. Tugas dari karyawan adalah melaksanakan seluruh kebijaksanaan perusahaan yang dibebankan kepadanya secara baik dan benar, jujur dan bertanggung jawab serta memiliki disiplin kerja yang tinggi. Struktur organisasi pada prarencana pabrik Natrium Hidroksida diperlihatkan pada gambar

#### **8.6 Pengaturan Jam Kerja**

Pabrik Natrium Hidroksida dengan kapasitas 42.000 ton/tahun direncanakan beroperasi secara kontinu selama 24 jam kerja/hari atau 330 hari/tahun. Para karyawan dibagi dalam tiga waktu *shift*, dimana setiap *shift* masing-masing 8 jam. Untuk karyawan non *shif* karyawan diberi pekerjaan secara bergilir (*shift work*).

Hari minggu dan hari besar adalah hari libur sesuai dengan peraturan undang-undang yang berlaku. Jadwal kerja untuk karyawan *shift* dan *non shift* dapat dilihat pada tabel 8.1 . Untuk melayani tiga *shift* pabrik dibentuk 4 regu yang diatur dalam tabel.

Tabel 8.1 Jam kerja karyawan *non shift*

No.	Jadwal Kerja	Jam Kerja
1.	Senin – Jumat	08.00 – 16.00 WITA
2.	Istirahat	12.30 – 14.00 WITA
3.	Sabtu	08.00 – 11.00 WITA

Tabel 8.2 Jam Kerja Karyawan *shift*

No.	Shift	Jam Kerja
1.	I	06.30 – 14.30 WITA
2.	II	14.30 – 22.30 WITA
3.	III	22.30 – 06.30 WITA

Tabel 8.3 jadwal kerja karyawan *shift*

Shift	Hari ke-											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	8	11	12
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan: P = Pagi

L = Libur

S = Siang

M = Malam

## 8.7 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

### 8.7.1 Penggolongan Jabatan

Penggolongan jabatan pada sistem organisasi pabrik NaOH dapat dilihat pada tabel 8.4

Tabel 8.4 Penggolongan Jabatan

No.	Jabatan	Persyaratan
1	Manajer utama	Sarjana semua jurusan
2	Manager teknik dan produksi	Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Elektro
3	Manager administrasi dan umum	Sarjana Ekonomi
4	Manager keuangan	Sarjana Ekonomi Akuntansi
5	Manager pembelian dan pemasaran	Sarjana Ekonomi
6.	Kabag. Produksi dan teknik	Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Elektro
7	Kabag. Pengendalian	Sarjana Teknik Kimia
8	Kabag. Pembelian dan pemasaran	Sarjana Ekonomi
9	Kabag. Keuangan dan umum	Sarjana Ekonomi/FISIP/Hukum
10	Staf ahli	Sarjana Teknik Kimia/ Ekonomi/ Hukum
11	Kepala seksi proses	Sarjana Teknik Kimia
12	Kepala seksi pengendalian	Sarjana Teknik Kimia/Elektro
13	Kepala seksi laboratorium	Sarjana/D3 Teknik Kimia
14	Kepala seksi pemeliharaan	Sarjana/D3 Teknik Mesin
15	Kepala seksi utilitas	Sarjana Teknik Elektro/Teknik Kimia
16	Kepala seksi pembelian	Sarjana/D3 Ekonomi
17	Kepala seksi pemasaran	Sarjana Ekonomi
18	Kepala seksi kas	Sarjana Ekonomi
19	Kepala seksi administrasi	Sarjana/D3 Kesekretariatan
20	Kepala seksi personalia	Sarjana ekonomi
21	Kepala seksi hubungan masyarakat	Sarjana/D3 FISIP/ Hukum
22	Kepala seksi keamanan	Satuan pengaman

23	<i>Foreman</i>	D3
24	Operator dan karyawan	SMK/SLTA
25	Sekretaris	Akademik sekretaris/ D3
26	Sopir, pesuruh, <i>cleaning service</i>	SD/SMP/SMA

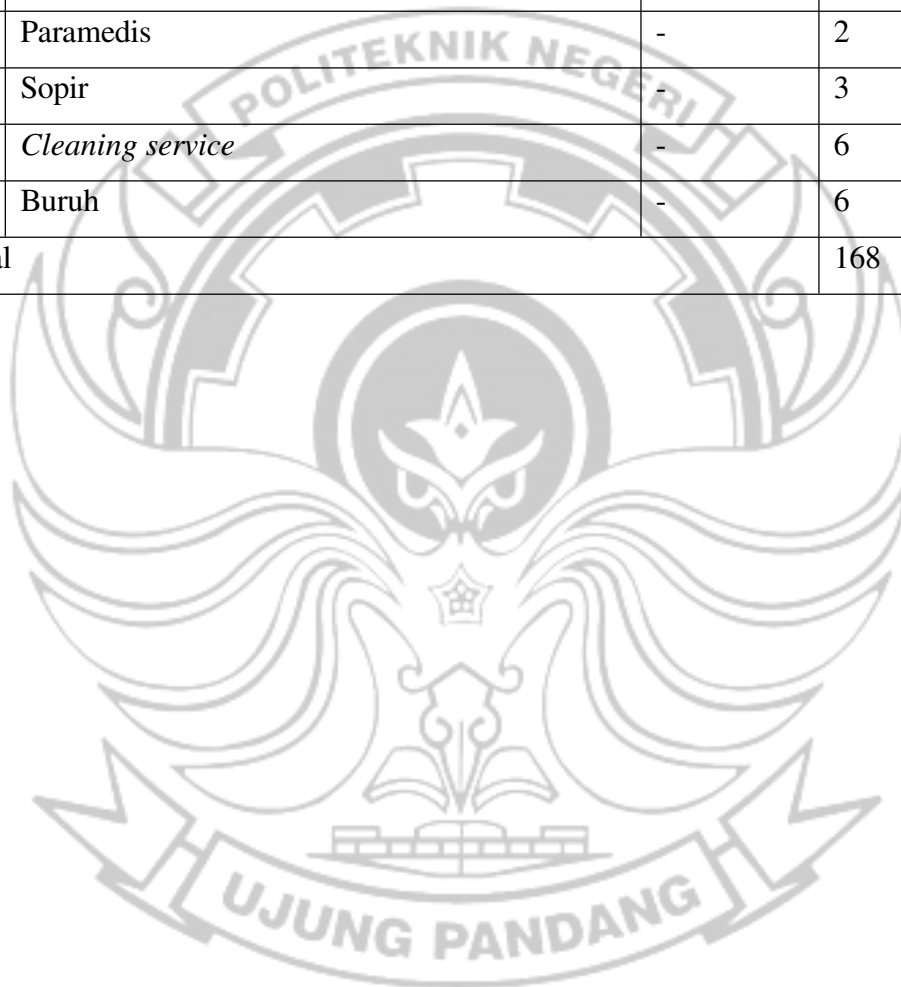
### 8.7.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat dengan cara menghitung jumlah karyawan proses berdasarkan jumlah peralatan dan jumlah karyawan proses per unit, per regu, dan rincian karyawan yang lain ditentukan. Sehingga semua pekerjaan yang tersedia dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif.

No.	Jabatan	Jumlah orang/shift	Jumlah Total
<b>Umum</b>			
1	Manager utama	-	1
2	Sekretaris	-	1
3	Staf ahli	-	2
4	Manager teknik dan produksi	-	1
5	Manager administrasi dan umum	-	1
6	Manager keuangan	-	1
7	Manager pembelian dan pemasaran	-	1
8	Kepala bagian produksi	-	1
9	Kepala bagian teknik	-	1
10	Kepala bagian pembelian dan pemasaran	-	1
11	Kepala bagian keuangan	-	1
12	Kepala bagian administrasi	-	1
13	Kepala bagian umum	-	1

No.	Jabatan	Jumlah orang/shift	Jumlah Total
14	Kepala seksi proses	-	1
15	Kepala seksi pengendalian	-	1
16	Kepala seksi laboratorium	-	1
17	Kepala seksi pemeliharaan	-	1
18	Kepala seksi utilitas	-	1
19	Kepala seksi pembelian	-	1
20	Kepala seksi pemasaran	-	1
21	Kepala seksi administrasi	-	1
22	Kepala seksi kas	-	1
23	Kepala seksi personalia	-	1
24	Kepala seksi humas	-	1
25	Kepala seksi keamanan	-	1
<b>Operator Proses</b>			
26	Operator proses	9	36
27	Operator bengkel dan pemeliharaan	2	8
<b>Operator Utilitas</b>			
28	Operator utilitas pengadaan steam	9	36
29	Operator utilitas unit pengadaan air	2	6
30	Operator utilitas unit pengadaan tenaga listrik	1	3
31	Operator utilitas unit pengolahan limbah	1	3
32	Operator utilitas unit pengolahan limbah	1	3
<b>Karyawan</b>			
33	Karyawan penjualan	-	2
34	Karyawan administrasi	-	2
35	Karyawan keuangan	-	2
36	Karyawan personalia	-	2
37	Karyawan hubungan masyarakat	-	2
38	Karyawan laboratorium	-	4

No.	Jabatan	Jumlah orang/shift	Jumlah Total
39	Karyawan <i>Quality Control</i>	-	4
40	Karyawan unit keamanan	-	3
41	<i>Foreman</i> pengendalian bagian laboratorium	-	3
42	<i>Foreman</i> keamanan	-	4
43	Tenaga medis	-	2
44	Paramedis	-	2
45	Sopir	-	3
46	<i>Cleaning service</i>	-	6
47	Buruh	-	6
Total			168





Gaji untuk masing – masing golongan karyawan adalah seperti yang terinci pada

Tabel 8.5 Perincian golongan dan gaji

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji	Total gaji
1	Direktur	1	Rp 40.000.000,00	Rp 40.000.000,00
2	Kepala teknik dan produksi	1	Rp 35.000.000,00	Rp 35.000.000,00
3	Kepala keuangan dan umum	1	Rp 35.000.000,00	Rp 35.000.000,00
4	staff ahli	3	Rp 25.000.000,00	Rp 75.000.000,00
5	Kepala bagian umum	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
6	Kepala bagian pembelian dan pemasaran	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
7	Kepala bagian keuangan	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
8	Kepala bagian teknik	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
9	Kepala bagian produksi	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
10	Kepala bagian litbang	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
11	Kepala bagian personalia	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
12	Kepala seksi humas	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
13	Kepala seksi keamanan	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
14	Kepala seksi pembelian & pemasaran	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
15	Kepala seksi kas/anggaran	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
16	Kepala seksi proses	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
17	Kepala seksi pengendalian	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
18	Kepala seksi laboratorium	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00

19	Kepala seksi utilitas	1	Rp	14.000.000,00	Rp	14.000.000,00
20	Kepala seksi pengembangan	1	Rp	14.000.000,00	Rp	14.000.000,00
21	Sekretaris	2	Rp	14.000.000,00	Rp	28.000.000,00
22	Fire man	6	Rp	8.000.000,00	Rp	48.000.000,00
23	Operator limbah	7	Rp	5.000.000,00	Rp	35.000.000,00
24	Operator Bengkel dan pemeliharaan	7	Rp	5.000.000,00	Rp	35.000.000,00
25	Karyawan personalia	5	Rp	5.000.000,00	Rp	25.000.000,00
26	Karyawan humas	5	Rp	5.000.000,00	Rp	25.000.000,00
27	Karyawan keamanan	7	Rp	5.000.000,00	Rp	35.000.000,00
28	Karyawan pembelian & pemasaran	8	Rp	8.000.000,00	Rp	64.000.000,00
29	Karyawan administrasi	5	Rp	8.000.000,00	Rp	40.000.000,00
30	Karyawan kas/anggaran	3	Rp	8.000.000,00	Rp	24.000.000,00
31	Karyawan proses	5	Rp	8.000.000,00	Rp	40.000.000,00
32	Karyawan pengendalian	19	Rp	8.000.000,00	Rp	152.000.000,00
33	Karyawan laboratorium	12	Rp	8.000.000,00	Rp	96.000.000,00
34	Karyawan pemeliharaan	5	Rp	8.000.000,00	Rp	40.000.000,00
35	Karyawan utilitas (operator)	10	Rp	8.000.000,00	Rp	80.000.000,00
36	Karyawan K3	6	Rp	8.000.000,00	Rp	48.000.000,00
37	Karyawan Litbang	4	Rp	7.500.000,00	Rp	30.000.000,00
38	Medis	4	Rp	10.000.000,00	Rp	40.000.000,00
39	Paramedis	4	Rp	7.000.000,00	Rp	28.000.000,00
40	Sopir	4	Rp	4.500.000,00	Rp	18.000.000,00
41	Cleaning service	10	Rp	4.000.000,00	Rp	40.000.000,00
42	Satpam	8	Rp	4.000.000,00	Rp	32.000.000,00

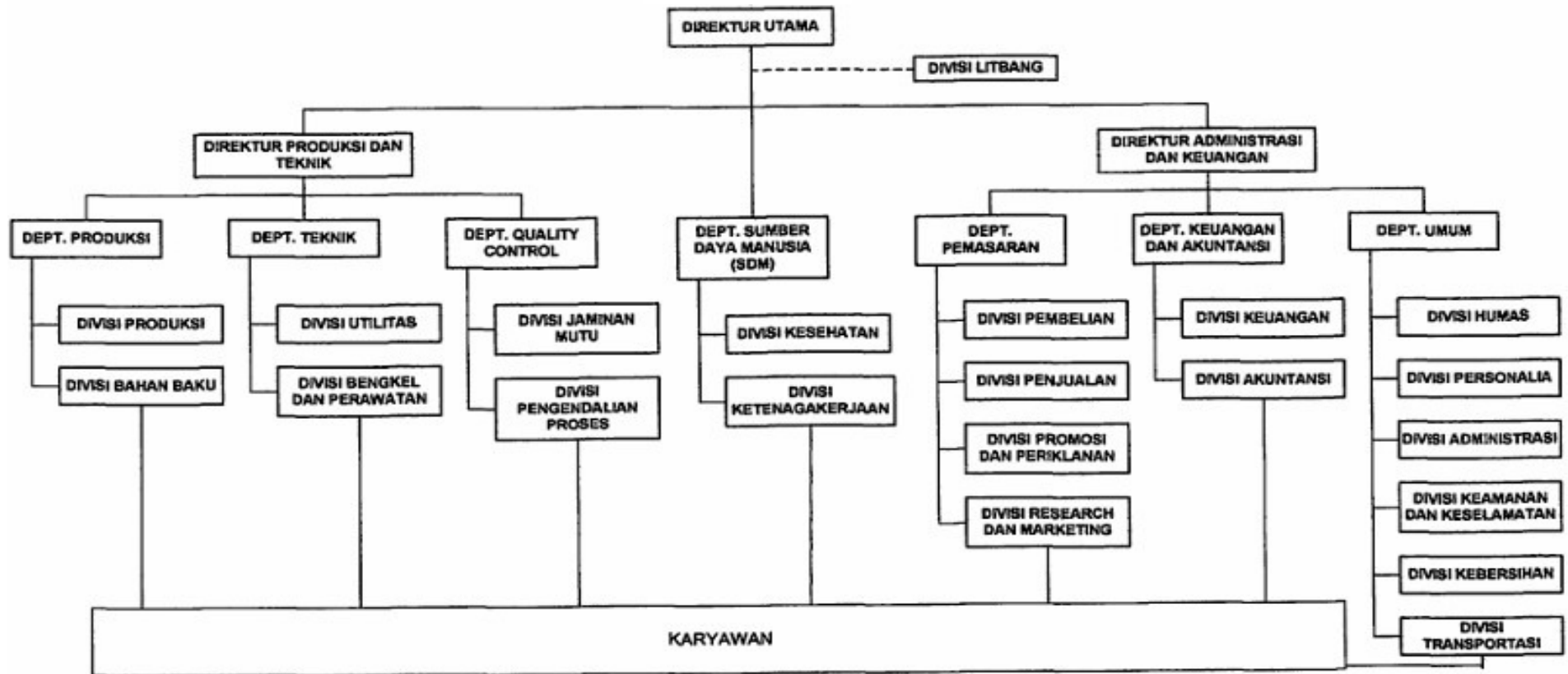
<b>Total</b>	<b>168</b>	<b>Rp 551.000.000,00</b>	<b>Rp 1.448.000.000,00</b>
--------------	------------	--------------------------	----------------------------

Sehingga dalam waktu setahun dibutuhkan gaji karyawan sebesar:

$$= 12 \text{ bulan} + (2 \text{ bulan tunjangan}) \times \text{Rp. } 1.448.000.000$$

$$= \text{Rp } 238.808.000.000$$





Gambar 8.1 Bagan struktur organisasi perusahaan

## BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

### 9.1 Tata letak pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan dan perintegrasian aliran dari komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi suatu produk. Pengaturan *layout* pabrik yang baik dapat memberikan keuntungan, sebagai berikut (Peter, 2004):qws

- 1) Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi sehingga mengurangi *material handling*
- 2) Memberi ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*
- 3) Mengurangi biaya produksi
- 4) Meningkatkan keselamatan kerja
- 5) Mengurangi kerja seminimum mungkin
- 6) Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik

Adapun suatu rancangan tata letak pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, area penyimpanan, dan area pemindahan dalam koordinasi yang efisien dan dengan memperhatikan faktor-faktor berikut:

- 1) Pengembangan lokasi baru berupa penambahan/peluasan lokasi yang telah ada sebelumnya.

- 2) Urutan proses produksi untuk mendapatkan kemudahan/aksesibilitas operasi
- 3) Distribusi ekonomi dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas ( air, *steam*, tenaga listrik, bahan bakar), bengkel untuk pemeliharaan/ perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.
- 4) Tipe, luas bangunan dan ketentuan konstruksi bangunan.
- 5) Pertimbangan kesehatan dan keselamatan kerja, seperti kemungkinan kebakaran/peledakan.
- 6) Area pelayanan, seperti kantin, tempat parkir, tempat ibadah, poliklinik, kamar kecil/toilet. Dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari lokasi kerja.
- 7) Pembuangan limbah.
- 8) Penyediaan ruang untuk alat-alat yang harus dibersihkan/dilepas pada saat *shut down*, sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.
- 9) Kemungkinan perluasan/ekspansi

Ketenangan dan kenyamanan dalam bekerja dapat tercipta salah satunya karena penyusunan atau pengaturan letak peralatan proses dan fasilitas lainnya dengan teratur. Berdasarkan berbagai pertimbangan tersebut, maka direncanakan suatu tata letak pabrik. Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, sebagai berikut:

- a. Daerah proses

Daerah ini merupakan daerah peralatan proses berdasarkan diagram alir proses. Daerah proses diletakkan di tengah- tengah pabrik untuk memudahkan pengawasan dan perbaikan peralatan pabrik.

b. Daerah penyimpanan

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan (*storage*) produk yang didistribusikan.

c. Daerah pemeliharaan peralatan dan bangunan pabrik

Daerah ini merupakan tempat untuk melakukan kegiatan perbaikan atau perawatan peralatan (*bengkel*) untuk melayani permintaan perbaikan dari alat-alat dan bangunan pabrik.

d. Daerah utilitas

Daerah ini merupakan tempat penyediaan keperluan pabrik berupa air, steam, dan listrik.

e. Daerah administrasi

Daerah ini merupakan lokasi kegiatan pabrik serta kegiatan-kegiatan lain yang berhubungan dengan pabrik.

f. Daerah persediaan

Daerah ini merupakan tempat menampung bahan-bahan kebutuhan proses pabrik.

g. Daerah perluasan

Daerah ini berguna untuk keperluan perluasan pabrik di masa yang akan datang.

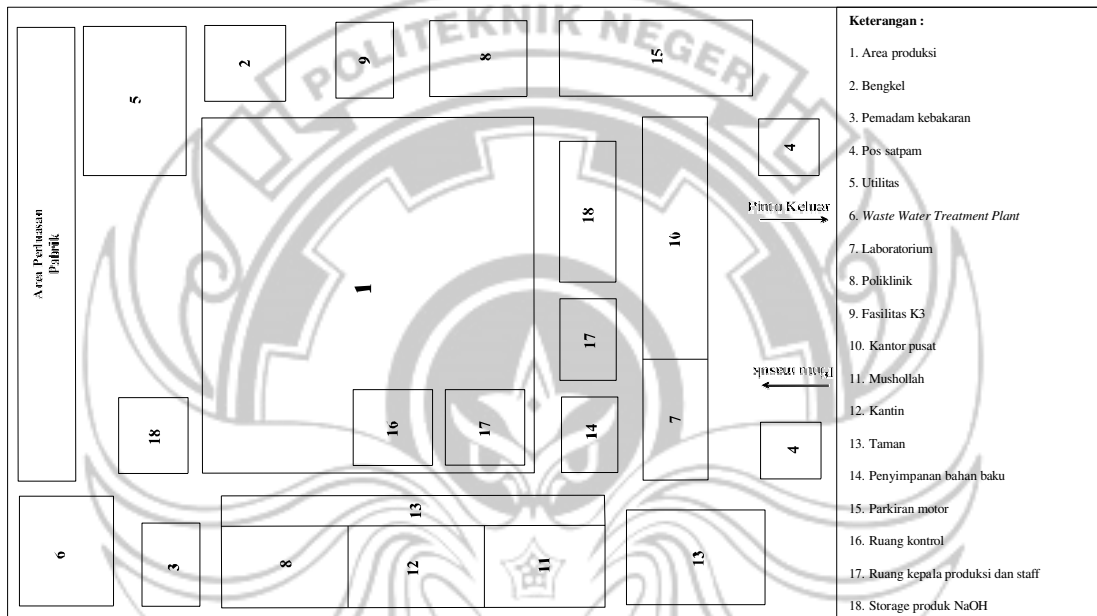
h. Daerah *service* atau pelayanan pabrik

Pelayanan pabrik, *bengkel*, kantin maupun fasilitas kesehatan yaitu poliklinik harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga diperoleh efisiensi yang tinggi, disamping itu pula bila terjadi gangguan operasi pabrik dan gangguan kesehatan dari karyawan dapat ditekan sekecil mungkin.

i. Jalan raya

Demi kelancaran pengangkutan bahan baku dan hasil produksi, dibutuhkan jalur transportasi seperti jalan raya yang dekat dengan lokasi pabrik.

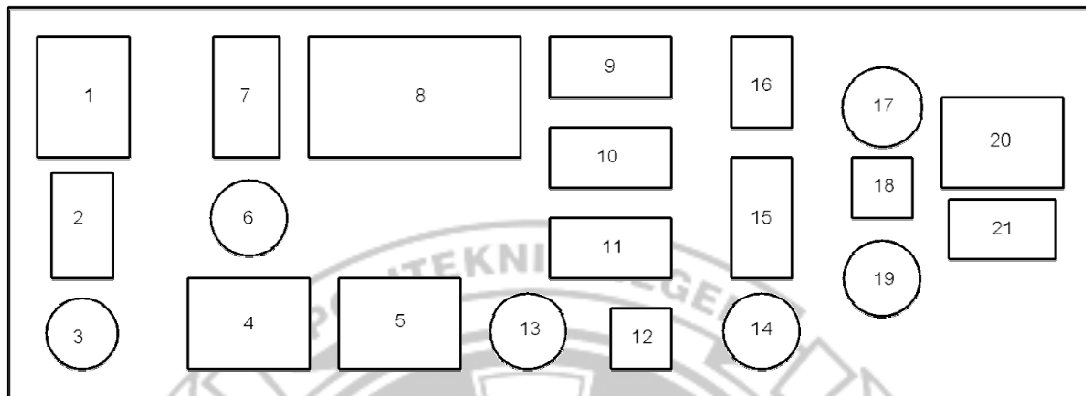
Untuk lebih jelas terkait tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 9.1 Tata letak pabrik



## 9.2 Tata Letak Alat Proses



Gambar 9 2 Tata Letak Alat Proses

Tabel 9.1 Keterangan Lay Out Proses

Kode	Kode Alat	Nama Alat
1	S-01	Storage NaCl
2	SL-01	Silo
3	M-01	Mixer Tank
4	R-01	Reactor Tank
5	CL-01	Clarifier
6	IE-01	Ion Exchange
7	H-01	Heater
8	EL-01	Elektrolizer
9	EV-01	Evaporator I
10	EV-02	Evaporator II
11	EV-03	Evaporator III
12	CF-01	Centrifuge I
13	TP-03	Tangki Penampung Slurry NaCl
14	TP-04	Tangki Penampung NaOH
15	FFE-01	Falling Film Evaporator
16	CLR-01	Cooler
17	CR-01	Crystallizer
18	CF-02	Centrifuge II
19	TP-05	Tangki penampung mother liquor
20	RD-01	Rotary dryer
21	SL-02	Silo 2

## BAB X ANALISA EKONOMI

Ekonomi teknik adalah suatu ilmu yang berorientasi pada perhitungan nilai-nilai ekonomis yang terkandung dalam suatu rencana kegiatan teknik dan penerapan tersebut memerlukan investasi yang relative besar dan berdampak jangka panjang terhadap aktivitas pengikutnya.

Analisa ekonomi dalam prarancangan pabrik bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat memberikan keuntungan dan kelayakan dalam pendirian pabrik.

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

### **10.1 Modal (*Capital Investment*)**

*Capital investment* adalah sejumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan dan menjalankan pabrik pada masa *start-up* sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. Ada dua macam *capital investment* yaitu:

1. *Fixed Capital Investment*, modal yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik (*manufacturing* dan *non manufacturing*).
2. *Working Capital Investment*, modal untuk menjalankan kegiatan operasi pabrik dalam waktu tertentu agar menghasilkan suatu produk.

### **10.2 Biaya Produksi (*Production Cost*)**

Biaya produksi atau pengeluaran adalah biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik. Biaya produksi dapat digolongkan menjadi dua bagian yaitu *manufacturing Cost* dan *General Expenses*.

1. *Manufacturing Cost* merupakan biaya yang berhubungan dengan produksi langsung. Biaya tetap dan biaya *overhead*. Pengeluaran ini bertujuan untuk menghasilkan suatu produk.
2. *General Expenses* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan administrasi pabrik, financing, pembayaran gaji eksekutif. Distribusi dan penjualan produk, serta penelitian dan pembiayaan lainnya. sehingga diperoleh *total production cost (TPC) sebesar....*

### 10.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian

Analisa keuntungan (profitabilitas) dilakukan dengan metode *cash flow*.

Analisa laba dan rugi meliputi:

- a. laba kotor dan laba bersih
- b. laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
- c. Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- d. Titik impas (*Break Event Point*)

Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan *rill*.

- a. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah:
  - Tahun ke-1 = 80%
  - Tahun ke-2 = 90%
  - Tahun ke-3 hingga ke-18 = 100%
  - Tahun ke-19 = 90%
  - Tahun ke-20 = 80%

#### 10.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba merupakan hasil total penjualan produk dikurangi dengan total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor yang dalam perhitungan analisa ekonomi pabrik NaOH yang didirikan diperoleh laba kotor sebesar Rp. 222.759.333.415 sedangkan laba yang diperoleh

setelah dikurangi pajak penghasilan disebut dengan laba bersih. Laba bersih yang diperoleh yaitu sebesar Rp. 167.069.500.061

### **10.3.2 Internal Rate of Return (IRR)**

*Internal Rate of Return* merupakan laju pengembalian modal, sebagai hasil perbandingan antara laba yang diperoleh setiap tahunnya terhadap modal yang ditanamkan. *Internal rate of return (IRR)* dihitung untuk mengetahui apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Apabila IRR yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositokan di bank, maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan perhitungan yang terlampir pada lampiran E maka IRR untuk pabrik NaOH dari NaCl diperoleh sebesar 24,76% (berdasarkan *Net Cash Flow (NCF)*).

### **10.3.3 Payback Period (PBP)**

*Payback period* akumulasi waktu minimum yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal yang telah memperhitungkan depresiasi. Untuk pabrik atau industri kimia, pada umumnya PBP yang diizinkan yaitu 2-5 tahun. Pabrik yang direncanakan ini mencapai PBP selama 3,87 tahun atau 4 tahun (berdasarkan *Net Cash Flow*).

### **10.3.4 Break Event Point (BEP)**

*Break event point* yaitu kapasitas atau titik impas dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian dengan kata lain hasil penjualan sama besarnya dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan hasil

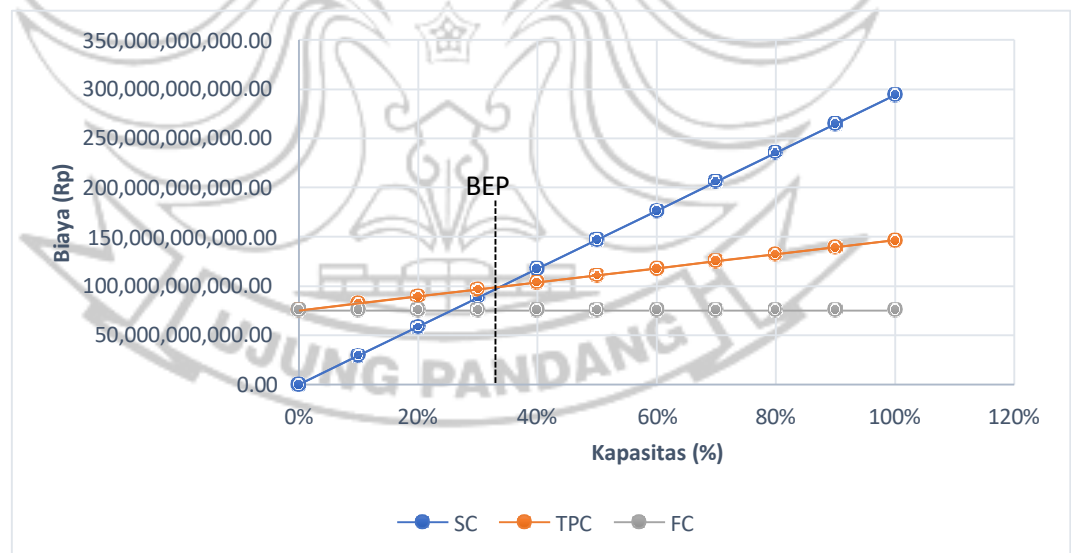
perhitungan yang terlampir pada lampiran E maka diperoleh BEP sebesar 34,8% (berdasarkan *Net Cash Flow*).

#### 10.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

Hasil perhitungan analisa ekonomi yang diperoleh dari lampiran adalah sebagai berikut:

1. *Fixed Capital Investment* : Rp.450.788.391.403
2. *Working Capital Investment* : Rp. 69.566.109.784
3. *Total Capital Investment* : Rp. 520.354.501.187
4. *Total Production Cost* : Rp. 71.240.666.585
5. Hasil Penjualan : Rp. 294.000.000.000
6. Laba Bersih : Rp. 167.069.500.061

Sehingga diperoleh grafik Break Event Point (BEP) seperti Gambar 10.1



Gambar 10. 1 Grafik Break Event Point (BEP)

## BAB XI KESIMPULAN

Hasil analisis pada Prarancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu:

1. Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dengan kapasitas produksi 42.000 Ton/Tahun.
2. Proses yang dipilih untuk pembuatan NaOH yaitu proses elektrolisis sel diafragma dengan konversi 96%
3. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses pembuatan NaOH adalah NaCl.
4. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Kecamatan Balok Kabupaten Kupang Provinsi Nusa Tenggara Timur yang merupakan daerah penghasil garam industri. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 168 orang yang terbagi dalam 2 kategori yaitu karyawan shift dan non shift.
5. Hasil Analisis ekonomi yang diperoleh adalah sebagai berikut:
  - *Total Capital Investment* = 450.788.391,403
  - *Pay Out Time (POT)* = 3,8 Tahun
  - *Break Event Point (BEP)* = 34,8 %
  - *Shut Down Point (SDP)* = 12,4 %
6. Berdasarkan hasil pertimbangan dari data diatas maka dapat disimpulkan bahwa Pra Rancangan Pabrik Natrium Hidroksida Menggunakan Metode

Elektrolisis Sel Diafragma Kapasitas 42.000 Ton/Tahun ini layak dan dapat dilanjutkan ketahap perancangan sesuai dengan prosedur yang telah direncanakan.





## LAMPIRAN A NERACA MASSA

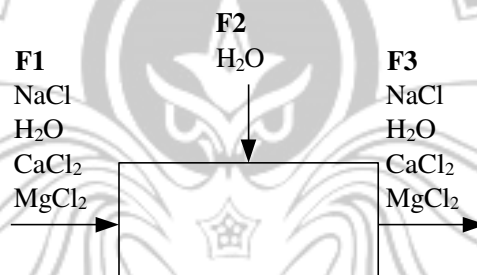
Kapasitas produksi = 42000 ton/tahun  
 = 5303,03 kg/jam  
 Operasi pabrik = 330 hari/tahun  
 Satu hari operasi = 24 jam/hari  
 Satuan massa = kg/jam  
 Bahan baku = NaCl

Tabel A.1 Komponen Garam

Komponen	Berat (%)
NaCl	94%
H <sub>2</sub> O	5%
Ca	0,5%
Mg	0,5%

Sumber: SNI 01-3556-2000

### A.1. Neraca Massa *Mixing Tank* (M-01)



Gambar A.1 aliran mixing tank

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F_1 + F_2 + F_3$$

Basis perhitungan yaitu bahan baku  $F_1 = 100$  kg/jam, sehingga :

$$100 \text{ kg/jam} + F_2 = F_3$$

#### Neraca Massa Garam

$$F_1 \cdot X_{G1} + F_2 \cdot X_{G2} = F_3 \cdot X_{G3}$$

$$100 + F_2 = F_3 \tag{1}$$

$$100 (0,94) + F_2 (0) = F_3 (0,3) \tag{2}$$

$$F_3 = \frac{94}{0,3} = 313,33 \text{ kg/jam}$$

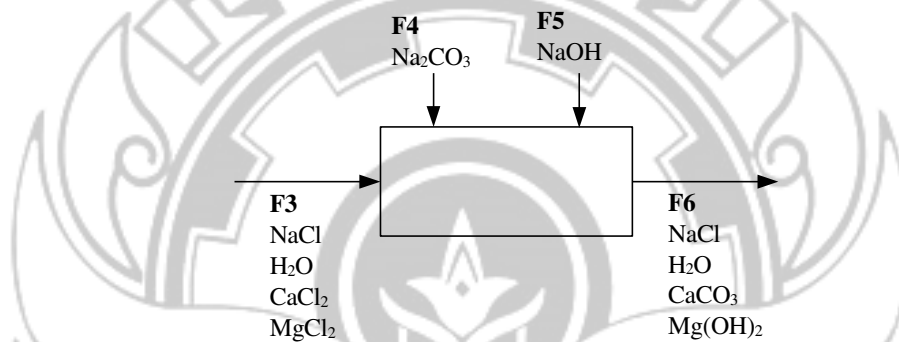
$$F_2 = 313,33 - 100$$

= 213,33 kg/jam

Tabel A.2 Neraca massa *mixing tank* (M-01)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	F1	F2	F3
NaCl	94		94
H <sub>2</sub> O	5	213,33	218,33
CaCl <sub>2</sub>	0,5		0,5
MgCl <sub>2</sub>	0,5		0,5
Jumlah	100	213,33	313,33
Total	313,33		313,33

**A.2. Neraca Massa *Reactor Tank* (R-01)**



Gambar A.2 aliran *reactor tank*

**Neraca massa total**

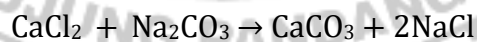
Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F3 + F4 + F5 = F6$$

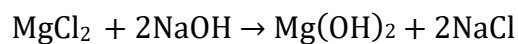
$$313,33 + F4 + F5 = F6$$

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :

Reaksi 1 :



Reaksi 2 :



Tabel A.3 Komponen yang masuk pada *reactor* (F3)

Komponen	Berat (Kg/jam)	BM
NaCl	94	58,44
H <sub>2</sub> O	218,33	18
CaCl <sub>2</sub>	0,5	110,98
MgCl <sub>2</sub>	0,5	95,211
Total	313,33	

Reaksi 1

	CaCl <sub>2</sub>	+	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	→	CaCO <sub>3</sub>	+	2NaCl
Mula-mula	0,00450		0,00450		0		0
Bereaksi	0,00450		0,00450		0,00450		0,00901
Sisa	0		0		0,00450		0,00901

Reaksi 2

	MgCl <sub>2</sub>	+	2NaOH	→	Mg(OH) <sub>2</sub>	+	2NaCl
Mula-mula	0,00525		0,01050		0		0
Bereaksi	0,00525		0,01050		0,00525		0,01050
Sisa	0		0		0,00525		0,01050

Dari data stoikiometri kedua reaksi yang terjadi dalam *reactor*, maka massa masing – masing tiap aliran diketahui sebagai berikut.

**Neraca massa masuk pada aliran F4**

$$\begin{aligned} \text{Massa Na}_2\text{CO}_3 &= \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \times \text{BM Na}_2\text{CO}_3 \\ &= 0,00450 \times 105,98 \\ &= 0,4775 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Neraca massa masuk pada aliran F5**

$$\begin{aligned} \text{Massa 2NaOH} &= \text{Mol 2NaOH} \times \text{BM 2NaOH} \\ &= 0,01050 \times 40 \\ &= 0,4201 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Neraca massa masuk pada aliran F6**

$$\begin{aligned} \text{Massa CaCO}_3 &= \text{Mol CaCO}_3 \times \text{BM CaCO}_3 \\ &= 0,00450 \times 100,09 \\ &= 0,4509 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massa Mg(OH)}_2 = \text{Mol Mg(OH)}_2 \times \text{BM Mg(OH)}_2$$

$$= 0,00525 \times 58,32$$

$$= 0,3061 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 218,33 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa NaCl (reaksi 1)} = \text{mol NaCl} \times \text{BM NaCl}$$

$$= 0,00901 \times 58,44$$

$$= 0,5266 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa NaCl (reaksi 2)} = \text{mol NaCl} \times \text{BM NaCl}$$

$$= 0,01050 \times 58,44$$

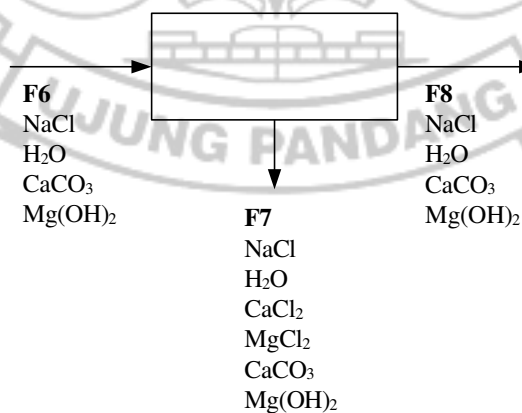
$$= 0,6138 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total NaCl} = 0,5266 + 0,6138 + 94 = 95,1404 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.4 Neraca massa *reactor tank* (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	F3	F4	F5	F6
NaCl	94			95,1404
H <sub>2</sub> O	218,3333			218,3333
CaCl <sub>2</sub>	0,5			
MgCl <sub>2</sub>	0,5			
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		0,4775		
NaOH			0,42011	
CaCO <sub>3</sub>				0,4509
Mg(OH) <sub>2</sub>				0,3061
Jumlah	313,33	0,4775	0,42011	314,2309
Total	314,2309			314,2309

### A.3. Neraca Massa Clarifier (CL-01)



Gambar A.3 Aliran *clarifier*

### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F6 = F7 + F8$$

Tabel A.5 Komponen yang masuk pada clarifier

Komponen	Berat (kg/jam)
<b>Liquid :</b>	
NaCl	95,1404
H <sub>2</sub> O	218,3333
<b>Solid :</b>	
CaCO <sub>3</sub>	0,4509
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,3061

Asumsi liquid terikut solid sebesar 2% (*Perry 8<sup>ed</sup> : 18-80*). Maka :

$$\text{Liquid terikut solid} = \text{Berat NaCl} \times 2\%$$

$$\text{Liquid tidak terikut solid} = \text{NaCl masuk} - \text{liquid terikut solid}$$

Berdasarkan persamaan diatas hasil perhitungan liquid terikut solid dapat dilihat pada tabel A.6.

Tabel A.6 Liquid terikut solid dalam aliran underflow (F7)

Komponen	Berat (kg/jam)	Liquid terikut solid (kg)	Liquid keluar
		F7	F8
NaCl	95,1404	1,9028	93,2376
H <sub>2</sub> O	218,3333	4,3666	213,9666
Total	313,4738	6,2694	307,2043

Asumsi solid terikut liquid sebesar 2% (*Perry 8<sup>ed</sup> : 18-80*). Maka :

$$\text{Solid terikut liquid} = \text{Berat CaCO}_3 \times 2\%$$

$$\text{Solid tidak terikut liquid} = \text{CaCO}_3 \text{ masuk} - \text{solid terikut liquid}$$

Berdasarkan persamaan diatas hasil perhitungan solid terikut liquid dapat dilihat pada tabel A.7

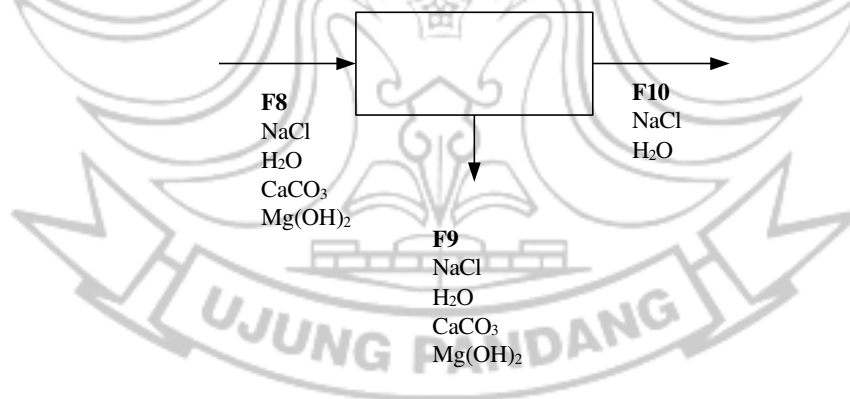
Tabel A.7 Solid terikut liquid dalam aliran *overflow* (F8)

Komponen	Berat (kg/jam)	Solid terikut liquid (kg)	
		F8	F7
CaCO <sub>3</sub>	0,4509	0,0090	0,4419
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,3061	0,0061	0,3000
Total	325,4203	0,0151	0,7420

Tabel A.8 Neraca massa *clarifier* (C1-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F6	F7	F8
NaCl	95,1404	1,9028	93,2376
H <sub>2</sub> O	218,3333	4,3666	213,9666
CaCO <sub>3</sub>	0,4509	0,4419	0,0090
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,3061	0,3000	0,0061
Jumlah	314,2309	7,0114	307,2194
Total	314,2309	314,2309	

#### A.4. Neraca Massa *Ion Exchange* (IE-01)



Gambar A.4 Aliran *ion exchange*

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F8 = F9 + F10$$

Tabel A.9 Komponen yang masuk pada *ion exchange*

Komponen	Berat (Kg/jam)
NaCl	93,2376
H <sub>2</sub> O	213,9666
Ca <sup>+</sup>	0,0090
Mg <sup>+</sup>	0,0061
<b>Total</b>	<b>307,2194</b>

### Menghitung aliran (F9)

Pada tabel A.9 diasumsikan seluruh ion Ca<sup>+</sup> dan Mg<sup>+</sup> didalam ion exchange tersisihkan, sehingga jumlah ion yang akan dihilangkan yaitu: Asumsi konsentrasi ion-ion pada resin sebesar 15%, maka :

$$\text{Total ion F9} = 0,0090 + 0,0061 = 0,0151 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\begin{aligned} \text{Ion F9} &= \frac{0,0151 \times (1 - 0,15)}{0,15} \\ &= 0,0858 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, F9} &= 0,0151 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} + 0,0858 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\ &= 0,1009 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

### Menghitung aliran *overflow* (F10)

Dengan mensubstitusikan persamaan neraca massa total, maka aliran overflow ion exchange yang didapatkan yaitu :

Massa masuk = massa keluar

$$F10 = F8 - F9$$

$$F10 = 307,2194 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - 0,1009 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$F10 = 307,1185 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

### Asumsi menghitung liquid yang ikut tersisihkan di resin (F9)

$$\text{Liquid F10} = \frac{0,0858}{93,2376 + 213,9666}$$

$$= 0,00027 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{NaCl} = 0,00027 \times 193,2376$$

$$= 0,0260 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,00027 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 213,9666 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$= 0,0597 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

**Menghitung konsentrasi liquid di *overflow* (F10)**

$$\text{NaCl} = 93,2376 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(1 - 0,00027 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)$$

$$= 93,2116 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 213,9666 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(1 - 0,00027 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)$$

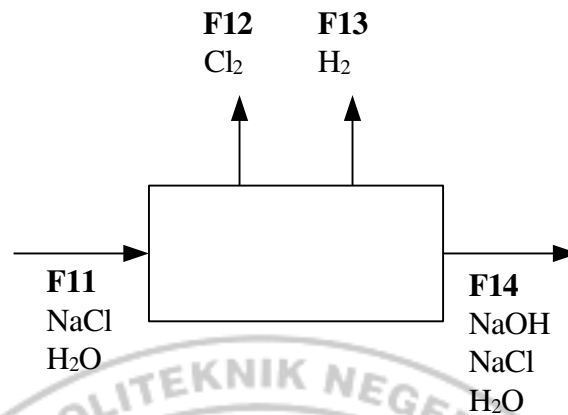
$$= 213,9069 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel A.10 Neraca massa *ion exchange* (IE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F8	F9	F10
NaCl	93,2376	0,0260	93,2116
H <sub>2</sub> O	213,9666	0,0597	213,9069
CaCO <sub>3</sub>	0,0090	0,0090	
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,0061	0,0061	
Jumlah	307,2194	0,1009	307,1185
Total	307,2194	307,2194	



### A.5. Neraca Massa Electrolizer Tank (EL-01)



Gambar A.5 Aliran *elektrolisis tank*

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F10 = F11 + F12 + F13$$

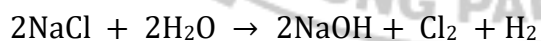
Tabel A.11 Komponen yang masuk pada *elektrolisis tank*

Komponen	Berat (Kg/jam)
NaCl	93,2116
H <sub>2</sub> O	213,9069
Total	307,1185

Tabel A.12 Berat molekul masing- masing komponen dalam *elektrolisis tank*

Komponen	Berat Molekul (kmol/jam)
NaCl	58,44
H <sub>2</sub> O	18
NaOH	40
Cl <sub>2</sub>	70,91
H <sub>2</sub>	2,016

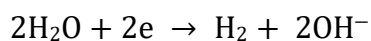
Reaksi yang terjadi :



Anoda :



Katoda :



Dari reaksi diatas diketahui mol NaCl yaitu :

$$\text{Mol NaCl} = \frac{\text{massa NaCl}}{\text{BM NaCl}} = \frac{102,3447}{58,44} = 1,7511 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

Sehingga, dengan stoikiometri reaksi dapat menjadi sebagai berikut :

Asumsi konversi 96%

	$2\text{NaCl}$	+	$2\text{H}_2\text{O}$	$\rightarrow$	$2\text{NaOH}$	+	$\text{Cl}_2$	+	$\text{H}_2$
Mula-mula	1,5949		11,8797		0		0		0
Bereaksi	1,5311		1,5311		1,5311		0,7655		0,7655
Sisa	0,0637		10,3486		1,5311		0,7655		0,7655

Berdasarkan stoikiometri reaksi diatas yang terjadi dalam *elektrolisis tank*, maka massa masing – masing tiap aliran diketahui sebagai berikut.

**Neraca massa masuk pada aliran F12**

$$\begin{aligned} \text{Massa Cl}_2 &= \text{Mol Cl}_2 \times \text{BM Cl}_2 \\ &= 0,7666 \times 70,91 \\ &= 54,2812 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Neraca massa masuk pada aliran F13**

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2 &= \text{Mol H}_2 \times \text{BM H}_2 \\ &= 0,7655 \times 2,016 \\ &= 1,5911 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Neraca massa masuk pada aliran F14**

$$\begin{aligned} \text{Massa NaCl} &= \text{Mol NaCl} \times \text{BM NaCl} \\ &= 0,0637 \times 58,44 \\ &= 3,7284 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

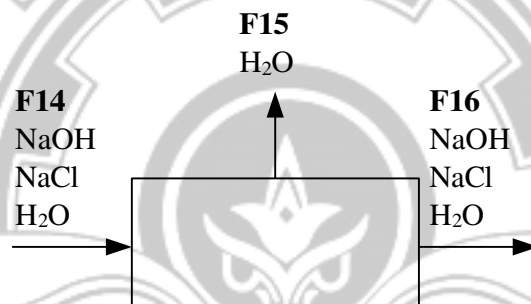
$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= \text{Mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 10,3486 \times 18 \\ &= 186,3375 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NaOH} &= \text{Mol NaOH} \times \text{BM NaOH} \\ &= 1,5311 \times 40 \\ &= 61,2401 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.13 Neraca massa *elektrolisis tank* (EL-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
	F11	F12	F13	F14
NaCl	93,2116			3,7284
H <sub>2</sub> O	213,9069			186,3375
NaOH				61,2401
Cl <sub>2</sub>		54,2812		
H <sub>2</sub>			1,5311	
Jumlah	307,1185	54,2812	1,5311	251,3061
Total	307,1185	307,1185		

#### A.6. Neraca Massa *Tripple Effect Evaporator*



Gambar A.6 aliran *effect 1 evaporator*

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F14 = F15 + F16$$

Tabel A.14 Komponen yang masuk pada *effect 1 evaporator*

Komponen	Berat (Kg/jam)	Fraksi Berat
NaOH	61,2401	0,2436
NaCl	3,7284	0,0148
H <sub>2</sub> O	186,3375	0,7414
Total	251,3061	1

Setiap tangki evaporator industri dapat memekatkan larutan maksimal 25% (Garwin dkk,1949). Sehingga konsentrasi larutan NaOH yang keluar pada masing – masing effect sebesar :

$$\text{Effect 1} = 0,27 \% = 27\%$$

$$\text{Effect 2} = 0,45 \% = 45\%$$

$$\text{Effect 3} = 0,65 \% = 65\%$$

### Neraca Massa Effect 1

Ditetapkan  $X_{L1} = 0,27$

$$= L.X_L + V.X_V$$

Karena tidak ada NaOH yang menguap, maka  $X_V = 0$ , sehingga :

$$\begin{aligned} X_L &= \frac{L \cdot X_L + V \cdot X_V}{L + V} \\ X_L &= \frac{251,3061 \times 0,2436}{0,27} \\ &= 226,8153 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

$$F = L + V$$

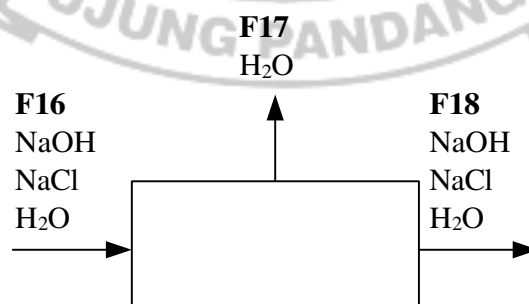
$$V = F - L$$

$$\begin{aligned} V &= 251,3061 - 226,8153 \\ &= 24,4908 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Tabel A.15 neraca massa *effect 1 evaporator*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F14	F15	F16
NaOH	61,2401		61,2401
NaCl	3,7284		3,7284
H <sub>2</sub> O	186,3375	24,4908	161,8467
Jumlah	251,3061	24,4908	226,8153
Total	251,3061	251,3061	

### Neraca Massa Effect 2



Gambar A.7 aliran *effect 2 evaporator*

### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F16 = F17 + F18$$

Tabel A.15 Komponen yang masuk pada *effect 2 evaporator*

Komponen	Berat (Kg/jam)
NaOH	61,2401
NaCl	3,7284
H <sub>2</sub> O	161,8467
Total	226,8153

Pada *effect 2* menentukan konsentrasi larutan NaOH keluar,  $X_{L2} = 0,45$ ,

maka :

$$\begin{aligned} \square &= \frac{\square \square}{\square \square} \\ &= \frac{226,8153 \times 0,27}{0,45} \\ &= 136,0892 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

$$F = L + V$$

$$V = F - L$$

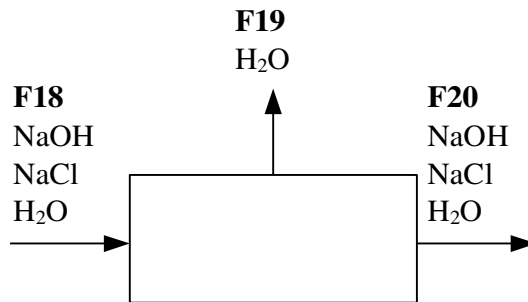
$$V = 226,8153 - 136,0892$$

$$= 90,7261 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel A.16 neraca massa *effect 2 evaporator*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F16	F17	F18
NaOH	61,2401		61,2401
NaCl	3,7284		3,7284
H <sub>2</sub> O	161,8467	90,7261	71,1206
Jumlah	226,8153	90,7261	136,0892
Total	226,8153	226,8153	

### Neraca Massa Effect 3



Gambar A.8 aliran *effect 3 evaporator*

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F18 = F19 + F20$$

Tabel 3.17 Komponen yang masuk pada *effect 3 evaporator*

Komponen	Berat (Kg/jam)
NaOH	61,2401
NaCl	3,7284
H <sub>2</sub> O	71,1206
Total	136,0892

Pada effect 3 menentukan konsentrasi larutan NaOH keluar,  $XL3 = 0,65$ ,  
maka :

$$\begin{aligned} \square &= \frac{\square \square}{\square \square} \\ &= \frac{136,0892 \times 0,45}{0,65} \\ &= 94,2156 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

$$F = L + V$$

$$V = F - L$$

$$V = 136,082 - 94,2156$$

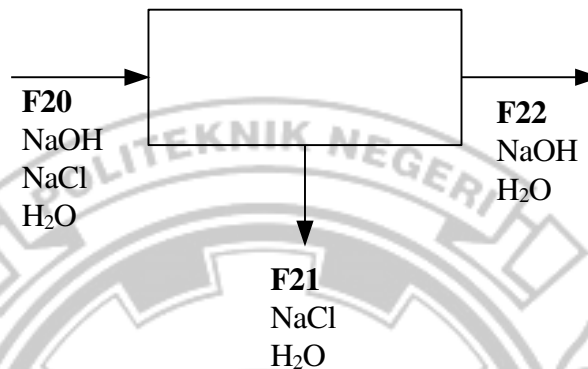
$$= 41,8736 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel C.18 neraca massa *effect 3 evaporator*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F18	F19	F20
NaOH	61,2401		61,2401

NaCl	3,7284		3,7284
H <sub>2</sub> O	71,1206	41,8736	29,2470
Jumlah	136,0892	41,8736	94,2156
Total	136,0892	136,0892	

### A.7. Neraca Massa *Centrifuge* (CF-01)



Gambar A.9 aliran *centrifuge* (CF-01)

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F20 = F21 + F22$$

Tabel A.19 Komponen yang masuk pada *centrifuge*

Komponen	Berat (Kg/jam)
NaOH	61,2401
NaCl	3,7284
H <sub>2</sub> O	29,2470
Total	94,2156

Diasumsikan H<sub>2</sub>O yang terikut NaCl 5% (Perry 6<sup>ed</sup> 19-87)

Maka H<sub>2</sub>O yang terikut :

$$H_2O \text{ yang terikut} = \text{Komponen } H_2O \text{ yang masuk centrifuge} \times 5\%$$

$$H_2O \text{ yang terikut} = 29,2470 \times 0,05$$

$$= 1,4623 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

#### Air yang terpisahkan

Komponen H<sub>2</sub>O yang masuk centrifuge – komponen H<sub>2</sub>O yang terikut

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terpisahkan} &= 29,2470 - 1,4623 \\ &= 27,7846 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

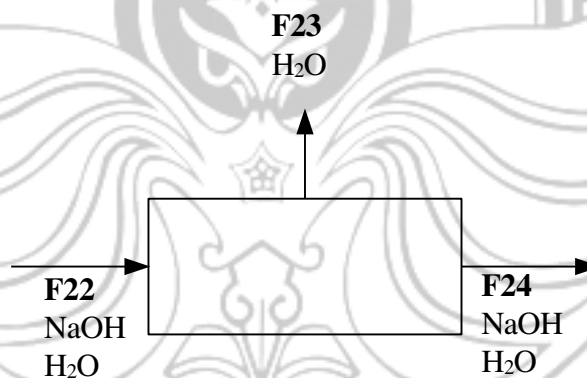
**Asumsi NaCl terpisah 100%**

$$\begin{aligned} \text{NaCl terpisah} &= 100\% \times 3,7284 \\ &= 3,7284 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.20 neraca massa *centrifuge* (CF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F20	F21	F22
NaOH	61,2401		61,2401
NaCl	3,7284	3,7284	
H <sub>2</sub> O	29,2470	123,46	27,7846
Jumlah	94,2156	5,1908	89,0248
Total	94,2156	94,2156	

#### A.8. Neraca massa *Falling Film Evaporator* (FFE-01)



Gambar A.10 aliran *falling film evaporator*

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F22 = F22 + F23$$

Tabel A.21 Komponen yang masuk pada *falling film evaporator*

Komponen	Berat (Kg/jam)	Fraksi Berat
NaOH	61,2401	0,6878



H <sub>2</sub> O	27,7846	0,3121
Total	89,0248	1

Pada FFE menentukan konsentrasi larutan NaOH keluar, XL1 = 0,85 maka :

$$\begin{aligned}
 \square &= \frac{\square \square}{\square} \\
 &= \frac{89,0248 \times 0,6878}{0,85} \\
 &= 72,0472 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

$$F = L + V$$

$$V = F - L$$

$$V = 89,0248 - 72,0472$$

$$= 16,9775 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel A.22 neraca massa *falling film evaporator* (FFE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F22	F23	F24
NaOH	61,2401		61,2401
H <sub>2</sub> O	27,7846	16,9775	10.8070
Jumlah	89,0248	16,9775	72,0472
Total	89,0248	89,0248	

#### A.9. Neraca Massa *Crystallizer* (CR-01)



Gambar A.11 aliran *crystallizer*

#### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F23 = F24$$

Tabel A.23 Komponen yang masuk pada *crystallizer*

Komponen	Berat (Kg/jam)	% Berat
NaOH	61,2401	85
H <sub>2</sub> O	10.8070	15
Total	72,0472	100

NaOH yang diinginkan mengkristal sebanyak 85% pada suhu 30°C maka :

$$2\text{NaOH terkristal} = 85\% \times 61,2401$$

$$= 52,0541 \text{ kg/jam}$$

$$2\text{H}_2\text{O terkristal} = \frac{2 \times 18}{36} \times 10,7974$$

$$= 10,7974 \text{ kg/jam}$$

$$2\text{NaOH} \cdot 2\text{H}_2\text{O terkristal} = 52,0541 + 10,7974 = 62,8516 \text{ kg/jam}$$

Komposisi larutan sisa :

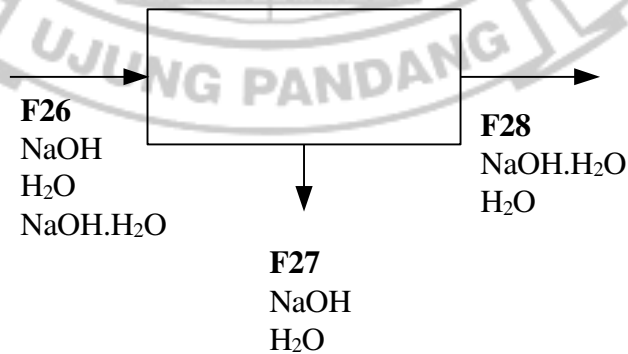
$$\text{NaOH} = 61,2401 - 52,0541 = 9,1860 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 10,8070 - 10,7974 = 0,0095 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.24 neraca massa *crystallizer* (CR-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	F25	F26
NaOH	61,2401	9,1860
H <sub>2</sub> O	10.8070	0,0095
NaOH.H <sub>2</sub> O		62,8516
Jumlah	72,0472	72,0472
Total	72,0472	72,0472

#### A.10. Neraca Massa *Centrifuge* (CF-02)



Gambar A.12 aliran *centrifuge* (CF-02)

**Neraca massa total**

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F24 = F25 + F26$$

Tabel A.25 Komponen yang masuk pada *centrifuge*

Komponen	Berat (Kg/jam)
NaOH	9,1860
H <sub>2</sub> O	0,0095
NaOH.H <sub>2</sub> O	62,8516
Total	72,0472

Asumsi efisiensi 95%

$$\begin{aligned} \text{NaOH}_{(p)} \text{ yang tersaring} &= 100\% \times 62,8516 \\ &= 62,8516 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH pada mother liquor} &= 100\% \times 9,1860 \\ &= 9,1860 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

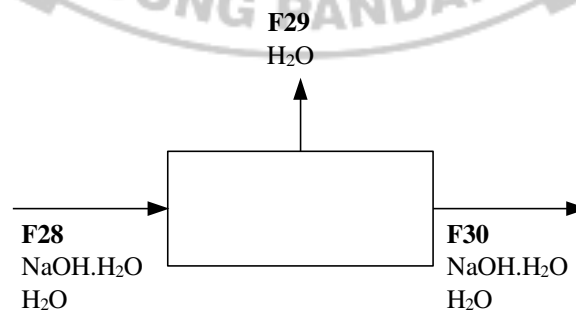
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O pada mother liquor} &= 95\% \times 0,0095 \\ &= 0,0091 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terikut kristal} &= 0,0095 - 0,0091 \\ &= 0,00047 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.26 neraca massa *centrifuge* (CF-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F26	F27	F28
NaOH	9,1860	9,1860	
H <sub>2</sub> O	0,0095	0,0091	0,00047
NaOH.H <sub>2</sub> O	62,8516		62,8516
Jumlah	72,0472	9,1951	62,8520
Total	72,0472	72,0472	

### A.11. Neraca Massa Rotary dryer (RD-01)



Gambar C.13 aliran *rotary dryer*

### Neraca massa total

Neraca massa masuk = neraca massa keluar

$$F28 = F29 + F30$$

Tabel A.27 Komponen yang masuk pada *rotary dryer*

Komponen	Berat (Kg/jam)
NaOH.H <sub>2</sub> O	62,8516
H <sub>2</sub> O	0,00047
Total	62,8520

Kemurnian produk yang diinginkan yaitu 99,8 % dan 0,2% H<sub>2</sub>O. Asumsi efisiensi alat 98% dan tidak ada NaOH yang menguap.

### Neraca massa H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang menguap} &= 98\% \times 0,0004798 \\ &= 0,0004702 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa sisa H}_2\text{O} &= \text{Massa awal H}_2\text{O} - \text{H}_2\text{O yang menguap} \\ &= 0,0004798 - 0,0004702 \\ &= 0,0000095 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kemurnian NaOH} &= \frac{62,8516}{62,85 + 0,0000095} \times 100\% \\ &= 98,998 \% \end{aligned}$$

Tabel A.28 neraca massa *rotary dryer* (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F28	F29	F30
NaOH.H <sub>2</sub> O	62,8516		62,8516
H <sub>2</sub> O	0,00047	0,00047	0,0000095
Jumlah	62,8520	0,00047	62,8520
Total	62,8520	62,8520	

## LAMPIRAN B NERACA PANAS

Perhitungan neraca panas pabrik Natrium Hidroksida dari Natrium Klorida didasarkan pada tetapan berikut :

Kapasitas produksi : 42.000 ton/jam

Operasi pabrik : 330 hari/tahun

Satu hari operasi : 24 jam/hari

Satuan panas : kJ/jam

Suhu referensi : 298,15 K (25°C)

Tekanan : 1 atm

### B.1 Data – data yang dibutuhkan dalam perhitungan neraca panas

#### B.1.1 Kapasitas panas

Persamaan panas dapat dihitung dengan persamaan (Perry,1997) :

$$Q = m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT$$

Dimana :

Q = Laju alir panas (kJ/jam)

m = Laju alir massa zat (kg/jam)

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas (kJ.kmol<sup>-1</sup>.K)

T<sub>ref</sub> = Suhu referensi

T = Suhu operasi

dT = Perubahan temperatur bahan (°C atau K)

Untuk nilai panas spesifik suatu bahan yang di pengaruhi oleh suhu, digunakan persamaan (Yaws,1999) :

Solid : C<sub>p</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup>

Cair : C<sub>p</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup> + DT<sup>2</sup>

Gas : C<sub>p</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup> + DT<sup>2</sup> + ET<sup>4</sup>

#### Kapasitas panas (C<sub>p</sub>)

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{T_{ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3)$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Keterangan :

$C_p$  = specific heat (kkal/kmol. $^{\circ}$ K)

A, B, C, D = konstanta specific heat

T = suhu bahan ( $^{\circ}$ K)

Untuk nilai  $C_p$  konstanta besar entalpi dapat dinyatakan sebagai berikut

(Perry,1997) :

$$Q = m \times C_p \times (T - T_{ref})$$

Tabel B.1 Konstanta Kapasitas Panas masing – masing komponen (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
NaCl	95,016	-3,11E-02	9,68E-07	5,5116E-09	
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	
CaCl <sub>2</sub>	1,7196E+02	-1,44E-01	8,51E-05	-9,09E-09	
MgCl <sub>2</sub>	1,0209E+02	-6,33E-03	-9,38E-06	6,12E-09	
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	175,201	-3,48E+02	7,43E+02	-3,06E+02	
NaOH	87,639	-4,8368E-04	-4,5423E-06	1,1863E-09	
CaCO <sub>3</sub>	1,26E+01	2,64E+03	-3,12E-05		
Mg(OH) <sub>2</sub>	8,49E+01	7,44E+01	-6,89E+01	2,66E+01	-2,17
Cl <sub>2</sub>	27,213	3,0426E-01	-3,3353E-05	1,5961E-08	-2,7021E-12
H <sub>2</sub>	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-04	-8,7585E-12

(Yaws,1999)

### B.1.2 Entalpi Pembentukan

Tabel B.2 Entalpi pembentukan  $\Delta H_{f(298,15)}$  (kJ/kmol)

Komponen	$\Delta H_{f(298,15)}$ (kJ/kmol)
NaCl	-411,2
H <sub>2</sub> O	-241,8
CaCl <sub>2</sub>	-795,8
MgCl <sub>2</sub>	-641,3
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-1,130,77
NaOH	-426,7
CaCO <sub>3</sub>	-1.206,90

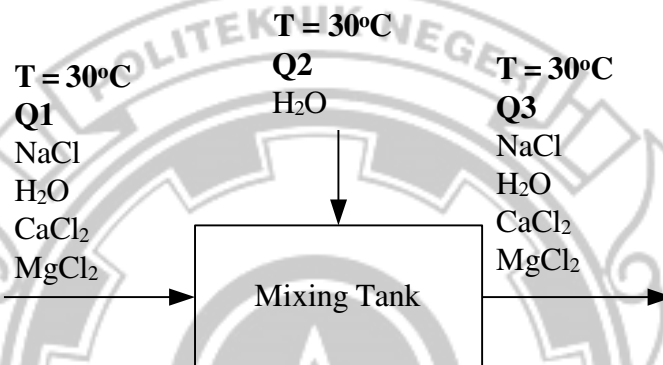
Mg(OH) <sub>2</sub>	-924,7
Cl <sub>2</sub>	0
H <sub>2</sub>	0

(Yaws,1999)

## B.2 Neraca Panas

### B.2.1 Mixing Tank (M-01)

Fungsi : melarutkan NaCl dengan air proses



Gambar B.1 Aliran neraca panas pada mixing tank

#### B.2.1.1 Aliran masuk

##### 1. Aliran masuk F1 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung jumlah kalor (Q) NaCl

$$\int_{T_{ref}}^T CpdT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(95,016(303,15 - 298,15) + (\frac{3,11 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 429,5439 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 7,3497 \text{ kJ/kg}$$

$$Q1_{NaCl} = m \times \int_{T_{ref}}^T CpdT$$

$$= 7931,1369 \text{ kg/jam} \times 7,3497 \text{ kJ/kg}$$

$$= 58292,2081 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_{pd}T = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4)$$

$$= [(92,053 (303,15 - 298,15)) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 377,4863 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{1H_2O} = m \times \int_{\square}^{\square} C_{pd}T$$

$$= 421,8689 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$= 8844,2629 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) CaCl<sub>2</sub>

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_{pd}T = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4)$$

$$= [(171,96 (303,15 - 298,15)) + ((\frac{-41,44 \times 10^{-1}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{8,51 \times 10^{-5}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{-9,09 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 680,2384 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 6,1294 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{1CaCl_2} = m \times \int_{\square}^{\square} C_{pd}T$$

$$= 42,18689 \text{ kg/jam} \times 6,12944 \text{ kJ/kg}$$

$$= 258,5841 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) MgCl<sub>2</sub>

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_{pd}T = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4)$$



$$\begin{aligned}
&= [(102,09 (303,15 - 298,15) + (\frac{-6,33 \times 10^{-3}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{8-9,38 \times 10^{-6}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{6,12 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 497,5225 \text{ kJ/kmol} \\
&= 5,2258 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{1MgCl_2} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 42,18689 \text{ kg/jam} \times 5,2258 \text{ kJ/kg} \\
&= 220,4603 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- **Menghitung total kalor masuk pada aliran F1**

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_1 &= 58292,2081 + 8844,2629 + 258,5841 + 220,4603 \\
&= 67615,5155 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

## 2. Aliran masuk F2 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(92,053 (303,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 377,4863 \text{ kJ/kmol} \\
&= 20,9644 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{2H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 17999,7435 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg} \\
&= 377355,2173 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### Menghitung total kalor pada aliran masuk (Q<sub>in</sub>)

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{in} &= Q_1 + Q_2 \\
&= 67615,5155 + 377355,2173
\end{aligned}$$

$$= 444970,7329 \text{ kJ/jam}$$

### B.2.1.2 Aliran keluar

#### 1. Aliran keluar F3 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_{pd}T &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(95,016(303,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + (\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(303,15^3 - 298,15^3) + (\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(303,15^4 - 298,15^4)] \\ &= 429,5439 \text{ kJ/kmol} \\ &= 7,3497 \text{ kJ/kg} \\ Q_{3NaCl} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_{pd}T \\ &= 7931,1369 \text{ kg/jam} \times 7,3497 \text{ kJ/kg} \\ &= 58292,2081 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_{pd}T &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(92,053(303,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + (\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(303,15^3 - 298,15^3) + (\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(303,15^4 - 298,15^4)] \\ &= 377,4863 \text{ kJ/kmol} \\ &= 20,9644 \text{ kJ/kg} \\ Q_{3H_2O} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_{pd}T \\ &= 18421,6124 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg} \\ &= 386199,4802 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) CaCl<sub>2</sub>

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}T = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$\begin{aligned}
&= [(171,96 (303,15 - 298,15) + ((\frac{-41,44 \times 10^{-1}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2)) \\
&+ ((\frac{8,51 \times 10^{-5}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{-9,09 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 680,2384 \text{ kJ/kmol} \\
&= 6,1294 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{3CaCl_2} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} CpdT \\
&= 42,18689 \text{ kg/jam} \times 6,12944 \text{ kJ/kg} \\
&= 258,5841 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) MgCl<sub>2</sub>

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T CpdT &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(102,09 (303,15 - 298,15) + ((\frac{-6,33 \times 10^{-3}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2)) \\
&+ ((\frac{8^{-9,38 \times 10^{-6}}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{6,12 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 497,5225 \text{ kJ/kmol} \\
&= 5,2258 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{3MgCl_2} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} CpdT \\
&= 42,18689 \text{ kg/jam} \times 5,2258 \text{ kJ/kg} \\
&= 220,4603 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

#### Menghitung total kalor pada aliran keluar (Q<sub>out</sub>)

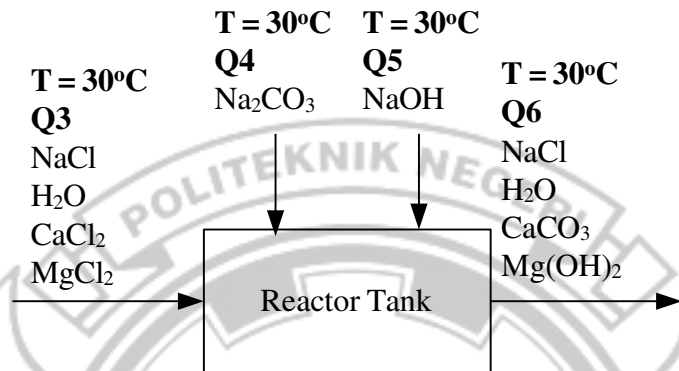
$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{out} &= 58292,2081 + 386199,4802 + 258,5841 + 220,4603 \\
&= 444970,7329 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B.3 Neraca Panas Mixing (M-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
Q <sub>1</sub>	67615,5155	Q <sub>3</sub>	444970,7329
Q <sub>2</sub>	377355,2173		
Total	444970,7329	Total	444970,7329

## B.2.2 Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan pengotor pada NaCl dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan NaOH



Gambar B.2 Aliran neraca panas pada reactor tank

### B.2.4.1 Aliran Masuk

#### 1. Aliran masuk F3 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(95,016(303,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 429,5439 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 7,3497 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{NaCl} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 7931,1369 \text{ kg/jam} \times 7,3497 \text{ kJ/kg}$$

$$= 58292,2081 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053(303,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 377,4863 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{3H_2O} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 18421,6124 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$= 386199,4802 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) CaCl<sub>2</sub>

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(171,96(303,15 - 298,15) + (\frac{-41,44 \times 10^{-1}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{8,51 \times 10^{-5}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{-9,09 \times 10^{-9}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 680,2384 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 6,1294 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{3CaCl_2} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 42,18689 \text{ kg/jam} \times 6,12944 \text{ kJ/kg}$$

$$= 258,5841 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) MgCl<sub>2</sub>

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(102,09 (303,15 - 298,15) + (\frac{-6,33 \times 10^{-3}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{8-9,38 \times 10^{-6}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{6,12 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))]$$

$$= 497,5225 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 5,2258 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{3MgCl_2} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 42,18689 \text{ kg/jam} \times 5,2258 \text{ kJ/kg}$$

$$= 220,4603 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung total kalor masuk pada aliran F3

$$\text{Total } Q_3 = 58292,2081 + 386199,4802 + 258,5841 + 220,4603$$

$$= 444970,7329 \text{ kJ/jam}$$

## 2. Aliran masuk F4 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(102,09 (303,15 - 298,15) + (\frac{-6,33 \times 10^{-3}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{8-9,38 \times 10^{-6}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{6,12 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))]$$

$$= 497,5225 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 5,2258 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{4Na_2CO_3} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 42,18689 \text{ kg/jam} \times 5,2258 \text{ kJ/kg}$$

$$= 220,4603 \text{ kJ/jam}$$

## 3. Aliran masuk F5 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(87,639 (303,15 - 298,15)) + ((\frac{-4,8368 \times 10^{-4}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,186 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 435,5761 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 10,8902 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{5NaOH} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 35,4466 \text{ kg/jam} \times 10,8902 \text{ kJ/kg}$$

$$= 386,0219 \text{ kJ/jam}$$

#### Menghitung total kalor pada aliran masuk ( $Q_{in}$ )

$$\text{Total } Q_{in} = 444970,7329 + 211,0219 + 386,0219$$

$$= 445567,7768 \text{ kJ/jam}$$

#### B.2.4.2 Aliran Keluar

##### 1. Aliran keluar F3 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(95,016 (303,15 - 298,15)) + ((\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 429,5439 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 7,3497 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{6NaCl} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 8027,3638 \text{ kg/jam} \times 7,3497 \text{ kJ/kg}$$

$$= 58999,4555 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}T = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053(303,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 377,4863 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{6H_2O} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_{pd}T$$

$$= 18421,6124 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$= 386199,4802 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) CaCO<sub>3</sub>

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}T = A + B \left(\frac{T}{1000}\right) + C \left(\frac{T^2}{1000}\right)$$

$$= (1,26 \times 10^1) + (2,64 \times 10^3 \left(\frac{30}{1000}\right)) + (-3,12 \times 10^5 \left(\frac{30^2}{1000}\right))$$

$$= 811,9785 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 8,1120 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{6CaCO_3} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_{pd}T$$

$$= 38,0498 \text{ kg/jam} \times 8,1120 \text{ kJ/kg}$$

$$= 308,6634 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) Mg(OH)<sub>2</sub>

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}T = A + B \left(\frac{T}{1000}\right) + C \left(\frac{T^2}{1000}\right) + D \left(\frac{T^3}{1000}\right) + E \left(\frac{T^4}{1000}\right)$$



$$\begin{aligned}
&= (8,49 \times 10^1) + (7,44 \times 10^1 \left(\frac{30}{1000}\right)) + (-6,89 \times 10^1 \left(\frac{30}{1000}\right)^2) \\
&\quad + (2,66 \times 10^1 \left(\frac{30}{1000}\right)^3) + (-2,17 \left(\frac{30}{1000}\right)^2) \\
&= 101,6742 \text{ kJ/kmol} \\
&= 1,7439 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{6Mg(OH)_2} &= m \times \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_p dT \\
&= 25,8336 \text{ kg/jam} \times 1,7439 \text{ kJ/kg} \\
&= 45,0535 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

#### Menghitung total kalor pada aliran keluar ( $Q_{out}$ )

$$\begin{aligned}
Total_{out} &= 58999,4555 + 386199,4802 + 308,6634 + 45,0535 \\
&= 445552,6528 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### B.2.4.3 Menghitung panas reaksi ( $\Delta H$ )

#### 1. Reaksi 1

	CaCl <sub>2</sub>	+ Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	→ CaCO <sub>3</sub>	+ 2NaCl
Mula-mula	0,3801	0,3801	0	0
Bereaksi	0,3801	0,3801	0,3801	0,7603
Sisa	0	0	0,3801	0,7603

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	$\Delta H$ Reaktan (kJ/jam)
CaCl <sub>2</sub>	0,3801	-795,8	-302,5134
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,3801	-1130,77	-429,8481
Total			-732,3615

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	$\Delta H$ Produk (kJ/jam)
CaCO <sub>3</sub>	0,3801	-1206,9	-458,7879
2NaCl	0,7603	-411,2	-625,2502
Total			-1084,0381

$$\begin{aligned}
\Delta H_{298} &= \Delta H_{r_{produk}} - \Delta H_{r_{reaktan}} \\
&= (-1084,0381) - (-732,3615)
\end{aligned}$$

$$= -351,6766 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung entalpi pelarutan standar ( $\Delta H_s$ )

Komponen	Mol (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H$ Reaktan (kJ)
CaCl <sub>2</sub>	0,3801	680,2384	258,5841
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,3801	555,1200	211,0219
Total			469,6061

Komponen	Mol (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H$ Produk (kJ)
CaCO <sub>3</sub>	0,3801	811,9785	308,6635
2NaCl	0,7603	429,5439	326,5715
Total			635,2350

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \Delta H \text{ reaksi 1} &= (\Delta H_{s\text{produk}} - \Delta H_{s\text{reaktan}}) + \Delta H_{298} \\ &= (635,2350 - 469,6061) - 351,6766 \\ &= 517,3055 \text{ kJ} \end{aligned}$$

## 2. Reaksi 2

	MgCl <sub>2</sub>	+	2NaOH	→	Mg(OH) <sub>2</sub>	+	2NaCl
Mula-mula	0,4431		0,8862		0		0
Bereaksi	0,4431		0,8862		0,4431		0,8862
Sisa	0		0		0,4431		0,8862

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	$\Delta H$ Reaktan (kJ/jam)
MgCl <sub>2</sub>	0,4431	-641,3	-284,1706
2NaOH	0,8862	-426,7	-756,3111
Total			-1040,4817

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	$\Delta H$ Produk (kJ/jam)
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,4431	-924,7	-409,7498
2NaCl	0,8862	-411,2	-728,8379
Total			-1138,5876

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{r\text{produk}} - \Delta H_{r\text{reaktan}}$$

$$= (-1138,5876) - (-1040,4817)$$

$$= -98,1060 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung entalpi pelarutan standar ( $\Delta H_s$ )

Komponen	Mol (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H$ Reaktan (kJ)
MgCl <sub>2</sub>	0,4431	497,5225	220,4604
2NaOH	0,8862	435,5762	386,0219
Total			606,4823

Komponen	Mol (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H$ Produk (kJ)
Mg(OH) <sub>2</sub>	0,4431	101,6743	45,0536
2NaCl	0,8862	429,5439	380,6759
Total			425,7295

$$\text{Sehingga } \Delta H \text{ reaksi 2} = (\Delta H_{s\text{produk}} - \Delta H_{s\text{reaktan}}) + \Delta H_{298}$$

$$= (425,7295 - 606,4823) - 98,1060$$

$$= 434,6587 \text{ kJ}$$

#### B.2.4.4 Menghitung $Q_{\text{steam}}$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 4,69 atm dan temperatur 150°C. Dari data (Geankoplis, 1997) diperoleh :

$$\Delta H_1 = 623,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.746,50 \text{ kJ/k}$$

Sehingga,

$$\lambda = \Delta H_v - \Delta H_1$$

$$\lambda = 2.746,50 - 623,2 = 2.114,30 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = (Q_{\text{out}} + \Delta H) - Q_{\text{in}}$$

$$= (445552,6528 + 434,6587) - (444970,7329 + 211,0219 + 386,0219)$$

$$= 419,5347 \text{ kJ/jam}$$

Maka steam yang dibutuhkan,

$$M_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda}$$

$$= 0,1984 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kondensat}} &= M_{\text{steam}} \times \Delta H_1 \\
 &= 0,1984 \times 632,2 \\
 &= 125,45 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

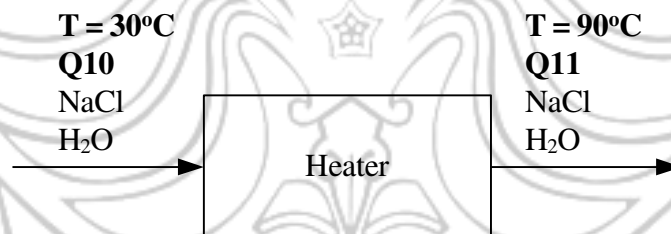
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= M_{\text{steam}} \times \Delta H_v \\
 &= 0,1984 \times 2.746,50 \\
 &= 544,98 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.4 Neraca Panas Reactor (R-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
Q <sub>3</sub>	444970,7329	Q <sub>6</sub>	445552,6528
Q <sub>4</sub>	211,0219	Q <sub>kondensat</sub>	125,45
Q <sub>5</sub>	386,0219		
Q <sub>steam</sub>	544,98		
Total	446112,7552	Total	446112,7552

### B.2.3 Heater (H-01)

Fungsi : Memanaskan larutan brine dari temperature 30°C hingga 90°C



Gambar B.3 Aliran neraca panas pada heater

#### B.2.3.1 Aliran Masuk

##### 1. Aliran masuk F10 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT &= A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\
 &= [(95,016(303,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + \left( \frac{9,68 \times 10^{-7}}{3} \right) (303,15^3 - 298,15^3) + \left( \frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4} \right) (303,15^4 - 298,15^4) \\
& = 429,5439 \text{ kJ/kmol} \\
& = 7,3497 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{10NaCl} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 7864,6191 \text{ kg/jam} \times 7,3497 \text{ kJ/kg} \\
&= 57803,3159 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(92,053(303,15 - 298,15) + \left( \frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2} \right) (303,15^2 - 298,15^2)) \\
&+ \left( \frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3} \right) (303,15^3 - 298,15^3) + \left( \frac{5,35 \times 10^{-7}}{4} \right) (303,15^4 - 298,15^4)] \\
&= 377,4863 \text{ kJ/kmol} \\
&= 20,9644 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{10H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 18048,1375 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg} \\
&= 378369,7725 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran masuk (Q<sub>in</sub>)**

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{in} &= 57803,3159 + 378369,7725 \\
&= 436173,0884 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### B.2.3.2 Aliran Keluar

#### 1. Aliran keluar F11 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(95,016 (363,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2}) (363,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3}) (363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4}) (363,15^4 - 298,15^4))] \\
&= 5528,0156 \text{ kJ/kmol} \\
&= 94,5881 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{11NaCl} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
&= 7864,6191 \text{ kg/jam} \times 94,5881 \text{ kJ/kg} \\
&= 743899,8331 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(92,053 (363,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}) (363,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}) (363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}) (363,15^4 - 298,15^4))] \\
&= 4888,7874 \text{ kJ/kmol} \\
&= 271,5088 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{11H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
&= 18048,1375 \text{ kg/jam} \times 271,5088 \text{ kJ/kg} \\
&= 4900228,1655 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar (Q<sub>out</sub>)**

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{out} &= 743899,8331 + 4900228,1655 \\
&= 5644127,9986 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### B.2.3.3 Menghitung $Q_{\text{steam}}$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 4,69 atm dan temperatur 150°C. Dari data (Geankoplis, 1997) diperoleh :

$$\Delta H_1 = 632,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.746,50 \text{ kJ/k}$$

Sehingga,

$$\lambda = \Delta H_v - \Delta H_1$$

$$\lambda = 2.746,50 - 632,2 = 2.114,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= (Q_{\text{out}} + \Delta H) - Q_{\text{in}} \\ &= 5644127,9986 - 436173,0884 \\ &= 5207954,9102 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka steam yang dibutuhkan,

$$\begin{aligned} M_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda} \\ &= 2.463,2052 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{kondensat}} &= M_{\text{steam}} \times \Delta H_1 \\ &= 2.463,20 \times 632,2 \\ &= 1.557,238 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

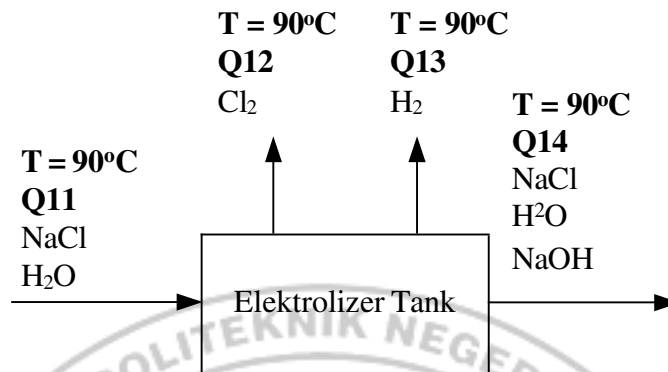
$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= M_{\text{steam}} \times \Delta H_v \\ &= 2.463,2052 \times 2.746,50 \\ &= 6.765.193.288,37 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.5 Neraca Panas Heater (H-01)

$Q_{\text{in}}$		$Q_{\text{out}}$	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
$Q_{10}$	436173,0884	$Q_{11}$	5644127,9986
$Q_{\text{steam}}$	6.765.193.288,37	$Q_{\text{kondensat}}$	1.557.238,37
Total	7201366,3727	Total	7201366,3727

### B.2.4 Elektrolizer (EL-01)

Fungsi : Untuk mengelektrolisa larutan brine menjadi NaOH



Gambar B.4 Aliran neraca panas pada elektrolizer

#### B.2.4.1 Aliran Masuk

##### 1. Aliran masuk F11 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\int_{T_{ref}}^T CpdT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(95,016(363,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 5528,0156 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 94,5881 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{11NaCl} = m \times \int_{T_{ref}}^T CpdT$$

$$= 7864,6191 \text{ kg/jam} \times 94,5881 \text{ kJ/kg}$$

$$= 743899,8331 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T CpdT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$



$$\begin{aligned}
&= [(92,053 (363,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}) (363,15^2 - 298,15^2))) \\
&+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}) (363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}) (363,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 4888,7874 \text{ kJ/kmol} \\
&= 271,5088 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{11H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 18048,1375 \text{ kg/jam} \times 271,5088 \text{ kJ/kg} \\
&= 4900228,1655 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

#### Menghitung total kalor pada aliran masuk ( $Q_{in}$ )

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{in} &= 743899,8331 + 4900228,1655 \\
&= 5644127,9986 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

#### B.2.4.2 Aliran Keluar

##### 1. Aliran Keluar F12 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor ( $Q$ )  $Cl_2$

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \\
&= [(27,213 (363,15 - 298,15) + ((\frac{-3,04 \times 10^{-1}}{2}) (363,15^2 - 298,15^2))) \\
&+ ((\frac{-3,34 \times 10^{-5}}{3}) (363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,60 \times 10^{-8}}{4}) (363,15^4 - 298,15^4)) + \\
&((\frac{-2,70 \times 10^{-12}}{5}) (363,15^5 - 298,15^5)) \\
&= 2220,7112 \text{ kJ/kmol} \\
&= 31,3199 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{12Cl_2} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 4579,9123 \text{ kg/jam} \times 31,3199 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$= 143442,7220 \text{ kJ/jam}$$

## 2. Aliran Keluar F13 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \\ &= [(25,399(363,15 - 298,15) + (\frac{2,02 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + ((\frac{-3,85 \times 10^{-5}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{3,19 \times 10^{-4}}{4})(363,15^4 - 298,15^4)) + \\ &\quad ((\frac{-8,76 \times 10^{-12}}{5})(363,15^5 - 298,15^5))] \\ &= 1878,4751 \text{ kJ/kmol} \\ &= 939,2375 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{13_{H_2}} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\ &= 129,1862 \text{ kg/jam} \times 939,2375 \text{ kJ/kg} \\ &= 121336,6184 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

## 3. Aliran Keluar F14 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(95,016(363,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 5528,0156 \text{ kJ/kmol} \\ &= 94,5881 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$Q_{14_{NaCl}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$\begin{aligned}
 &= 314,5847 \text{ kg/jam} \times 94,5881 \text{ kJ/kg} \\
 &= 29755,9933 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT &= A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\
 &= [(92,053(363,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2)) \\
 &\quad + (\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(363,15^3 - 298,15^3) + (\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(363,15^4 - 298,15^4)] \\
 &= 4888,7874 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 271,5088 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{14_{H_2O}} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_p dT \\
 &= 15722,0091 \text{ kg/jam} \times 271,5088 \text{ kJ/kg} \\
 &= 4268663,8477 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT &= A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\
 &= [(87,639(363,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(363,15^2 - 298,15^2)) \\
 &\quad + (\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(363,15^3 - 298,15^3) + (\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(363,15^4 - 298,15^4)] \\
 &= 5656,5706 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 141,4248 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{14_{NaOH}} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_p dT \\
 &= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 141,4248 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$= 730751,3789 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung total aliran keluar F14

$$\begin{aligned} \text{Total} &= 29755,9933 + 4268663,8477 + 730751,3789 \\ &= 5029171,2199 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar ( $Q_{out}$ )**

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_{out} &= 143442,7720 + 121336,6184 + 5029171,2199 \\ &= 5293950,5603 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### B.2.4.3 Menghitung panas reaksi ( $\Delta H$ )

	2NaCl	+ 2H <sub>2</sub> O	→	2NaOH	+ Cl <sub>2</sub>	+ H <sub>2</sub>
Mula-mula	134,56	1002,34		0	0	0
Bereaksi	129,18	129,18		129,18	64,59	64,59
Sisa	5,38	873,12		129,18	64,59	64,59

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	$\Delta H$ Reaktan (kJ/jam)
NaCl	134,5690	-411,2	-110669,5890
H <sub>2</sub> O	1002,3401	-241,8	-484731,7172
Total			-595401,3062

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)	$\Delta H$ Produk (kJ/jam)
NaOH	129,1862	-426,7	-110247,5805
Cl <sub>2</sub>	64,5931	0	0
H <sub>2</sub>	64,5931	0	0
Total			-110247,5805

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_{r\text{produk}} - \Delta H_{r\text{reaktan}} \\ &= (-110247,5805) - (-595401,3062) \\ &= 485153,7258 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### B.2.4.4 Menghitung $Q_{\text{steam}}$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 4,69 atm dan temperatur 150°C. Dari data (Geankoplis, 1997) diperoleh :

$$\Delta H_1 = 632,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.746,50 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga,

$$\lambda = \Delta H_v - \Delta H_1$$

$$\lambda = 2.756,50 - 632,2 = 2,114,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= (Q_{\text{out}} + \Delta H) - Q_{\text{in}} \\ &= (5293950,5603 + 485153,7258) - (5644127,9986) \\ &= 134976,2875 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka steam yang dibutuhkan,

$$\begin{aligned} M_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda} \\ &= 63,8397 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{kondensat}} &= M_{\text{steam}} \times \Delta H_1 \\ &= 63,8397 \times 632,2 \\ &= 40359,46 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

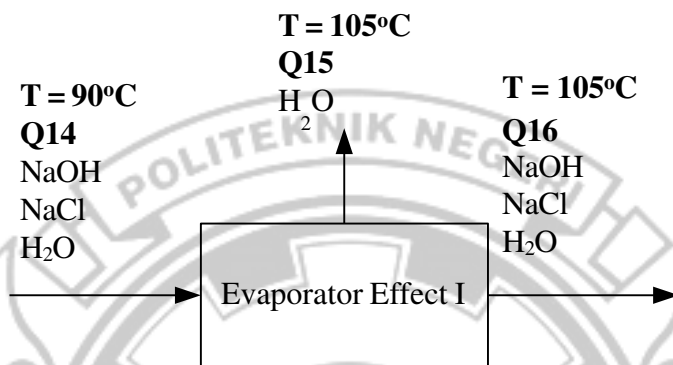
$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= M_{\text{steam}} \times \Delta H_v \\ &= 63,8397 \times 2.746,50 \\ &= 175335,75 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.6 Neraca Panas Elektrolizer (EL-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/kg)	Komponen	Panas (kJ/kg)
Q <sub>11</sub>	5644127,9986	Q <sub>12</sub>	143442,7220
		Q <sub>13</sub>	121336,6184
		Q <sub>14</sub>	5029171,2199
Q <sub>steam</sub>	175335,75	Q <sub>kondensat</sub>	40359,46
		ΔH	485153,7258
Total	5819463,7473	Total	5819463,7473

### B.2.5 Evaporator Effect I (EV – 01)

Fungsi :Memekatkan larutan NaOH 12% hingga 27%



Gambar B.5 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect I

#### B.2.5.1 Aliran Masuk

##### 1. Aliran masuk F14 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(87,639(363,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(363,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 5688,8540 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 142,2345 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{14_{NaOH}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 142,2345 \text{ kJ/kg}$$

$$= 734934,8715 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(95,016(363,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 5521,1152 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 94,4700 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{14_{NaCl}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 314,5847 \text{ kg/jam} \times 94,4700 \text{ kJ/kg}$$

$$= 29718,8502 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053(363,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 6493,2831 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 355,0640 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{14_{H_2O}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 15722,0091 \text{ kg/jam} \times 355,0640 \text{ kJ/kg}$$

$$= 5582320,1663 \text{ kJ/jam}$$

**Menghitung total kalor pada aliran masuk (Q<sub>in</sub>)**

$$\text{Total } Q_{in} = 734934,8715 + 29718,85024 + 5582320,1663$$

$$= 6346973,8880 \text{ kJ/jam}$$

### B.2.5.2 Aliran keluar

#### 1. Aliran keluar F15 dengan suhu 105°C (378,15 K)

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(92,053(378,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(378,15^2 - 298,15^2)) \\ &+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(378,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(378,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 6021,0872 \text{ kJ/kmol} \\ &= 334,3933 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{15H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\ &= 2066,3836 \text{ kg/jam} \times 334,3933 \text{ kJ/kg} \\ &= 690985,0236 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### 2. Aliran keluar F16 dengan suhu 105°C (378,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(87,639(378,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(378,15^2 - 298,15^2)) \\ &+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(378,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(378,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 6960,0112 \text{ kJ/kmol} \\ &= 174,0133 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 Q_{16NaOH} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_p dT \\
 &= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 174,0133 \text{ kJ/kg} \\
 &= 899138,0406 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
 &= [(95,016(378,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(378,15^2 - 298,15^2)) \\
 &\quad + ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(378,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(378,15^4 - 298,15^4))] \\
 &= 6786,6594 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 116,1244 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{16NaCl} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_p dT \\
 &= 314,5847 \text{ kg/jam} \times 116,1244 \text{ kJ/kg} \\
 &= 36530,97323 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
 &= [(92,053(378,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(378,15^2 - 298,15^2)) \\
 &\quad + ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(378,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(378,15^4 - 298,15^4))] \\
 &= 6021,0872 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 334,3933 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$Q_{16H_2O} = m \times \int_{\square}^{\square} C_p dT$$

$$= 13655,6254 \text{ kg/jam} \times 334,3933 \text{ kJ/kg}$$

$$= 4566350,7897 \text{ kJ/jam}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar F16 (Q<sub>out</sub>)**

$$\text{Total } Q_{\text{out}} = 899138,0406 + 36530,9732 + 4566350,7897$$

$$= 5502019,8036 \text{ kJ/jam}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar (Q<sub>out</sub>)**

$$\text{Total } Q_{\text{out}} = 690985,0236 + 5502019,8036$$

$$= 6193004,8272 \text{ kJ/jam}$$

**B.2.5.3 Menghitung Entalpi Penguapan**

Tabel B.9 Data Entalpi Penguapan

Komponen	A	T <sub>c</sub>	n
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

$$H_{\text{vap}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad (\text{Yaws, 1997})$$

$$H_{\text{vap}} = 52,053 \left(1 - \frac{378,15}{647,13}\right)^{0,321}$$

$$H_{\text{vap}} = 39269,70 \frac{\text{kJ}}{\text{Kmol}} \cdot \text{K}$$

$$H_{\text{vap}} = 2180,9331 \text{ kJ/kg}$$

Komponen	Massa Menguap (kg/jam)	kJ/kg	ΔH <sub>vap</sub> (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	2066,3836	2180,9231	4506623,8843

$$\text{Massa H}_2\text{O yang menguap} = \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O keluar}$$

$$= 15722,01 - 13655,62$$

$$H_{\text{vap}} = 2066,3836 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H_{\text{vap}} = \text{Massa H}_2\text{O yang menguap} \times H_v$$

$$= 2180,9231 \times 2066,3836$$

$$= 4506623,88 \text{ kJ/jam}$$

**B.2.5.4 Menghitung Q<sub>steam</sub>**

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 4,69 atm dan temperatur 150°C. Dari data (Geankoplis, 1997) diperoleh :

$$\Delta H_1 = 632,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.746,50 \text{ kJ/k}$$

Sehingga,

$$\lambda = \Delta H_v - \Delta H_1$$

$$\lambda = 2.756,50 - 632,2 = 2,114,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= (Q_{\text{out}} + \Delta H) - Q_{\text{in}} \\ &= (61930004,82 + 4506623,88) - (6347973,8880) \\ &= 43532654,8235 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka steam yang dibutuhkan,

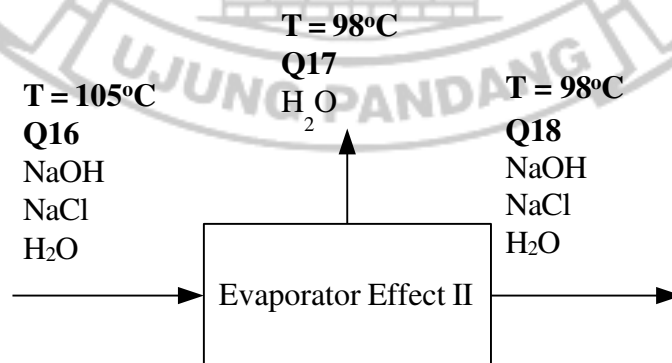
$$\begin{aligned} M_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda} \\ &= 2058,6741 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.8 Neraca Panas Evaporator Effect I (EV-01)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>14</sub>	6346973,88	Q <sub>15</sub>	690985,02
Q <sub>steam</sub>	43532654,8235	Q <sub>16</sub>	5502019,80
		ΔH <sub>vap</sub>	4506623,88
Total	100699628,71	Total	100699628,71

### B.2.6 Evaporator Effect II (EV – 02)

Fungsi : Memekatkan larutan NaOH 27% hingga 45%



Gambar B.6 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect II

### B.2.6.1 Aliran Masuk

#### 1. Aliran masuk F16 dengan suhu 105°C (378,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\begin{aligned}\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(87,639(378,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(378,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(378,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(378,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 6960,0112 \text{ kJ/kmol} \\ &= 174,0133 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{16NaOH} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\ &= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 174,0133 \text{ kJ/kg} \\ &= 899138,0406 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned}\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(95,016(378,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(378,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(378,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(378,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 6786,6594 \text{ kJ/kmol} \\ &= 116,1244 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{16NaCl} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\ &= 314,5847 \text{ kg/jam} \times 116,1244 \text{ kJ/kg} \\ &= 36530,9732 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053 (378,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(378,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(378,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(378,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 6021,0872 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 334,3933 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{16H_2O} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 13655,6254 \text{ kg/jam} \times 334,3933 \text{ kJ/kg}$$

$$= 4566350,7897 \text{ kJ/jam}$$

#### Menghitung total kalor pada aliran masuk (Q<sub>in</sub>)

$$\text{Total } Q_{in} = 899138,0406 + 36530,9732 + 4566350,7897$$

$$= 5502019,8036 \text{ kJ/jam}$$

#### B.2.6.2 Aliran keluar

##### 1. Aliran keluar F17 dengan suhu 98°C (371,15 K)

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053 (371,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(371,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(371,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(371,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 5492,0052 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 305,0097 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{17_{H_2O}} &= m \times \int_{\square\square\square\square}^{\square} C_p dT \\
 &= 7654,9097 \text{ kg/jam} \times 305,0097 \text{ kJ/kg} \\
 &= 2334821,965 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

## 2. Aliran keluar F18 dengan suhu 98°C (371,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
 &= [(87,639(371,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(371,15^2 - 298,15^2)) \\
 &\quad + ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(371,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(371,15^4 - 298,15^4))] \\
 &= 6351,8331 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 158,8077 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{18_{NaOH}} &= m \times \int_{\square\square\square\square}^{\square} C_p dT \\
 &= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 158,8077 \text{ kJ/kg} \\
 &= 820569,7632 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
 &= [(95,016(371,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2})(371,15^2 - 298,15^2)) \\
 &\quad + ((\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3})(371,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4})(371,15^4 - 298,15^4))] \\
 &= 6200,0788 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 106,0876 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{18NaCl} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
 &= 314,5847 \text{ kg/jam} \times 106,0876 \text{ kJ/kg} \\
 &= 33373,5495 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
 &= [(92,053(371,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(371,15^2 - 298,15^2)) \\
 &\quad + ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(371,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(371,15^4 - 298,15^4))] \\
 &= 5492,0052 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 305,0097 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{16H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
 &= 6000,7157 \text{ kg/jam} \times 305,0097 \text{ kJ/kg} \\
 &= 1830276,7060 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar F18 (Q<sub>out</sub>)**

$$\begin{aligned}
 \text{Total } Q_{out} &= 820569,7632 + 33373,5495 + 1830276,7060 \\
 &= 2684220,0187 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar (Q<sub>out</sub>)**

$$\begin{aligned}
 \text{Total } Q_{out} &= 2334821,9651 + 2684220,0187 \\
 &= 5019041,9838 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

### B.2.6.3 Menghitung Entalpi Penguapan

Tabel B.8 Data Entalpi Penguapan

Komponen	A	T <sub>c</sub>	n
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

$$H_{vap} = A \left( 1 - \frac{n}{T_c} \right) \quad (\text{Yaws, 1997})$$

$$H_{\text{vap}} = 52,053 \left(1 - \frac{371,15}{647,13}\right)^{0,321}$$

$$H_{\text{vap}} = 39594,89 \frac{\text{kJ}}{\text{Kmol}} \cdot K$$

$$H_{\text{vap}} = 2198,9833 \text{ kJ/kg}$$

Komponen	Massa Menguap (kg/jam)	kJ/kg	$\Delta H$ vap (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	7654,9097	2198,9833	16833019,36

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O yang menguap} &= \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O keluar} \\ &= 13655,6254 - 6000,7157 \end{aligned}$$

$$H_{\text{vap}} = 7654,9097 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{vap}} &= \text{Massa H}_2\text{O yang menguap} \times H_{\text{v}} \\ &= 2198,98 \times 7654,9097 \\ &= 16833019,36 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### B.2.6.4 Menghitung Q<sub>steam</sub>

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 4,69 atm dan temperatur 150°C. Dari data (Geankoplis, 1997) diperoleh :

$$\Delta H_1 = 632,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.746,50 \text{ kJ/k}$$

Sehingga,

$$\lambda = \Delta H_v - \Delta H_1$$

$$\lambda = 2.756,50 - 632,2 = 2,114,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= (Q_{\text{out}} + \Delta H) - Q_{\text{in}} \\ &= (5019041,9838 + 16833019,36) - 5502019,8036 \\ &= 16350041,54 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka steam yang dibutuhkan,

$$\begin{aligned} M_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda} \\ &= 7733,07 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.10 Neraca Panas Evaporator Effect II (EV-02)

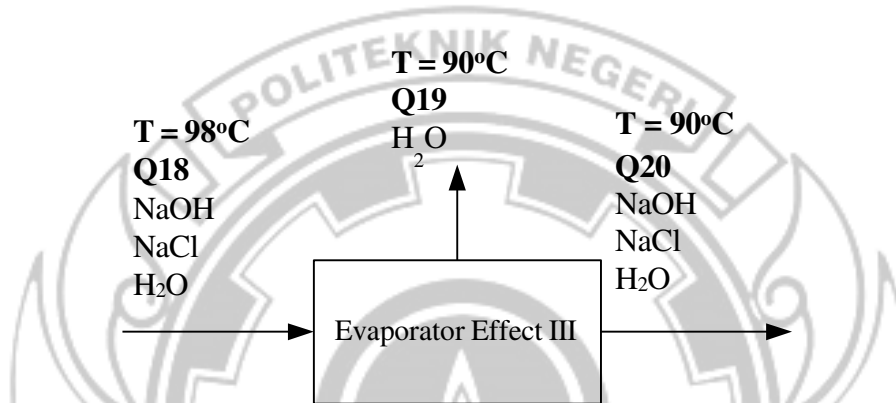
Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)



Q <sub>16</sub>	5502019,80	Q <sub>17</sub>	2334821,96
Q <sub>steam</sub>	16350041,54	Q <sub>18</sub>	2684220,01
		ΔH <sub>vap</sub>	16833019,36
Total	21852061,34	Total	21852061,34

### B.2.7 Evaporator Effect III (EV – 03)

Fungsi :Memekatkan larutan NaOH 45% hingga 65%



Gambar B.7 Aliran neraca panas pada Evaporator Effect III

#### B.2.7.1 Aliran Masuk

##### 1. Aliran masuk F18 dengan suhu 98°C (371,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}T = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(87,639(371,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(371,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(371,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(371,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 6351,8331 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 158,8077 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{18NaOH} = m \times \int_{\square\square\square}^{\square} C_{pd}T$$

$$= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 158,8077 \text{ kJ/kg}$$

$$= 820569,7632 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4)$$

$$= [(95,016 (371,15 - 298,15) + (\frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2}) (371,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ (\frac{9,68 \times 10^{-7}}{3}) (371,15^3 - 298,15^3) + (\frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4}) (371,15^4 - 298,15^4)]$$

$$= 6200,0788 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 106,0876 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{18_{\text{NaCl}}} = m \times \int_{\square\square\square\square}^{\square} C_p dT$$

$$= 314,5847 \text{ kg/jam} \times 106,0876 \text{ kJ/kg}$$

$$= 33373,5495 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4)$$

$$= [(92,053 (371,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}) (371,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ (\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}) (371,15^3 - 298,15^3) + (\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}) (371,15^4 - 298,15^4)]$$

$$= 5492,0052 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 305,0097 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{18_{\text{H}_2\text{O}}} = m \times \int_{\square\square\square\square}^{\square} C_p dT$$

$$= 6000,7157 \text{ kg/jam} \times 305,0097 \text{ kJ/kg}$$

$$= 1830276,7060 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung total kalor pada aliran masuk ( $Q_{in}$ )

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_{in} &= 820569,7632 + 33373,5495 + 1830276,7060 \\ &= 2684220,0187 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### B.2.7.2 Aliran keluar

##### 1. Aliran keluar F19 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(92,053(363,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 4888,7874 \text{ kJ/kmol} \\ &= 271,5088 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{19H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\ &= 3533,0352 \text{ kg/jam} \times 271,5088 \text{ kJ/kg} \\ &= 959250,1653 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

##### 2. Aliran keluar F20 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= [(87,639(363,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(363,15^2 - 298,15^2)) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + \left( \frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3} \right) (363,15^3 - 298,15^3) + \left( \frac{1,18 \times 10^{-9}}{4} \right) (363,15^4 - 298,15^4) \\
& = 5688,9540 \text{ kJ/kmol} \\
& = 141,4248 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{20NaOH} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_p dT \\
&= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 141,4248 \text{ kJ/kg} \\
&= 730751,3789 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) NaCl

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(95,016(363,15 - 298,15) + \left( \frac{-3,11 \times 10^{-2}}{2} \right) (363,15^2 - 298,15^2)) \\
&+ \left( \frac{9,68 \times 10^{-7}}{3} \right) (363,15^3 - 298,15^3) + \left( \frac{5,5116 \times 10^{-9}}{4} \right) (363,15^4 - 298,15^4)] \\
&= 5528,0156 \text{ kJ/kmol} \\
&= 94,4700 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{20NaCl} &= m \times \int_{\square}^{\square} C_p dT \\
&= 314,5847 \text{ kg/jam} \times 94,5881 \text{ kJ/kg} \\
&= 29755,9933 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(92,053(363,15 - 298,15) + \left( \frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2} \right) (363,15^2 - 298,15^2)) \\
&+ \left( \frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3} \right) (363,15^3 - 298,15^3) + \left( \frac{5,35 \times 10^{-7}}{4} \right) (363,15^4 - 298,15^4)] \\
&= 4888,7874 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$= 271,5088 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{20_{H_2O}} = m \times \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_p dT$$

$$= 2467,6805 \text{ kg/jam} \times 271,5088 \text{ kJ/kg}$$

$$= 669996,9727 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung total kalor pada aliran keluar F18 ( $Q_{out}$ )

$$\text{Total } Q_{18} = 730751,3789 + 29755,9933 + 669996,9727$$

$$= 1430504,3450 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung total kalor pada aliran keluar ( $Q_{out}$ )

$$\text{Total } Q_{out} = 959250,1653 + 1430504,345$$

$$= 2389753,5103 \text{ kJ/jam}$$

## B.2.7.3 Menghitung Entalpi Penguapan

Tabel B.11 Data Entalpi Penguapan

Komponen	A	Tc	n
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

$$H_{vap} = A \left(1 - \frac{T_c}{T_c}\right)^n \quad (\text{Yaws, 1997})$$

$$H_{vap} = 52,053 \left(1 - \frac{371,15}{647,13}\right)^{0,321}$$

$$H_{vap} = 39959,76 \frac{\text{kJ}}{\text{Kmol}} \cdot \text{K}$$

$$H_{vap} = 2219,2468 \text{ kJ/kg}$$

Komponen	Massa Menguap (kg/jam)	kJ/kg	$\Delta H_{vap}$ (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	3533,0352	2219,2468	7840677,25

$$\text{Massa H}_2\text{O yang menguap} = \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O keluar}$$

$$= 6000,7157 - 2467,6805$$

$$H_{vap} = 3533,0352 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H_{vap} = \text{Massa H}_2\text{O yang menguap} \times H_v$$

$$= 2219,2468 \times 3533,0352$$

$$= 7840677,26 \text{ kJ/jam}$$

#### B.2.7.4 Menghitung $Q_{\text{steam}}$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 4,69 atm dan temperatur 150°C. Dari data (Geankoplis, 1997) diperoleh :

$$\Delta H_1 = 632,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.746,50 \text{ kJ/k}$$

Sehingga,

$$\lambda = \Delta H_v - \Delta H_1$$

$$\lambda = 2.756,50 - 632,2 = 2,114,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= (Q_{\text{out}} + \Delta H) - Q_{\text{in}} \\ &= (2389753,5103 + 7840677) - 2684220,0187 \\ &= 7546211,7484 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka steam yang dibutuhkan,

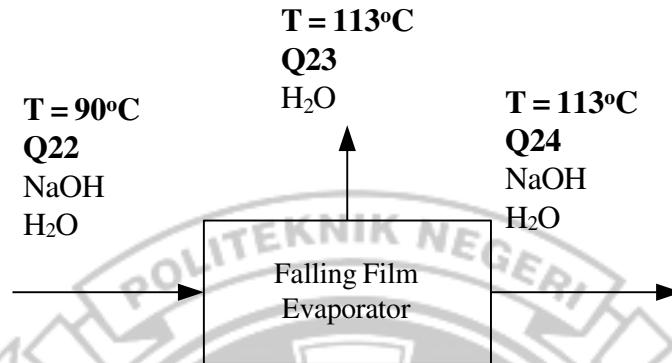
$$\begin{aligned} M_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda} \\ &= 3669,1300/\text{jam} \end{aligned}$$

Tabel B.12 Neraca Panas Evaporator Effect III (EV-03)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>18</sub>	2684220,0187	Q <sub>19</sub>	959250,1653
Q <sub>steam</sub>	7546211,7484	Q <sub>20</sub>	1430504,3450
		$\Delta H_{\text{vap}}$	7840677,26
Total	10230431,7671	Total	10230431,7671

### B.2.8 Falling Film Evaporator (FFE-01)

Fungsi :Memekatkan larutan NaOH 65% hingga 85%



Gambar B.8 Aliran neraca panas pada falling film evaporator

#### B.2.8.1 Aliran Masuk

##### 1. Aliran masuk F22 dengan suhu 90°C (363,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(87,639(363,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(363,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))]$$

$$= 5688,9540 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 141,4248 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{22NaOH} = m \times \int_{\square\square\square\square}^{\square} C_p dT$$

$$= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 141,4248 \text{ kJ/kg}$$

$$= 730751,3789 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053 (363,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(363,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(363,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(363,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 4888,7874 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 271,5088 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{22_{H_2O}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 2344,2964 \text{ kg/jam} \times 271,5088 \text{ kJ/kg}$$

$$= 636497,1241 \text{ kJ/jam}$$

#### Menghitung total kalor pada aliran masuk F22

$$\text{Total } Q_{22} = 730751,3789 + 636497,1241$$

$$= 1367248,5030 \text{ kJ/jam}$$

#### B.2.8.2 Aliran Keluar

##### 1. Aliran keluar F23 dengan suhu 113°C (386,15 K)

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053 (386,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(386,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(386,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(386,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 6627,5584 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 368,0750 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{23_{H_2O}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$



$$= 1432,4616 \text{ kg/jam} \times 368,0750 \text{ kJ/kg}$$

$$= 527523,3213 \text{ kJ/jam}$$

## 2. Aliran keluar F24 dengan suhu 113°C (386,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(87,639(386,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(386,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(386,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(386,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 7654,8672 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 191,3860 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{24_{NaOH}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 191,3860 \text{ kJ/kg}$$

$$= 988903,9091 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053(386,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(386,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(386,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(386,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 6627,5584 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 368,0750 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{24_{H_2O}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 911,8348 \text{ kg/jam} \times 368,0750 \text{ kJ/kg}$$

$$= 335623,6089 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung total kalor pada aliran keluar F24

$$\text{Total } Q_{24} = 988903,9091 + 335623,6089$$

$$= 1324527,5180 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung total kalor pada aliran keluar ( $Q_{out}$ )

$$\text{Total } Q_{out} = 527523,3213 + 1324527,5180$$

$$= 1851780,8393 \text{ kJ/jam}$$

### B.2.8.3 Menghitung Entalpi Penguapan

Tabel B.13 Data Entalpi Penguapan

Kmponen	A	Tc	n
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

$$H_{vap} = A \left(1 - \frac{T_c}{T_c}\right)^n \quad (\text{Yaws, 1997})$$

$$H_{vap} = 52,053 \left(1 - \frac{386,15}{647,13}\right)^{0,321}$$

$$H_{vap} = 38890,9365 \frac{\text{kJ}}{\text{Kmol}} \cdot \text{K}$$

$$H_{vap} = 2159,8876 \text{ kJ/kg}$$

Komponen	Massa Menguap (kg/jam)	kJ/kg	$\Delta H_{vap}$ (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	1432,4616	2159,8876	309356,1713

$$\text{Massa H}_2\text{O yang menguap} = \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O keluar}$$

$$= 2344,2964 - 911,8348$$

$$H_{vap} = 1432,4616 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H_{vap} = \text{Massa H}_2\text{O yang menguap} \times H_v$$

$$2159,8876 \times 1432,4616$$

$$= 3093956,17 \text{ kJ/jam}$$

### B.2.8.4 Menghitung $Q_{steam}$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan tekanan 4,69 atm dan temperatur 150°C. Dari data (Geankoplis, 1997) diperoleh :

$$\Delta H_1 = 632,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_v = 2.746,50 \text{ kJ/k}$$

Sehingga,

$$\lambda = \Delta H_v - \Delta H_1$$

$$\lambda = 2.756,50 - 632,2 = 2,114,30 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= (Q_{\text{out}} + \Delta H) - Q_{\text{in}} \\ &= (1851780,8393 + 3093956,17) - 1367248,5030 \\ &= 3578488,5076 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka steam yang dibutuhkan,

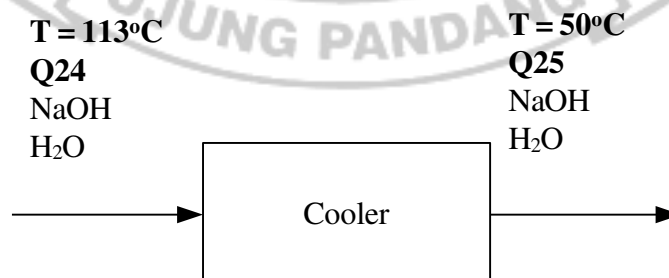
$$\begin{aligned} M_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda} \\ &= 1692,5169 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.14 Neraca Panas Falling Film Evaporator (FFE-01)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>22</sub>	1367248,5030	Q <sub>23</sub>	527523,3213
Q <sub>steam</sub>	3578488,5076	Q <sub>24</sub>	1324527,5180
		$\Delta H_{\text{vap}}$	309356,1713
Total	494537,0106	Total	94537,0106

### B.2.9 Cooler (CLR-01)

Fungsi : Menurunkan suhu larutan NaOH dari temperature 90°C hingga 50°C.



Gambar B.9 Aliran neraca panas pada cooler

#### B.2.9.1 Aliran masuk

**1. Aliran masuk F24 dengan suhu 113°C (386,15 K)**

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(87,639 (386,15 - 298,15)) + \left(\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2}\right) (386,15^2 - 298,15^2)]$$

$$+ \left(\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3}\right) (386,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4}\right) (386,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 7654,8672 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 191,3860 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{24_{NaOH}} = m \times \int_{\square\square\square\square}^{\square} C_{pd}dT$$

$$= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 191,3860 \text{ kJ/kg}$$

$$= 988903,9091 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053 (386,15 - 298,15)) + \left(\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}\right) (386,15^2 - 298,15^2)]$$

$$+ \left(\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}\right) (386,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}\right) (386,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 6627,5584 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 368,0750 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{24_{H_2O}} = m \times \int_{\square\square\square\square}^{\square} C_{pd}dT$$

$$= 911,8348 \text{ kg/jam} \times 368,0750 \text{ kJ/kg}$$

$$= 335623,6089 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung total kalor pada aliran masuk F24 (Q<sub>in</sub>)

$$\begin{aligned}\text{Total } Q_{\text{in}} &= 988903,9091 + 335623,6089 \\ &= 1324527,5180 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

### B.2.9.2 Aliran Keluar

#### 1. Aliran keluar F25 dengan suhu 50°C (323,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\begin{aligned}\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT &= A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\ &= [(87,639(323,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(323,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(323,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(323,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 2177,1445 \text{ kJ/kmol} \\ &= 54,4326 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{25\text{NaOH}} &= m \times \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \\ &= 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 54,4326 \text{ kJ/kg} \\ &= 281257,2292 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT &= A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\ &= [(92,053(323,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(323,15^2 - 298,15^2)) \\ &\quad + ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(323,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(323,15^4 - 298,15^4))] \\ &= 1883,0200 \text{ kJ/kmol} \\ &= 104,5773 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{25_{H_2O}} &= m \times \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_p dT \\
 &= 911,8348 \text{ kg/jam} \times 104,5773 \text{ kJ/kg} \\
 &= 95357,2874 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar F25 (Q<sub>out</sub>)**

$$\begin{aligned}
 \text{Total } Q_{out} &= 281257,2292 + 95357,2874 \\
 &= 376614,5166 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

• **Menghitung total kalor (Q)**

$$\begin{aligned}
 \Delta Q &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 376614,5166 - 1324527,5180 \\
 &= 947913,0014 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**B.2.9.3 Menghitung Q Cooling Water**

Cooling Water (cw) yang digunakan pada pabrik Natrium Hidroksida masuk ke cooler pada temperatur 30°C dan ditetapkan keluar pada temperatur 40°C. Dari data kapasitas panas (C<sub>p</sub>) air (Geankoplis, C.J., 1997) diperoleh :

$$C_p \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 4,185 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ air pada } 40^\circ\text{C} = 4,181 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= C_p (40^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) - C_p (30^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) \\
 &= [4,185 \text{ kJ/kg.K} \times (313,15 - 298,15)] - [4,185 \text{ kJ/kg.K} \times \\
 &\quad (303,15 - 298,15)] \\
 &= 41,79 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Dengan menetapkan T<sub>out</sub> = 40°C, maka didapat nilai cooling water sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 m_{cw} &= \frac{\Delta Q}{\Delta H} \\
 &= \frac{947913,0014}{41,79} \\
 &= 22682,7710 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ cw masuk} = m_{cw} \times \Delta H (30^\circ\text{C})$$

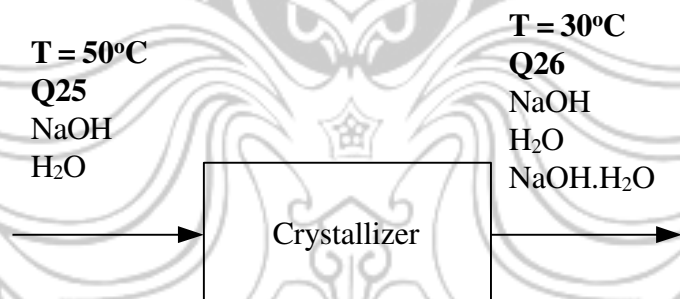
$$\begin{aligned}
&= 22682,7710 \text{ kg/jam} \times 20,92 \text{ kJ/kg} \\
&= 474636,9838 \text{ kJ/jam} \\
Q_{\text{cw keluar}} &= m_{\text{cw}} \times \Delta H (40^\circ\text{C}) \\
&= 22682,7710 \text{ kg/jam} \times 62,715 \text{ kJ/kg} \\
&= 1422549,9852 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B.15 Neraca Panas Cooler (CLR-01)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>24</sub>	1324527,5180	Q <sub>25</sub>	376614,5166
Q <sub>cw in</sub>	474636,9838	Q <sub>cw out</sub>	1422549,9852
Total	1799164,5019	Total	1799164,5019

### B.2.10 Crystallizer (CR-01)

Fungsi : Membentuk kristal NaOH.H<sub>2</sub>O dari larutan NaOH 85%



Gambar B.10 Aliran neraca panas pada cooler

#### B.2.11.1 Aliran masuk

##### 1. Aliran masuk F<sub>25</sub> dengan suhu 50°C (323,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH

$$\begin{aligned}
\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT &= A (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\
&= [(87,639 (323,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2}) (323,15^2 - 298,15^2))
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + \left( \frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3} \right) (323,15^3 - 298,15^3) + \left( \frac{1,18 \times 10^{-9}}{4} \right) (323,15^4 - 298,15^4) \\
& = 2177,1445 \text{ kJ/kmol} \\
& = 54,4326 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{25_{NaOH}} & = m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
& = 5167,0640 \text{ kg/jam} \times 54,4326 \text{ kJ/kg} \\
& = 281257,2292 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT & = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
& = [(92,053(323,15 - 298,15) + \left( \frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2} \right) (323,15^2 - 298,15^2)) \\
& + \left( \frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3} \right) (323,15^3 - 298,15^3) + \left( \frac{5,35 \times 10^{-7}}{4} \right) (323,15^4 - 298,15^4)] \\
& = 1883,0200 \text{ kJ/kmol} \\
& = 104,5773 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{25_{H_2O}} & = m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
& = 911,8348 \text{ kg/jam} \times 104,5773 \text{ kJ/kg} \\
& = 95357,2874 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran masuk F25 (Q<sub>in</sub>)**

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{25} & = 281257,2292 + 95357,2874 \\
& = 375514,5166 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### B.2.11.2 Aliran Keluar

#### 1. Aliran keluar F26 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH



$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(87,639(303,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(303,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))] \\
&= 435,5761 \text{ kJ/kmol} \\
&= 10,8902 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{26NaOH} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
&= 775,0596 \text{ kg/jam} \times 10,8902 \text{ kJ/kg} \\
&= 8440,5703 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- **Menghitung kalor (Q) NaOH.H<sub>2</sub>O**

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(87,639(303,15 - 298,15) + (\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(303,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))] \\
&= 286,4019 \text{ kJ/kmol} \\
&= 4,9377 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{26NaOH.H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
&= 5303,0294 \text{ kg/jam} \times 4,9377 \text{ kJ/kg} \\
&= 26184,8158 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

- **Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O**

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(92,053 (303,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 377,4863 \text{ kJ/kmol} \\
&= 20,9644 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{26_{H_2O}} &= m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\
&= 0,8098 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg} \\
&= 16,9770 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

#### Menghitung total kalor pada aliran keluar F26 (Q<sub>out</sub>)

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{26} &= 8440,5703 + 26184,8158 + 16,9770 \\
&= 34642,3632 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

#### B.2.11.3 Menghitung Entalpi Kristalisasi

- Menghitung kalor (Q) kristalisasi NaOH

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(87,639 (303,15 - 298,15) + ((\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2)) \\
&\quad + ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 286,4019 \text{ kJ/kmol} \\
&= 7,1605 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$Q_{kristalisasi NaOH} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 4392,0044 \text{ kg/jam} \times 7,1605 \text{ kJ/kg}$$

$$= 31449,3223 \text{ kJ/jam}$$

• **Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O**

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053(303,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))]$$

$$= 377,4863 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{kristalisasi H_2O} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 911,0250 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg}$$

$$= 19099,1638 \text{ kJ/jam}$$

**Menghitung total kalor (Q) kristalisasi**

$$\text{Total } Q_{kristalisasi} = 31449,3223 + 19099,1638$$

$$= 50548,4862 \text{ kJ/jam}$$

**Neraca panas total**

$$Q_{in} + Q_{kristalisasi} = Q_{out} + Q_{serap}$$

$$Q_{serap} = (Q_{in} + Q_{kristalisasi}) - Q_{out}$$

$$Q_{serap} = (376614,5166 + 50548,4862) - 34642,3632$$

$$Q_{serap} = 392520,6396 \text{ kJ/jam}$$

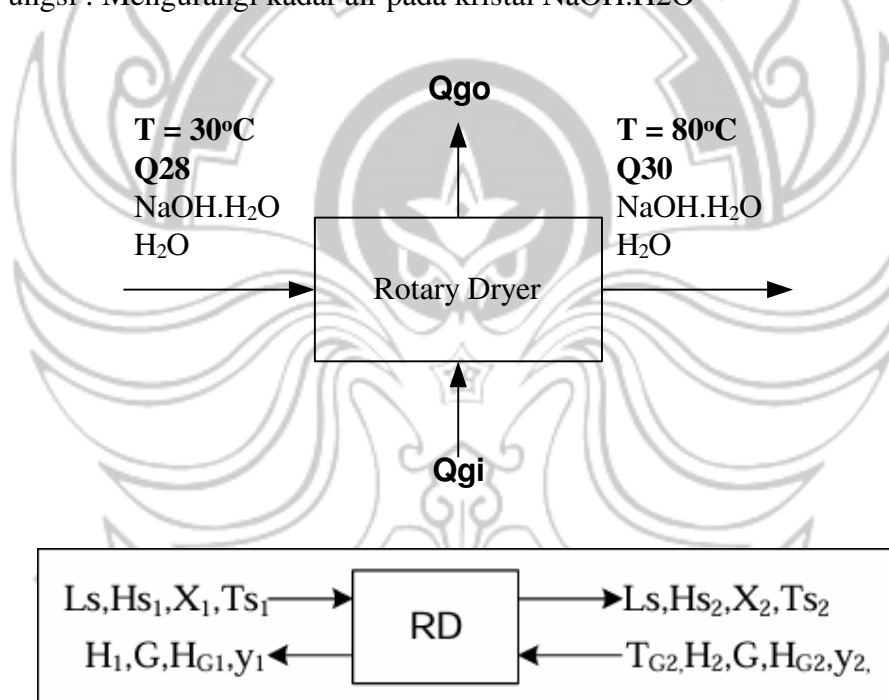
Tabel B.16 Neraca Panas Crystallizer (CR-01)

Q <sub>in</sub>		Q <sub>out</sub>	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>25</sub>	375514,5166	Q <sub>26</sub>	34642,3632
Q <sub>kristalisasi</sub>	50548,4862	Q <sub>serap</sub>	393530,6396

Total	427163,0028	Total	1427163,0028
-------	-------------	-------	--------------

### B.2.11 Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi : Mengurangi kadar air pada kristal NaOH.H<sub>2</sub>O



Gambar B.11 Aliran neraca panas pada cooler

#### B.2.11.1 Aliran masuk

##### 1. Aliran masuk F28 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH.H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pd}T = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$\begin{aligned}
&= [(87,639 (303,15 - 298,15) + ((\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))) \\
&+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))] \\
&= 286,4019 \text{ kJ/kmol} \\
&= 4,9377 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{28NaOH.H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 5303,0294 \text{ kg/jam} \times 4,9377 \text{ kJ/kg} \\
&= 26184,8158 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

• **Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O**

$$\begin{aligned}
\int_{T_{ref}}^T C_p dT &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\
&= [(92,053 (303,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2}) (303,15^2 - 298,15^2))) \\
&+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3}) (303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4}) (303,15^4 - 298,15^4))] \\
&= 377,4863 \text{ kJ/kmol} \\
&= 20,9644 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{28H_2O} &= m \times \int_{T_{ref}}^{T} C_p dT \\
&= 0,0404 \text{ kg/jam} \times 20,9644 \text{ kJ/kg} \\
&= 0,8488 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

**Menghitung total kalor pada aliran masuk F28 (Q<sub>in</sub>)**

$$\begin{aligned}
\text{Total } Q_{28} &= 26184,8158 + 0,8488 \\
&= 26185,6647 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

**B.2.11.2 Aliran Keluar**

**1. Aliran keluar F29 dengan suhu 30°C (303,15 K)**

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053(303,15 - 298,15) + ((\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(303,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(303,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(303,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 4136,3712 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 229,7218 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{29_{H_2O}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 0,0396 \text{ kg/jam} \times 229,7218 \text{ kJ/kg}$$

$$= 9,1154 \text{ kJ/jam}$$

## 2. Aliran keluar F30 dengan suhu 30°C (303,15 K)

- Menghitung kalor (Q) NaOH.H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(87,639(353,15 - 298,15) + ((\frac{-4,83 \times 10^{-4}}{2})(353,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-4,54 \times 10^{-6}}{3})(353,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{1,18 \times 10^{-9}}{4})(353,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 3188,8543 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 54,9774 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{30_{NaOH.H_2O}} = m \times \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$= 5303,0294 \text{ kg/jam} \times 54,9774 \text{ kJ/kg}$$

$$= 291546,7887 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kalor (Q) H<sub>2</sub>O

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= [(92,053(353,15 - 298,15) + (\frac{-4,00 \times 10^{-2}}{2})(353,15^2 - 298,15^2))$$

$$+ ((\frac{-2,11 \times 10^{-4}}{3})(353,15^3 - 298,15^3)) + ((\frac{5,35 \times 10^{-7}}{4})(353,15^4 - 298,15^4))$$

$$= 4136,3712 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 229,7218 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{30_{H_2O}} = m \times \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_p dT$$

$$= 0,00080 \text{ kg/jam} \times 229,7218 \text{ kJ/kg}$$

$$= 0,1860 \text{ kJ/jam}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar F30**

$$\text{Total } Q_{30} = 291546,7887 + 0,1860$$

$$= 291546,9748 \text{ kJ/jam}$$

**Menghitung total kalor pada aliran keluar (Q<sub>in</sub>)**

$$\text{Total } Q_{out} = 9,1154 + 291546,9748$$

$$= 291556,0902 \text{ kJ/jam}$$

**Menentukan Suhu Udara Masuk Rotary Dryer**

Asumsi : Udara kering yang dipakai bersuhu 30°C dengan relative humidity 5%, sehingga :

Suhu dry bulb (T<sub>G2</sub>) = 80°C

Didapatkan dari humidity chart :

Suhu wet bulb(T<sub>w</sub>) = 37,6°C

Humidity (H<sub>2</sub>) = 0,029 kg air/kg udara

**Menentukan Suhu udara dan suhu kristal keluar dari rotary dryer**

$$NTU = \ln \left( \frac{T_{G2} - T_w}{T_{G1} - T_w} \right) \text{ (Badger and Banchero, 1957)}$$

Rotary dryer beroperasi secara ekonomis bila harga NTU (Number of Transfer Unit) berjisar 1,5 – 2,5. Maka diambil nilai NTU yaitu :

$$T_{G1} = \left( \frac{T_{G2} - T_W}{e^{NTU}} \right) + T_W$$

$$T_{G1} = \left( \frac{80 - 37,6}{e^2} \right) + 37,6$$

$$T_{G1} = 43,34^\circ C$$

### Neraca Massa Komponen Air

Massa solid masuk (Ls1) = 5303,0295 kg

Massa solid keluar (Ls2) = 5303,0295 kg

$X_{H_2O \text{ masuk}} = 0,0404 \text{ kg/jam}$  (Lampiran A)

$$X = \frac{X_{H_2O \text{ masuk}}}{1 - X_{H_2O \text{ masuk}}}$$

$X_1 = 0,0421 \text{ kg air/kg NaOH.H}_2\text{O}$

$X_{H_2O \text{ keluar}} = 0,00081 \text{ kg/jam}$  (Lampiran A)

$$X_2 = \frac{X_{H_2O \text{ keluar}}}{1 - X_{H_2O \text{ keluar}}}$$

$X_1 = 0,0421 \text{ kg air/kg NaOH.H}_2\text{O}$

### Neraca Komponen Air

$$G.H_2 + Ls.X_1 = G.H_1 + Ls.X_2$$

$$G.(0,029) + 223,7805 = G.H_1 + 4,2978$$

$$0,029 G + 219,4826 = G.H_1 \text{ kg air/kg NaOH.H}_2\text{O} \dots \dots \text{(Pers.1)}$$

### Menghitung entalpi udara masuk dan keluar

- Menghitung entalpi udara masuk ( $H_{G2}$ )

Diketahui :

$$T_{G2} = 80^\circ C$$

$$T_0 = 0^\circ C$$

$$\lambda_0 = 2501 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2 = 0,029 \text{ kJ}$$

$$H_{G2} = C_s \cdot (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_0 \quad \text{(Pers. 9-10-24, Geankoplis, 1993)}$$

$$C_s = 1,005 + 1,88 \cdot H_2 \quad \text{(Pers. 9-10-24, Geankoplis, 1993)}$$

Keterangan :



$\lambda_0$  = panas laten air pada  $T_0$  ( $25^\circ\text{C}$ )

$H_2$  = humidity udara masuk

$C_s$  = humidity heat

Maka,

$C_s = 1,005 + (1,88 \times 0,029) = 1,0595$  kJ/kg udara kering

$H_{G2} = C_s \cdot (T_{G2} - T_0) + H_2 \cdot \lambda_0$   
 $= 157,2906$  kJ/kg udara kering

• **Menghitung entalpi udara keluar ( $H_{G1}$ )**

Diketahui :

$T_{G1} = 43,34^\circ\text{C}$

$T_0 = 0^\circ\text{C}$

$\lambda_0 = 2501$  kJ/kg

$H_1 = ?$

$H_{G1} = C_s \cdot (T_{G1} - T_0) + H_1 \cdot \lambda_0$  (Pers. 9-10-24, Geankoplis, 1993)

$C_s = 1,005 + 1,88 \cdot H_1$  (Pers. 9-10-24, Geankoplis, 1993)

Keterangan :

$\lambda_0$  = panas laten air pada  $T_0$  ( $25^\circ\text{C}$ )

$H_1$  = humidity udara masuk

$C_s$  = humidity heat

Maka,

$H_{G1} = C_s \cdot (T_{G1} - T_0) + H_1 \cdot \lambda_0$   
 $= (1,005 + 1,88 \cdot H_1) \cdot (43,34 - 0) + (H_1 \cdot 2501)$

$H_{G1} = 43,5549 + 2544,5549 \cdot H_1$

**Neraca Panas Total**

$G_s \cdot H_{G2} + L_s \cdot H_{S1} = G_s \cdot H_{G1} + L_s \cdot H_{S2}$  (Pers. 9.10-26, Geankoplis, 1993)

$157,2906 G + 26185,665 = (43,5549 + 2544,5549 H_1)G + 265361,31$

$113,7357 G = 2544,5549 G \cdot H_1 + 265361,31$

$113,7357 G - 265361,31 = 2544,5549 G \cdot H_1 \dots$  (Pers.2)

Substitusi Pers. 1 dan Pers. 2

$113,7357 G - 265361,31 = 2544,5549 (0,029 G + 291,4826)$

$$113,7357 G - 265361,31 = 73,7920 G + 558485,5253$$

$$113,7357 G - 73,7920 G = 558485,5253 + 265361,31$$

$$39,9436 = 823846,84$$

$$G = 20625,25 \text{ kg udara kering/jam}$$

Jadi, dengan memasukkan nilai ke persamaan 1, didapat humidity udara keluar dari rotary dryer,

$$H_1 \frac{0,029 \times 20625,25 + 219,4826}{20625,25} = 0,1126$$

$$H_{g1} = 43,5549 + (2544,5549 \times 0,1126) = 330,0199 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{ udara kering}$$

$$Q_{gi} = H_{g2} \cdot G = 3.244.159,01 \text{ kJ}$$

$$Q_{go} = H_{g1} \cdot G = 2.978.797,70 \text{ kJ}$$

$$Q_{28} = 26185,66 \text{ kJ}$$

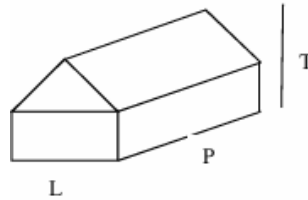
$$Q_{30} = 291546,97 \text{ kJ}$$

Tabel B.17 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)

Qin		Qout	
Komponen	Panas (kJ/jam)	Komponen	Panas (kJ/jam)
Q <sub>28</sub>	26185,66	Q <sub>30</sub>	291546,97
Q <sub>qi</sub>	3.244.159,01	Q <sub>go</sub>	2.978.797,70
Total	3.270.344,7	Total	3.270.344,7

## LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN

### C.1. Storage NaCl (S-01)



Gambar C.1 Storage NaCl (S-01)

Kode : S-01

Tipe : Bangunan berbentuk balok beratap

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku NaCl

- **Menghitung kapasitas storage NaCl**

Laju alir massa = 8435,02 kg/jam

Densitas = 2165 kg/m<sup>3</sup>

Laju volumetrik = 3,89 m<sup>3</sup>/jam

Direncanakan waktu tinggal selama 14 hari, maka :

Waktu tinggal = 24 × 14 = 336 jam

Sehingga :

Volume = 3,89 × 336 = 1309,08 m<sup>3</sup>

Kapasitas storage dengan over design 20% yaitu

Kapasitas storage = 1309,08 × (1,2)

= 1570,90 m<sup>3</sup>

- **Menghitung dimensi storage NaCl**

Gudang direncanakan berbentuk persergi Panjang

Volume storage = Panjang × lebar × tinggi

Ditetapkan :

Lebar =  $\frac{1}{2} P$

Tinggi =  $\frac{3}{4} P$

Substitusi nilai  $V = 1570,90 \text{ m}^3$

$1570,90 \text{ m}^3 = 0,088 P^3$

$P^3 = 12,09 \text{ m}$

Maka,

Lebar = 6,04 m

Panjang = 12,09 m

Tinggi = 9,06 m

Sedangkan untuk tinggi atap yaitu :

Tinggi atap =  $\frac{1}{3} T$

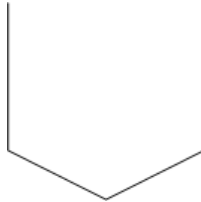
=  $\frac{1}{3} (9,06)$

= 3,02 m

#### Rangkuman Spesifikasi Storage NaCl (S-01)

Kode	: S-01
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku NaCl
Jenis	: Bangunan berbentuk balok beratap
Jumlah	: 1
Bahan konstruksi	: Beton
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Kapasitas	: 1570,90 m <sup>3</sup>
Panjang	: 12,09 m
Lebar	: 6,04 m
Tinggi	: 9,06 m

## C.2. Silo (SL-01)



Gambar C.2 Silo (SL-01)

Kode : SL - 01  
Tipe : Silinder tegak  
Fungsi : Menyimpan bahan baku NaCl

### Komponen masuk

NaCl = 8435,02 kg/jam  
 $f = 2165 \text{ kg/m}^3 ; 135,157 \text{ lb/ft}^3$

### • Menentukan kapasitas

Kapasitas silo selama 7 hari :

$$\begin{aligned} Q &= 8435,02 \times 24 = 202440,55 \text{ kg/hari} \\ &= 202440,55 \times 7 = 1417083,86 \text{ kg/minggu} \\ &= 3124131,422 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka volume yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Volume silo} &= \frac{3124131,422}{135,157} \\ &= 23114,89 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Over design = 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume design} &= 23114,89 \times 1,2 \\ &= 27737,87 \text{ ft}^3/\text{jam} ; 784,98 \text{ m}^3 ; 207493,73 \text{ gallon} \end{aligned}$$

### • Menentukan dimensi silo

Diameter efektif keluaran silo ( $d_{\text{eff}}$ ) dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$G = \frac{\pi}{4} * \rho_s * d_{\text{eff}}^{2.5} * g^{0.5} * \left( \frac{1 - \cos \beta}{2 \sin^3 \beta} \right)^{0.5} \quad (\text{Coulson Vol.2 2002})$$

Diketahui :

$$G \text{ (laju alir massa)} = 8435,02 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 2165 \text{ kg/m}^3$$

$$(d_{\text{eff}}) = m$$

$$g \text{ (percepatan gravitasi)} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\beta \text{ (sudut antara dinding silo)} = 45^\circ$$

Sehingga :

$$d_{\text{eff}} = \frac{4 \times 8435,02}{3,14 \times 2165 \times 9,8^{0,5}} \times \left( \frac{1 - \cos 45}{2 \times \sin^3 45} \right)$$

$$d_{\text{eff}} = 2,5554 \text{ m ; } 8,38 \text{ ft}$$

$$d_{\text{eff}} = d$$

maka,

$$\text{Volume total} = V_{\text{shell}} + V_{\text{konis}}$$

$$\text{Volume total} = 1,57 \cdot D^3 + 0,1308 (D^3 - d^3)$$

$$277737,87 = 1,57 \cdot D^3 + 0,1308 (D^3 - d^3)$$

$$277737,87 = 1,7008 D^3 - 76,98$$

$$227814,86 = 1,7008 D^3$$

$$D^3 = \frac{227814,86}{1,7008} = 16353,98 \text{ ft}^3$$

$$D = 25,38 \text{ ft ; } 7,73 \text{ m}$$

Digunakan perbandingan  $H/D = 2$  (Tabel 4.27. Ulrich, 1984:248)

$$H = 16353,98 \times 2$$

$$= 50,76 \text{ ft ; } 15,47 \text{ m}$$

Untuk h konis diperoleh :

$$h = 0,5 (D-d) \text{ (Hesse, pers 4-17, hal 92)}$$

$$= 0,5 (25,38 - 8,38)$$

$$= 8,50 \text{ ft ; } 2,59 \text{ m}$$

$$V_{\text{konis}} = 0,1308 (D^3 - d^3)$$

$$= 2139,10 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{shell}} = \text{Volume total} - \text{Volume konis}$$

$$= 25598,77 \text{ ft}^3$$

Maka tinggi silo :

$$H_{\text{total}} = H + h$$

$$= 50,76 + 8,50$$

$$= 59,26 \text{ ft ; } 18,06 \text{ m}$$

- **Menentukan tekanan design**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm ; } 14,7 \text{ psi}$$

Over design 10% (Walas,1988)

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 1,1$$

$$= 14,7 \times 1,1 = 16,16 \text{ psi}$$

- **Menentukan tebal silinder (ts)**

$$ts = \frac{R_i P}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

Ts : Tebal dinding shell

P : Tekanan design

Ri : Jari-jari

F : Tekanan maksimum

E : Efisiensi

C : Faktor korosi

Diketahui,

P : 16,16 psi

Ri : 152,29 in

f : 12,650 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{16,16 \cdot 152,29 \text{ in}}{(12,650 \times 80\%) - (0,6 \times 16,16)} + 0,125$$

$$ts = 0,3683 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

$$\text{Tebal standar} = 3/8 \text{ in atau } 0,3175 \text{ in} = 0,03125 \text{ ft ; } 0,00079 \text{ m}$$

- **Menentukan tebal head (th)**

$$th = \frac{P \cdot D}{(2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P))} + C \quad (\text{Pers 6.154, Brownell and Young})$$

$$th = \frac{16,16 \times 304,59}{(2 \cos 45 (12650 \times 80\% - 0,6 \cdot 16,16))} + 0,125$$

$$th = 0,588 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

$$\text{Tebal standar} = 5/8 \text{ in atau } 0,6250 \text{ in} = 0,052 \text{ ft ; } 0,059 \text{ m}$$

<b>Rangkuman Spesifikasi Silo (SL-01)</b>	
Kode	: SL-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku NaCl
Jenis	: Silinder tegak
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-283 Grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Diameter silo	: 7,73 m
Tebal shell	: 0,03 in
Tebal head	: 0,62 in
Tinggi silo	: 18,06 m
Volume tangki	: 785,44 m <sup>3</sup>



### C.3. Mixer Tank (MT-01)



Gambar C.3 Mixer Tank

Kode : MT - 01

Tipe : Tangki Silinder dengan pengaduk

Fungsi : Melarutkan NaCl dengan air proses

Kondisi proses :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa : 26.437,1232 kg/jam

Densitas campuran : 74,39 lb/ft<sup>3</sup>

Laju alir volumetrik : 22,1849 m<sup>3</sup>/jam

- **Menentukan dimensi mixer**

**Volume mixer**

Over design = 10%

Volume cairan mixer = 22,1849 × 1,1  
= 24.4034 m<sup>3</sup>

Maka,

Volume mixer = 24,4032 × 1,1  
= 26.8437 m<sup>3</sup> = 1638106,36 in<sup>3</sup>

**Diameter mixer**

Perbandingan H = 2 D

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 24,4034}{3,14 \times 2}} = 1,98 \text{ m} = 77,98 \text{ in}$$

Sehingga, tinggi mixer

$$H = 1,98 \times 2 = 3,96 \text{ m} = 155,96 \text{ in}$$

- **Menentukan tekanan design**

**Menghitung tekanan hidrostatik**

$$\rho_m = \frac{\text{Massa}}{V} = 1191,67 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = \rho_m \times g \times h = 46264,99 \text{ Pa}$$

**Menghitung P<sub>operasi</sub>**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

**Menghitung P<sub>design</sub>**

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ = 25,69 \text{ psi}$$

- **Menentukan tebal dinding**

$$t = \frac{P R_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

Ts : Tebal dinding shell

P : Tekanan design

Ri : Jari-jari

F : Tekanan maksimum

E : Efisiensi

C : Faktor korosi

Diketahui,

P : 25,69 psi

Ri : 38,99 in

f : 18,750 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{25,69 \cdot 38,99 \text{ in}}{(18,750 \times 80\%) - (0,6 \times 26,69)} + 0,125$$

$$ts = 0,1919 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

$$\text{Tebal standar} = \frac{1}{4} \text{ in atau } 0,25 \text{ in} = 0,0063 \text{ m.}$$

$$\text{ID shell} = 77,98 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Standarisasi OD} &= \text{ID} + 2 \times ts \\ &= 78,48 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

$$\text{OD standar} = 84 \text{ in ; } 2,13 \text{ m ; } 7\text{ft}$$

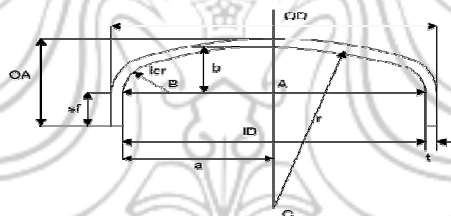
$$\text{icr} = 5,13 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ID standar} \\ &= 83,5 \text{ in ; } 2,12 \text{ m ; } 6,95 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 83,5 \times 2 \\ &= 167 \text{ in ; } 4,24 \text{ m ; } 13,91 \text{ ft} \end{aligned}$$

- **Perancangan head mixer**



*Fig.5.8 Brownell and Young*

Gambar C.4 Head Mixer

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Head.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. **Torispherical Flanged & Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk P op atmosferic dan harganya cukup ekonomis.

3. **Elliptical Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Head.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Head.

- **Menentukan dimensi tutup atas dan bawah**

- a. Menentukan tebal head (th)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{T}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for torispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{84}{5,13}} \right) = 1,76 \text{ in}$$

$$th = \frac{(25,69 \times 84 \times 1,76)}{(2 \times 18750 \times 80\%) - (0,2 \times 25,69)} + 0,125$$

$$th = 0,2518 \text{ in ; } 0,006 \text{ m ; } 0,020 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,2518 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal head standar = 5/16 in atau 0,3125 in

Dengan ukuran th diatas maka tebal head (th) = tebal bottom (tb) = 0,3125 in.

- b. **Menghitung tinggi head**

Untuk th = 0,3125 in, maka di peroleh ;

$$Sf = 3_{1/2} ; 3,5 \text{ in ; } 0,0889 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$ID = OD - 2 \times th$$

$$= (84-2) \times 0.3125$$

$$= 83,37 \text{ in} ; 6,94 \text{ ft} ; 2,11 \text{ m}$$

$$a = ID/2 = 41,68 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 41,68 - 5,13 = 36,56 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 84 - 5,13 = 78,88 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{78,88^2 - 36,56^2} = 69,88 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 84 - 69,88 = 14,22 \text{ in} ; 0,35 \text{ m}$$

$$H \text{ head} = sf + b + t \text{ head}$$

$$= 3,5 + 14,22 + 0,3125$$

$$= 17,92 \text{ in} ; 0,44 \text{ m}$$

**c. Menghitung volume head**

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} 3,14 \cdot 83,5^2 \cdot 167$$

$$= 914027,11 \text{ in}^3 ; 14,97 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 \cdot D^3$$

$$= 0,000049 \times 83,375^3$$

$$= 28,39 \text{ in}^3 ; 0,00046 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot sf$$

$$= \frac{3,14}{4} 83,37^2 \times 3,5$$

$$= 19098,94 \text{ in}^3 ; 0,3128 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total head} = \text{Volume head} + \text{Volume sf}$$

$$= 28,39 + 19098,94$$

$$= 19127,34 \text{ in}^3 ; 0,3150 \text{ m}^3$$

- **Perancangan bottom mixer**

Karena jenis head dan bottom pada mixer sama, maka dimensi dari bottom sama dengan head mixer yaitu :

$$\text{Tebal bottom (tb)} = 0,3125 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi bottom} = 17,92 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi sf} = 3,5 \text{ in ; } 0,08 \text{ m}$$

$$b = 14,11 \text{ in ; } 0,35 \text{ m}$$

$$\text{Volume bottom} = 189127,34 \text{ in}^3 ; 0,3132 \text{ m}^3$$

- **Menentukan tinggi dan volume total mixer**

$$h \text{ mixer} = h_{head} + h_{bottom} + h_{shell}$$

$$= 17,92 + 17,92 + 167$$

$$= 202,85 \text{ in ; } 5,15 \text{ m}$$

$$V \text{ total mixer} = V_{head} + V_{bottom} + V_{shell}$$

$$= 19127,34 + 19127,34 + 814027,11$$

$$= 952281,80 \text{ in}^3 ; 15,59 \text{ m}^3$$

- **Menentukan tinggi cairan total dalam mixer**

$$V \text{ cairan dalam shell} = \text{Volume cairan} - \text{Volume total bottom}$$

$$= 26,84 - 0,3133 = 26,53 \text{ m}^3$$

$$T \text{ cairan dalam shell} = \text{Tinggi total mixer} \times 80\%$$

$$= 4,12 \text{ m ; } 162,27 \text{ in}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam mixer,

$$H \text{ total} = h_{shell} + b_{bottom} + sf_{bottom}$$

$$= 4,12 + 0,35 + 0,088$$

$$= 4,56 \text{ m ; } 179,88 \text{ in}$$

- **Perancangan pengaduk**

$$\text{Volume yang diaduk} = 24,034 \text{ m}^3 ; 6446,70 \text{ gallon}$$

$$\text{Viskositas bahan} = 2,04 \text{ cp ; } 0,0014 \text{ lb/ft.s}$$

Jenis propeller yang digunakan yaitu *marine propeller*. Dengan spesifikasi "*marine propeller with 3 blades*" karena dapat digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas rendah.

Dengan data (Brown,1950) :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_l/D_i = 2,7- 3,9$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$W_b/D_i = 0,1$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} D_i$$

$$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} D_i$$

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

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

Dimana,

$D_i$  = Diameter pengaduk

$D_t$  = diameter dalam mixer

$Z_l$  = tinggi cairan dalam mixer

$W_b$  = lebar baffle

$Z_i$  = jarak pengaduk dari dasar tangki

$L$  = lebar pengaduk

Offset 1 = Jarak baffle dari tangki

Offset 2 = Jarak baffle dari permukaan cairan

Jumlah baffle 4 terisah 90° satu sama lain

$$\begin{aligned} D_t &= \text{ID standar} \\ &= 83,5 \text{ in ; } 2,12 \text{ m ; } 6,96 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned} D_i &= \frac{D_t}{3} \\ &= \frac{83,5}{3} \\ &= 27,83 \text{ in ; } 0,70 \text{ m ; } 2,31 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z_l &= D_i \times 3,9 \\ &= 27,83 \times 3,9 \\ &= 108,55 \text{ in ; } 2,75 \text{ m ; } 9,04 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z_i &= D_i \times 0,75 \\ &= 27,83 \times 0,75 \end{aligned}$$

$$= 20,87 \text{ in ; } 0,53 \text{ m ; } 1,73 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} W_b &= D_i \times 0,1 \\ &= 27,83 \times 0,1 \\ &= 2,78 \text{ in ; } 0,07 \text{ m ; } 0,23 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= D_i \times 0,25 \\ &= 27,83 \times 0,25 \\ &= 6,95 \text{ in ; } 0,17 \text{ m ; } 0,57 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Offset 1} &= 1/2 \times D_i \\ &= 1/2 \times 27,83 \\ &= 13,91 \text{ in ; } 0,35 \text{ m ; } 45,65 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Offset 2} &= 1/6 \times D_i \\ &= 1/6 \times 27,83 \\ &= 4,64 \text{ in ; } 0,11 \text{ m ; } 15,21 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= 1/5 \times D_i \\ &= 1/5 \times 27,83 \\ &= 5,56 \text{ in ; } 0,41 \text{ m ; } 0,46 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Panjang baffle} &= H \text{ mixer} - (\text{offset 1} + \text{offset 2}) \\ &= 184,29 \text{ in} \end{aligned}$$

• **Menghitung jumlah impeller**

$$\text{WELH} = Z_l \times s_g \quad (\text{Water Equivalen Liquid High})$$

$$S_g = \frac{\rho_l}{\rho_g} = \frac{1191,67}{997} = 1,195$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 2,75 \times 1,195 \\ &= 3,296 \text{ m ; } 10,81 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka,

$$\sum \text{impeller} = \frac{\text{WELH}}{D} \quad D=D_i$$

$$\sum \text{impeller} = \frac{3,296}{0,70} = 4,66$$

Sehingga jumlah impeller 4 buah

**Putaran Pengaduk**



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

$$N = \frac{600}{3,14 \times 2,31} \sqrt{\frac{10,81}{2 \times 2,31}}$$

$$= 125,77 \text{ rpm ; } 2,096 \text{ rps}$$

### Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{\rho \cdot \omega^2}{\mu}$$

Dimana :

$$p = 74,39 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,0014 \text{ ;b/ft.s}$$

$$D_i = 2,31 \text{ ft}$$

$$N = 2,083 \text{ rps (rps standar)}$$

$$Re = \frac{74,39 \times 2,083 \times 2,31^2}{0,0014}$$

$$= 608246,0938$$

Dari fig.477 (G.G. Brown, 1979) diperoleh  $N_p$  sebesar 0,75

Dimana :

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

Ket :

- $N_p$  : Power pengaduk
- $\rho$  : Densitas campuran
- $D_i$  : Diameter pengaduk
- $N_i$  : Kecepatan putar pengaduk

Diketahui,

- $N_p$  : 0,75
- $\rho$  : 1191,67 kg/m<sup>3</sup> ; 74,3936 lb/ft<sup>3</sup>
- $D_i$  : 0,70 m ; 2,319 ft
- $N_i$  : 2,08 rps

$$P_a = 0,75 \times 1191,67 \times 2,08^3 \cdot 0,70^5$$

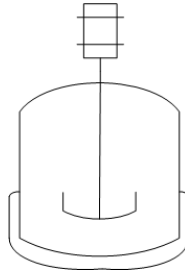
$$P_a = 1426,21 \text{ watt ; } 1.427 \text{ kW ; } 1052,59 \text{ lbft/s}$$

$P_a = 1,913 \text{ HP}$

Sehingga sesuai standar maka dipilih NP sebesar 2 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 ).

<b>Rangkuman Spesifikasi Mixer Tank (MT-01)</b>	
<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	: MT-01
Fungsi	: Melarutkan NaCl dengan air proses
Jenis	: Tangki silinder dengan pengaduk
Mode operasi	: <i>Semi batch</i>
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas Maksimum	: 15.59 m <sup>3</sup>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Kondisi proses	: Non istermal
Tekanan	: 1 atm
<b>Konstruksi dan material</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 240 grade C</i>
OD shell	: 2,12 m
Tebal shell	: 0,25 in
Tinggi total	: 5,15 m
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis pengaduk	: <i>Marine propeller with 3 blade</i>
Diameter pengaduk	: 0,70 m
Kecepatan pengaduk	: 125 rpm
Power pengaduk	: 2 Hp
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,07 m

#### C.4. Reactor Tank (R-01)



Gambar C.5 Reactor Tank

Kode : R- 01

Tipe : CSTR

Fungsi : Mereaksikan pengotor pada NaCl dengan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dan NaOH

Kondisi proses :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa : 26.512,85 kg/jam

Densitas campuran : 49,36 lb/ft<sup>3</sup>

Laju alir volumetrik : 33,5335 m<sup>3</sup>/jam

- **Menentukan dimensi**

**Volume reactor**

Over design = 20%

Volume cairan reactor = 33,5335 × 1,2

= 40,2402 m<sup>3</sup>

**Diameter reactor**

Perbandingan H = 2 D

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 40,24}{3,14 \times 2}} = 2,34 \text{ m} = 92,13 \text{ in}$$

Sehingga, tinggi *reactor*

$$H = 2,34 \times 2 = 4,68 \text{ m} = 184,26 \text{ in}$$

- **Menentukan tekanan design**

**Menghitung tekanan hidrostatik**

$$\rho_m = \frac{\text{Massa}}{V} = 790,64 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = \rho_m \times g \times h = 36.264,13 \text{ Pa}$$

**Menghitung  $P_{\text{operasi}}$**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

**Menghitung  $P_{\text{design}}$**

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ = 23,95 \text{ psi}$$

- **Menentukan tebal dinding**

$$t = \frac{P R_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

$T_s$  : Tebal dinding shell

$P$  : Tekanan design

$R_i$  : Jari-jari

$f$  : Tekanan maksimum

$E$  : Efisiensi

$C$  : Faktor korosi

Diketahui,

$P$  : 23,95 psi

$R_i$  : 46,07 in

$f$  : 18,750 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)

$E$  : 80%

$C$  : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{23,95 \cdot 46,07 \text{ in}}{(18,750 \times 80\%) - (0,6 \times 23,95)} + 0,125$$

$$ts = 0,1986 \text{ in}$$

Dari nilai  $ts$  diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar =  $\frac{1}{4}$  in atau 0,25 in = 0,0063 m.

ID shell = 92,13 in

Standarisasi OD = ID + 2 ×  $ts$   
= 92,63 in

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

**OD standar** = 96 in ; 2,44 m ; 8 ft

icr = 5,88 in

r = 96 in

**ID standar** = OD standar – 2 × ID standar

= 95,50 in ; 2,43 m ; 7,96 ft

H = 95,50 × 2

= 191 in ; 4,85 m ; 15,92 ft

- **Perancangan head reactor**

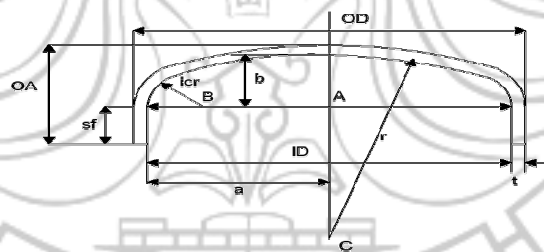


Fig.5.8 Brownell and Young

Gambar C.6 Head reactor

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Head.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

2. **Torispherical Flanged & Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk P op atmosferic dan harganya cukup ekonomis.
3. **Elliptical Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Head.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Head.

- **Menentukan dimensi tutup atas dan bawah**

- a. Menentukan tebal head (th)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{T}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for torispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{96}{5,88}} \right) = 1,76 \text{ in}$$

$$th = \frac{(23,95 \times 96 \times 1,76)}{(2 \times 18750 \times 80\%) - (0,2 \times 23,95)} + 0,125$$

$$th = 0,2600 \text{ in ; } 0,006 \text{ m ; } 0,0217 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,2600 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal head standar = 5/16 in atau 0,3125 in

Dengan ukuran th diatas maka tebal head (th) = tebal bottom (tb) = 0,3125 in.

- b. Menghitung tinggi head

Untuk  $t_h = 0,3125$  in, maka di peroleh ;

$$Sf = 3\frac{1}{2} ; 3,5 \text{ in} ; 0,0889 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times t_h \\ &= (96-2) \times 0.3125 \\ &= 95,38 \text{ in} ; 7,95 \text{ ft} ; 2,42 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = ID/2 = 47,69 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 47,69 - 5,88 = 41,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 96 - 5,88 = 90,13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{90,13^2 - 41,81^2} = 79,84 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 96 - 41,81 = 16,16 \text{ in} ; 0,41 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ head} &= sf + b + t \text{ head} \\ &= 3,5 + 16,16 + 0,3125 \\ &= 19,97 \text{ in} ; 0,51 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung volume head

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} 3,14 \cdot 95,5^2 \cdot 191 \\ &= 136744,68 \text{ in}^3 ; 22,40 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 \cdot D^3 \\ &= 0,000049 \times 85,38^3 \\ &= 42,51 \text{ in}^3 ; 0,00069 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot sf \\ &= \frac{3,14}{4} 95,38^2 \times 3,5 \\ &= 24992,33 \text{ in}^3 ; 0,4094 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= \text{Volume head} + \text{Volume sf} \\ &= 42,51 + 24992,33 \end{aligned}$$

$$= 25034,84 \text{ in}^3 ; 0,41 \text{ m}^3$$

- **Perancangan bottom reactor**

Karena jenis head dan bottom pada *reactor* sama, maka dimensi dari bottom sama dengan head *reactor* yaitu :

Tebal bottom (tb) = 0,3125 in

Tinggi bottom = 19,97 in

Tinggi sf = 3,5 in ; 0,088 m

b = 16,16 in ; 0,4105 m

Volume bottom = 25034,84 in<sup>3</sup> ; 0,4101 m<sup>3</sup>

- **Menentukan tinggi dan volume total reactor**

$$\begin{aligned} h_{reactor} &= h_{head} + h_{bottom} + h_{shell} \\ &= 19,97 + 19,97 + 191 \\ &= 230,95 \text{ in} ; 5,87 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{total \text{ reactor}} &= V_{head} + V_{bottom} + V_{shell} \\ &= 25034,84 + 25034,84 + 1367444,68 \\ &= 1417514,37 \text{ in}^3 ; 23,22 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- **Menentukan tinggi cairan total dalam reactor**

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan dalam shell}} &= \text{Volume cairan} - \text{Volume total bottom} \\ &= 33,53 - 0,4101 = 33,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{cairan dalam shell}} &= \text{Tinggi total reactor} \times 80\% \\ &= 4,69 \text{ m} ; 184,76 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam *reactor*,

$$\begin{aligned} H_{total} &= h_{shell} + b_{bottom} + sf_{bottom} \\ &= 4,69 + 0,35 + 0,088 \\ &= 5,19 \text{ m} ; 204,42 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Perancangan pengaduk**

Volume yang diaduk = 24,034 m<sup>3</sup> ; 6446,70 gallon

Viskositas bahan = 2,04 cp ; 0,0014 lb/ft.s

Jenis propeller yang digunakan yaitu *marine propeller*. Dengan spesifikasi "*marine propeller with 3 blades*" karena dapat digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas rendah.



Dengan data (Brown,1950) :

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl-Di = 2,7- 3,9$$

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

$$Wb/Di = 0,1$$

$$L/Di = 0,25$$

$$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} Di$$

$$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} Di$$

$$Dd = \frac{2}{3} Di$$

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

Dimana,

Di = Diameter pengaduk

Dt = diameter dalam *reactor*

ZL = tinggi cairan dalam *reactor*

Wb = lebar baffle

Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki

L = lebar pengaduk

Offset 1 = Jarak baffle dari tangki

Offset 2 = Jarak baffle dari permukaan cairan

Jumlah baffle 4 terisah 90° satu sama lain

$$\begin{aligned} Dt &= \text{ID standar} \\ &= 95,50 \text{ in ; } 2,42 \text{ m ; } 7,95 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned} Di &= \frac{\frac{Dt}{3}}{3} \\ &= \frac{95,5}{3} \\ &= 31,83 \text{ in ; } 0,81 \text{ m ; } 2,65 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Zl &= Di \times 3,9 \\ &= 31,83 \times 3,9 \\ &= 124,15 \text{ in ; } 3,15 \text{ m ; } 10,35 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$Zi = Di \times 0,75$$

$$= 31,83 \times 0,75$$

$$= 23,88 \text{ in ; } 0,61 \text{ m ; } 1,99 \text{ ft}$$

$$\text{Wb} = \text{Di} \times 0,1$$

$$= 31,83 \times 0,1$$

$$= 3,18 \text{ in ; } 0,08 \text{ m ; } 0,27 \text{ ft}$$

$$\text{L} = \text{Di} \times 0,25$$

$$= 31,83 \times 0,25$$

$$= 7,96 \text{ in ; } 0,20 \text{ m ; } 0,66 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 1} = 1/2 \times \text{Di}$$

$$= 1/2 \times 31,83$$

$$= 15,92 \text{ in ; } 0,40 \text{ m ; } 1,31 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 2} = 1/6 \times \text{Di}$$

$$= 1/6 \times 31,83$$

$$= 5,31 \text{ in ; } 0,14 \text{ m ; } 0,46 \text{ ft}$$

$$\text{W} = 1/5 \times \text{Di}$$

$$= 1/5 \times 31,83$$

$$= 6,37 \text{ in ; } 0,16 \text{ m ; } 0,53 \text{ ft}$$

Sehingga,

$$\text{Panjang baffle} = \text{H reactor} - (\text{offset 1} + \text{offset 2})$$

$$= 168,31 \text{ in ; } 4,27 \text{ m}$$

• **Menghitung jumlah impeller**

$$\text{WELH} = \text{Zl} \times \text{sg} \quad (\text{Water Equivalen Liquid High})$$

$$\text{Sg} = \frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{liquid}}} = \frac{790,63}{997} = 0,79$$

$$\text{WELH} = 3,15 \times 0,79$$

$$= 2,50 \text{ m ; } 8,20 \text{ ft}$$

Maka,

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{\text{WELH}}{D} \quad D=\text{Di}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{2,50}{0,81} = 3,09$$

Sehingga jumlah impeller 3 buah

### Putaran Pengaduk

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

$$N = \frac{600}{3,14 \times 2,65} \sqrt{\frac{8,20}{2 \times 2,65}}$$
$$= 89,57 \text{ rpm} ; 1,49 \text{ rps}$$

### Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{\rho \cdot N^3 \cdot D^5}{Re}$$

Dimana :

$$p = 49,36 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,0014 \text{ ;b/ft.s}$$

$$D_i = 2,65 \text{ ft}$$

$$N = 2,08 \text{ rps (rps standar)}$$

$$Re = \frac{49,36 \times 2,08 \times 2,65^2}{0,0014}$$

$$= 511642,33$$

Dari fig.477 (G.G. Brown, 1979) diperoleh  $N_p$  sebesar 0,65

Dimana :

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

Ket :

$N_p$  : Power pengaduk

$\rho$  : Densitas campuran

$D_i$  : Diameter pengaduk

$N_i$  : Kecepatan putar pengaduk

Diketahui,

$N_p$  : 0,65

$\rho$  : 790,64 kg/m<sup>3</sup> ; 49,36 lb/ft<sup>3</sup>

$D_i$  : 0,81 m ; 2,365 ft

$N_i$  : 2,08 rps

$$P_a = 0,65 \times 790,64 \times 2,08^3 \cdot 0,81^5$$

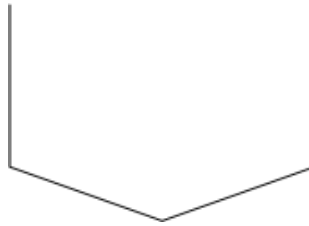
Pa = 1606,02 watt ; 1.61 kW ; 1184,47 lbft/s

Pa = 2,15 HP

Sehingga sesuai standar maka dipilih NP sebesar 3 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 ).

<b>Rangkuman Spesifikasi Reactor Tank (R-01)</b>	
Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan pengotor pada NaCl dengan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> dan NaOH
Jenis	: Tangki silinder dengan pengaduk
Mode operasi	: <i>Semi batch</i>
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas Maksimum	: 23.22 m <sup>3</sup>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Kondisi proses	: Non istermal
Tekanan	: 1 atm
<b>Konstruksi dan material</b>	
Bahan konstruksi	: <i>High alloy Steel SA 167 grade C type 304</i>
OD shell	: 2,44 m
Tebal shell	: 0,25 in
Tinggi total	: 5,87 m
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis pengaduk	: <i>Marine propeller with 3 blade</i>
Diameter pengaduk	: 0,81 m
Kecepatan pengaduk	: 125 rpm
Power pengaduk	: 3 Hp
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 0,08 m

### C.5. Clarifier (CL-01)



Gambar C.7 Clarifier Tank

Kode : CL- 01

Tipe : Tangki dengan tutup bawah berbentuk konis

Fungsi : Mengendapkan padatan dari *reactor tank*

#### Perhitungan kecepatan pengendapan :

Partikel yang terbentuk antara lain  $\text{CaCO}_3$  dan  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  dimana densitas tiap partikelnya :

$\text{CaCO}_3$  = 2710 kg/jam

$\text{Mg}(\text{OH})_2$  = 2500 kg/jam

Maka diameter partikel diambil dari densitas rata-rata partikel

$$\rho_p = \frac{\text{CaCO}_3 + \text{Mg}(\text{OH})_2}{2}$$
$$\rho_p = \frac{2710 + 2500}{2} = 2605 \text{ kg/jam}$$

asumsi pada clarifier berlaku hukum Stokes (Hal. 817 Geankoplis, 1993), maka digunakan persamaan berikut

$$V_t = \frac{g \times D_p^2 \times (\rho_p - \rho_c)}{18 \times \mu}$$

Nilai diameter partikel  $D_p$  = 0,00001 m (asumsi)

Viskositas larutan = 0,79 cp = 0,008 kg/m.s

$$V_t = \frac{9,8 \times 0,00001^2 \times (2605 - 95,05)}{18 \times 0,008}$$

$V_t = 0,00017 \text{ m/s}$

### Perhitungan ukuran clarifier

Tinggi clarifier,  $H = Vt \times t$

Ditetapkan waktu pengendapan partikel yaitu 12 jam = 42000 detik, maka tinggi clarifier yaitu

$$\begin{aligned} H &= 0,00017 \text{ m/s} \times 42000 \text{ s} \\ &= 7,47 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\text{Volume larutan} = 17,40 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} = 208,89 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume clarifier} = 208,89 \text{ m}^3 \times 1,2 = 250,67 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam clarifier} = 7,47 \times 80\% = 5,97 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi konis (Hk)} = 1/3 H = 1/3 \times 7,47 = 2,49 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell (Hs)} = H - Hk = 7,47 - 2,49 = 4,98 \text{ m}$$

Maka ,

$$D^2 = \frac{1}{4} \cdot \frac{250,67}{12} + \frac{1}{12} \cdot \frac{250,67}{30}$$

$$\begin{aligned} D^2 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 4,98 + \frac{1}{12} \times 3,14 \times 2,49 \times 0,577 \\ &= 58,47 \text{ m}^3 ; 2302,23 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D = 3,88 \text{ m} ; 152,81 \text{ in}$$

### Rangkuman Spesifikasi Clarifier (CL-01)

#### Spesifikasi Umum

Kode	: CL-01
Fungsi	: Mengendapkan padatan dari <i>reactor tank</i>
Jenis	: Tangki dengan tutup bawah berbentuk konis
Bahan konstruksi	: Beton
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 250,67 m <sup>3</sup>
Diameter	: 3,88 m

Ketinggian	: 7,47
Waktu pengendapan	: 12 jam

### C.6. Ion exchange (IE-01)



Gambar C.8 Ion Exchanger (IE-01)

Kode : IE- 01

Tipe : Tangki silinder dengan *fixed bed*

Fungsi : Menghilangkan kadar ion Ca dan Mg pada larutan *brine*

Kondisi proses :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa : 25919,03 kg/jam

Densitas campuran : 1191,67 lb/ft<sup>3</sup>

Laju alir 29randt129ri : 21,74 m<sup>3</sup>/jam

- Mencari molaritas dari ion Ca dan Mg

Diketahui,

Volume larutan = 21,74 m<sup>3</sup>/jam ; 21745,98 L/jam

Mol Ca yang akan dihilangkan = 0,018 kmol ; 18,98 mol

Mol Mg yang akan dihilangkan = 0,021 kmol ; 21,25 mol

Sehingga,

Molaritas Ca dalam larutan yang akan dihilangkan =  $\frac{18,98}{21,74} = 0,00087 \text{ mol/L/jam}$

Molaritas Mg dalam larutan yang akan dihilangkan =  $\frac{21,25}{21,74} = 0,00097 \text{ mol/L/jam}$

- **Menghitung dimensi ion exchange**

Resin Na yang digunakan yaitu *polystyrene sulfonate*

Parameter ion exchange (Lenntech, Tabel 3) :

Kapasitas resin = 1,2 eq/L resin

Massa jenis resin = 1061,0040 kg/m<sup>3</sup> ; 66,23 (lb/ft<sup>3</sup>)

Untuk 1 cycle = 7 hari ; 168 jam

Volume resin kation yang dibutuhkan untuk 1 cycle = 791,7029 L ; 0,7917 m<sup>3</sup>

Diameter tangki = 1 m ; 3,2 ft

Luas penampang =  $\frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1^2}{4}$   
= 0,785 m<sup>2</sup>

Tinggi resin =  $\frac{\text{volume resin}}{\text{luas penampang}} = 1,0085 \text{ m}$

Ruang kosong = 75% dari tinggi resin  
= 0,7056 m

Lapisan pasir = 50% dari tinggi resin  
= 0,5042 m

Graver drancang dari anitrofit dengan tebal 12-14 in (Powell, 1954).

Dipilih tebal = 13 in ; 0,33 m

Sehingga tinggi bed total = tinggi resin + tinggi lapisan pasir + tinggi graver  
= 1,0085 + 0,5042 + 0,3302

Volume bed total = 1,44 m<sup>3</sup>

Sehingga,

Tinggi tangki total = Tinggi bed + tinggi ruang kosong  
= 1,44 + 0,75 = 2,59 m

Volume tangki =  $\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$   
=  $\frac{3,14}{4} \times 1^2 \times 2,59 = 2,04 \text{ m}^3$

- **Menghitung tekanan design**

Tekanan 30randtl30 bahan padat pada dasar tangka ditentukan dari persamaan jansen ( Mc. Cabe and Smith, 1985) sebagai berikut.



$$P_B = \frac{R \rho_B \left(\frac{\text{lb}}{\text{g}}\right)}{2MK} \left[1 - e^{-\frac{2MKZ_T}{R}}\right]$$

Dimana :

$P_B$	= tekanan 31randtl31 pada dasar tangki (lb/ft <sup>3</sup> )	
$f_b$	= densitas resin	= 66,23 (lb/ft <sup>3</sup> )
$\mu$	= koefisien friksi, 0,35-0,55	= 0,4
$K$	= rasion tekanan, 0,3 -0,6	= 0,5
$Z_T$	= tinggi bahan total dalam tangki	= 6,04 ft
$R$	= jari-jari	= 1,64 ft

Sehingga

$$P_B = 209,45 \text{ (lb/ft}^3\text{)} ; 1,45 \text{ psi}$$

Tekanan lateral yang dialami dinding tangki

$$P_l = K \times P_B$$

$$= 0,5 \times 209,45$$

$$= 0,7272 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan total} = 2,18 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan teoritis} = 16,88 \text{ psi}$$

Tekanan design dibuat 120% dari tekanan teoritis

$$\text{Tekanan design} = 20,2581 \text{ psi}$$

• **Menentukan tebal dinding**

$$t = \frac{P R_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

$T_s$  : Tebal dinding shell

$P$  : Tekanan design

$R_i$  : Jari-jari

$F$  : Tekanan maksimum

$E$  : Efisiensi

$C$  : Faktor korosi

Diketahui,

P : 20,25 psi  
 Ri : 19,68 in  
 f : 13,750 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)  
 E : 80%  
 C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{20,25 \cdot 19,68 \text{ in}}{(13,750 \times 80\%) - (0,6 \times 20,25)} + 0,125$$

$$ts = 0,1613 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar = 3/16 in atau 0,1875 in = 0,0047 m.

ID shell = 39,3701 in

Standarisasi OD = ID + 2 × ts

= 39,7451 in

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

**OD standar** = 40 in ; 1,01 m ; 3,33 ft

icr = 2,5 in

r = 40 in

**ID standar** = OD standar – 2 × ID standar

= 39,625 in ; 1,006 m ; 3,30 ft

H = 39,625 × 2,59

= 103 in ; 2,61 m ; 8,58 ft

- **Perancangan head ion exchange**

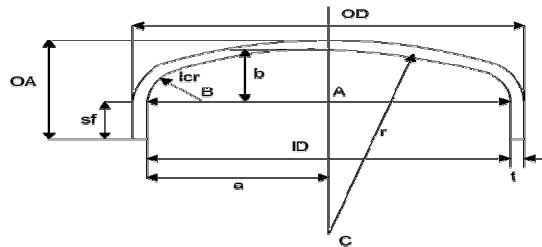


Fig.5.8 Brownell and Young

Gambar C.9 Head Ion exchange

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Head.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. Harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. **Torispherical Flanged & Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk P op 33randtl33ric dan harganya cukup ekonomis.
3. **Eliptical Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Head.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Head.

- **Menentukan dimensi tutup atas dan bawah**

- a. Menentukan tebal head (th)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{T}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$th = \frac{Prw}{(2Fe - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for toispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{40}{2,5}} \right) = 1,75 \text{ in}$$

$$th = \frac{(20,25 \times 40 \times 1,75)}{(2 \times 13750 \times 80\%) - (0,2 \times 20,25)} + 0,125$$

$$th = 0,1894 \text{ in ; } 0,004 \text{ m ; } 0,0157 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,1894 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal head standar = 1/4 in atau 0,25 in

Dengan ukuran th diatas maka tebal head (th) = tebal bottom (tb) = 0,25 in.

b. Menghitung tinggi head

Untuk th = 0,3125 in, maka di peroleh ;

$$Sf = 3 \text{ in ; } 0,0762 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times th \\ &= (40 - 2) \times 0,25 \\ &= 39,5 \text{ in ; } 3,29 \text{ ft ; } 1,0033 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = ID/2 = 39,5/2 = 19,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 19,75 - 2,5 = 17,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 40 - 2,5 = 37,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{37,5^2 - 17,25^2} = 33,29 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 40 - 33,29 = 6,70 \text{ in ; } 0,17 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ head} &= sf + b + t \text{ head} \\ &= 3 + 6,70 + 0,25 \\ &= 9,95 \text{ in ; } 0,25 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung volume head

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$\begin{aligned}\text{Volume shell} &= \frac{1}{4} 3,14 \cdot 39,625^2 \cdot 101 \\ &= 126955,82 \text{ in}^3 ; 2,07 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume head} &= 0,000049 \cdot D^3 \\ &= 0,000049 \times 39,5^3 \\ &= 3,01 \text{ in}^3 ; 0,000049 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot sf \\ &= \frac{3,14}{4} 39,5^2 \times 3 \\ &= 3674,38 \text{ in}^3 ; 0,0601 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume total head} &= \text{Volume head} + \text{Volume sf} \\ &= 3,01 + 3674,38 \\ &= 3677,40 \text{ in}^3 ; 0,0602 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- **Perancangan bottom ion exchange**

Karena jenis head dan bottom pada *ion exchange* sama, maka dimensi dari bottom sama dengan head *ion exchange* yaitu :

$$\text{Tebal bottom (tb)} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi bottom} = 9,95 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi sf} = 3 \text{ in} ; 0,076 \text{ m}$$

$$b = 6,70 \text{ in} ; 0,170 \text{ m}$$

$$\text{Volume bottom} = 3677,40 \text{ in}^3 ; 0,0602 \text{ m}^3$$

- **Menentukan tinggi dan volume total ion exchange**

$$\begin{aligned}h &= h_{head} + h_{bottom} + h_{shell} \\ &= 9,95 + 9,95 + 103 \\ &= 122,90 \text{ in} ; 3,12 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ total} &= V_{head} + V_{bottom} + V_{shell} \\ &= 3677,40 + 3677,40 + 126955,82 \\ &= 134310,64 \text{ in}^3 ; 2,2001 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- **Menghitung tinggi dan volume bed standard**

$$\text{Diameter tangki} = 1,0064 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,0064^2}{4}$$

$$= 0,7951 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi resin} = \frac{\text{volume resin}}{\text{luas penampang}} = 0,9955 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong} = 75\% \text{ dari tinggi resin}$$

$$= 0,7446 \text{ m}$$

$$\text{Lapisan pasir} = 50\% \text{ dari tinggi resin}$$

$$= 0,4978 \text{ m}$$

Graver di rancang dari anitrofit dengan tebal 12-14 in (Powell, 1954).

$$\text{Dipilih tebal} = 13 \text{ in ; } 0,33 \text{ m}$$

Sehingga tinggi bed total = tinggi resin + tinggi lapisan pasir + tinggi graver

$$= 0,9956 + 0,4978 + 0,3302$$

$$\text{Tinggi bed total} = 1,82 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume bed total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

$$= \frac{3,14}{4} \times 1,0064^2 \times 1,82 = 1,4501 \text{ m}^3$$

### Rangkuman Spesifikasi Ion Exchange (IE-01)

#### Spesifikasi Umum

Kode	:	IE-01
Fungsi	:	Menghilangkan kadar ion Ca dan Mg pada larutan <i>brine</i>
Jenis	:	Tangki silinder dengan <i>fixed bed</i>
Mode operasi	:	Kontinyu
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas resin	:	1,2.eq/L resin
Waktu cycle	:	168 jam

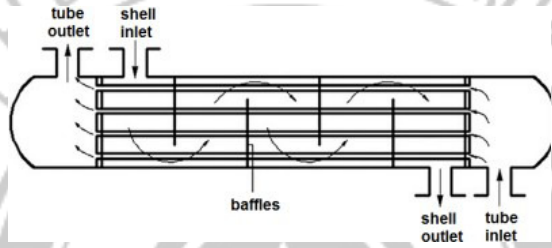
#### Kondisi Operasi

Kondisi proses	:	Non isothermal
Tekanan	:	1 atm

#### Kontruksi dan material

Bahan konstruksi	: Carbon steel Steel SA 201 gradeA
OD shell	: 1,02 m
Tebal shell	: 0,19 in
Tinggi total	: 3,12 m
Jenis head	: Torispherical Flanged & Dished
Volume bed	: 1.45 m <sup>3</sup>
Tinggi bed total	: 1,84 m

**C.7. Heater (H-01)**



Gambar C.10 Heater (H-01)

Kode : H- 01

Tipe : Shell and tube Heat Exchanger

Fungsi : Memanaskan larutan brine dari temperature 30°C hingga 90°C

**Kondisi operasi Feed :**

Fluida dingin : Larutan brine

Laju alir massa : 25912,75 kg/jam ; 57137,62 lb/jam

t<sub>1</sub> : 30°C ; 86°F

t<sub>2</sub> : 90 °C ; 194 °F

**Kondisi operasi steam :**

Fluida panas : steam

Laju alir : 2463,20 kg/jam ; 5431,36 lb/jam

T<sub>1</sub> : 150 °C ; 30 °F

T<sub>2</sub> : 120 °C ; 24 °F

**• Menghitung LMTD**

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

$$\text{LMTD} = \frac{162 - 144}{\ln\left(\frac{162}{144}\right)}$$

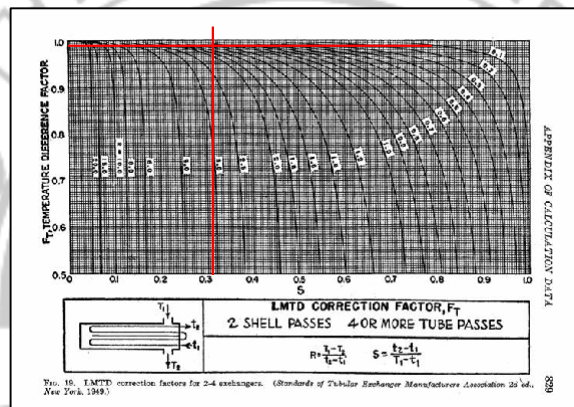
$$= 152,82 \text{ F}$$

### Koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,750 \text{ F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,33 \text{ F}$$

Pada buku D.Q Kern menggunakan 2 shell passes and 4 or more tube passes



Dari grafik mendapatkan nilai  $F_T = 0,98$

Sehingga,

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

$$= 152,82 \times 0,98$$

$$= 149,76 \text{ F}$$

### Menghitung temperature kalorik $T_c$ dan $t_c$

$$t_c = 158 + 40 = 122 \text{ }^\circ\text{F} \text{ fluida dingin}$$

$$T_c = 302 + 248 = 275 \text{ }^\circ\text{F} \text{ fluida panas}$$

### Menentukan luas transfer panas (Tabel 8 D.Q Kern)

$$\text{Hot fluida} = \text{steam}$$

$$\text{Cold fluida} = \text{Aqueous solutions}$$

$$U_d = 100 - 500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Luas Permukaan perpindahan panas (A)} = \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}}$$



$$Q = 5207954,91 \text{ Kj/jam} ; 4894694,46 \text{ Btu/jam}$$

$$U_d = 500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{LMTD} = 149,76 \text{ }^\circ\text{F}$$

Sehingga,

$$A = \frac{5207954,91}{500 \times 149,76}$$

$$= 65,35 \text{ ft}^2$$

### Trial UD

Dari tabel 10 D.Q Kern dipilih pendingin jenis *shell and tube* dengan spesifikasi sebagai berikut.

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in} ; 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,732 \text{ in} ; 0,061 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 10 \text{ in} ; 0,83 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan luar}(a't) = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Flow area tube}(a't') = 0,421 \text{ in}^2$$

$$\text{Pitch trigular}(PT) = 1,25 \text{ in} ; 0,104 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang}(L) = 4,7 \text{ ft} ; 1,43 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{Jumlah tube}(N_t) = \frac{A}{L \cdot a't} = 53,14$$

Dari tabel 9 D.Q.Kern dipilih nilai yang mendekati  $N_t$  yaitu 54. Maka digunakan OD 1 in : PT 1,25 sehingga diperoleh :

$$\text{ID shell} = 12,25 \text{ in} ; 1,104 \text{ ft} ; 0,33 \text{ m}$$

$$\text{Passed}(n) = 6$$

$$\text{Nilai terkoreksi} = L \times N_t \times a't = 29,53 \text{ ft}$$

$$\text{UD koreksi} = \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

$$= \frac{4894694,46 \text{ Bru/jam}}{29,53 \times 149,76} = 1106,70 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Sehingga data shell yang digunakan adalah dari tabel 9 D.Q.Kern yaitu :

$$\text{ID} = 13,25 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space} = \text{ID}/2 = 6,625 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 6$$

- **Menentukan fluida dingin dan panas**

Laju alir fluida dingin = 57137,62 lb/jam

Laju alir fluida panas = 5431,36 lb/jam

Laju alir fluida dingin dialirkan melalui *shell* dan fluida panas dialirkan melalui *tube*.

<b>Fluida dingin, (shell)</b>	<b>Fluida panas, (tube)</b>
<b>Flow area</b>	<b>Flow area</b>
ID shell = 13,25 in	$a't = 0,421 \text{ in}^2$
$C' = PT - OD = 0,25 \text{ in}$	$at = 0,1403 \text{ ft}^2$
B = 2,65 in	<b>Kecepatan massa (G)</b>
$as = ID \times (C' \times B/144 \times PT) = 0,076 \text{ ft}^2$	$Gt = W/at$
<b>Kecepatan massa (G)</b>	$= 38703,33 \text{ lb/jam.ft}^2$
$G_s = W/as$	$Vel = Gt/3600 \cdot 65.5$
$= 57137,62/0,076$	$= 0,1720 \text{ ft/s}$
$= 7498,47,46 \text{ lb/jam.ft}^2$	<b>Bilangan Reynold</b>
<b>Bilangan Reynold</b>	$\mu = 0,6773 \text{ lb/ft.hr}$
$\mu = 5,6123 \text{ lb/ft.hr}$	$De = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$ (Fig.28 D.Q Kern)
$De = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$ (Fig.28 D.Q Kern)	$Re_t = De \times Gt/\mu$
Kern)	$Re_t = 4714,009$
$Re_s = De \times G_s/\mu$	<b>Menentukan JH</b>
$Re_s = 319978,01$	$JH = 35$ (Fig. 28 D.Q Kern)
<b>Menentukan JH</b>	<b>Koefisien perpindahan panas</b>
$JH = 450$ (Fig. 28 D.Q Kern)	$ho = JH \times \left(\frac{k}{De}\right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$
<b>Menentukan bilangan 40randtl</b>	$= 95,78$
$k = 0,33 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}$ (Tabel.28 D.Q Kern)	<b>Faktor friksi</b>
$c = 1 \text{ Btu/lb.F}$	$f = 0,004$ (fig.25 D.Q Kern)
$\mu = 5,61 \text{ lb/ft.jam}$	$s = 1$ (tabel 6 D.Q Kern)
$Pr = (c \times \mu)^{1/3} / k = 5,66$	
<b>Koefisien perpindahan panas</b>	

$$h_i = JH \times \left(\frac{k}{D_e}\right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 10204,20 \text{ Btu/lb.F}$$

$$h_{io} = \left(\frac{ID}{OD}\right) \times h_i$$

$$= 7459,47 \text{ Btu/lb.F}$$

$$= 42413,64 \text{ W/m}^2.\text{C}$$

**Faktor friksi**

$$f = 0,001 \quad (\text{fig.25 D.Q Kern})$$

$$s = 0,98 \quad (\text{fig.6 D.Q Kern})$$

*Clean overall coefficient (UC)*

$$UC = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$UC = \frac{7469,47 \times 95,78}{7469,47 + 95,78}$$

$$= 191,57 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

*Dirt Overall coefficient (UD)*

$$UD = \frac{1}{\left(\frac{1}{UC}\right) + 0,003}$$

$$UD = \frac{1}{\frac{1}{191,57} + 0,003}$$

$$= 121,65 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

*Koreksi dirt factor (Rd)*

$$Rd = \frac{UC - UD}{UC \cdot UD}$$

$$Rd = \frac{191,57 - 121,65}{191,57 + 121,65}$$

$$= 0,003 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

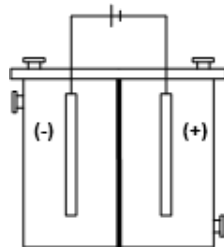
- Menghitung *pressure drop*

<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Menghitung $\Delta P_s$	Menghitung $\Delta P_t$
$f = 0,001$	$L = 4,7 \text{ ft}$
$(N+1) = 12 \times (L/B) = 21,28$	$D = 0,061 \text{ ft}$
$D_s$ (Diameter dalam <i>shell</i> ) = $ID/12 = 0,0920 \text{ ft}$	$S = 1$
$D_e$ (Diameter ekivalen <i>shell</i> ) = $0,0825 \text{ ft}$	$f = 0,004$
$S$ (specific gravity) = $0,98$	$n$ (jumlah passes) = $6$
$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$	$\Delta P_s = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s}$
$\Delta P_s = \frac{0,001 \times 749847,46^2 \times 0,0920 \times 21,28}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0825 \times 0,98}$	$\Delta P_s = \frac{0,004 \times 38703,33^2 \times 4,7 \times 6}{5,22 \times 10^{10} \times 0,061 \times 0,98}$
$\Delta P_s = 0,000852 \text{ psi}$	$\Delta P_s = 0,054147 \text{ psi}$

### Rangkuman Spesifikasi Heater (H-01)

Kode	: H-01
Fungsi	: Memanaskan larutan <i>brine</i> dari temperature $30^\circ\text{C}$ hingga $90^\circ\text{C}$
Jenis	: <i>Shell and tube</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-178 Grade C</i>
Surface area	: $0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$
Flow aliran tube	: $0,421 \text{ in}^2$
OD	: $0,083 \text{ ft}$
ID	: $0,061 \text{ ft}$

### C.8. Elektrolizer (EL-01)



Gambar C.12 Elektrolizer (EL-01)

Kode : EL – 01  
Tipe : Eltech's MDC – 66 ADCT  
Fungsi : Untuk mengelektrolisa larutan brine menjadi NaOH  
Laju massa masuk : 25912,75 kg/jam

#### Spesifikasi MDC – 66

*Current capacity* : 180 Ka  
*Current density* : 2,74 kA m<sup>-2</sup>  
*Voltage* : 3,10 V  
*NaOH capacity* : 6,16 ton/hari  
*Diaphragm life* : 3 -5 years  
*Diaphragm type* : polyramix non-asbestos diaphragm  
*Anode life* : 8 -10 years  
*Cathode life* : 3 -8 years

#### Menghitung jumlah Cell

$$G = k \times I \times t \times ME$$

Ket :

G = Massa NaOH

k = Faktor pembanding : 1/96500

I = Kuat arus

t = Waktu = 3600 detik

ME = Massa ekuivalen : 40/2

Maka,

$$I = \frac{G}{k \times t \times ME}$$

$$= \frac{513,70}{\left(\frac{1}{96500}\right) \times 3600 \times \left(\frac{40}{2}\right)}$$

$$= 692,53 \text{ kA}$$

Sehingga cell yang dibutuhkan,

$$\text{Jumlah cell} = \frac{I}{\text{NaOH Capacity}}$$

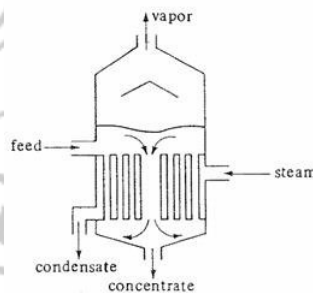
$$\text{Jumlah cell} = \frac{692,53}{6,16} = 112,42 \text{ buah}$$

Maka jumlah cell yang dibutuhkan sebesar 112 buah

#### Rangkuman Spesifikasi Elektrolizer (EL-01)

Kode	: EL-01
Fungsi	: Untuk mengelektrolisa larutan brine menjadi NaOH
Jenis	: Eltech's MDC – 66 ADCT
Jumlah cell	: 112 buah
Arus Listrik	: 692,53 kA
Diaphragm	: polyramix non-asbestos diaphragm

#### C.9. Evaporator Effect I (EV-01)



Gambar C.13 Evaporator Effect I (EV-01)

Kode : EV - 01

Fungsi : Memekatkan larutan NaOH 12% hingga 27%

Kondisi proses :

Temperatur : 90°C

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa : 21203,65 kg/jam ; 46746,06 lb/jam

Laju massa steam : 4538,59 lb/jam

• Mencari nilai T average

Fluida dingin : Larutan NaOH

t<sub>1</sub> : 90°C ; 363,15 K ; 194 °F

t<sub>2</sub> : 105 °C ; 378,15 K ; 221 °F

t avg : 97,5 °C ; 370,65 k ; 207,5 °F

Kondisi operasi steam :

Fluida panas : steam

T<sub>1</sub> : 150 °C ; 423,15 k ; 302 °F

T<sub>2</sub> : 100 °C ; 373,15 k ; 212 °F

T avg : 125 °C ; 398,15 K ; 257 °F

• Mencari nilai ΔT LMTD

Fluida Panas		Fluida dingin	Selisih temperatur
T <sub>1</sub> = 302 °F	Temperatur tinggi	t <sub>2</sub> = 221 °F	T <sub>1</sub> - t <sub>2</sub> = 81 °F
T <sub>2</sub> = 212 °F	Temperatur rendah	t <sub>1</sub> = 194 °F	T <sub>2</sub> - t <sub>21</sub> = 18 °F

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{81 - 18}{\ln \frac{81}{18}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 41,88 \text{ °F}$$

• Menentukan UD trial

Koefisien transfer panas overall dari tabel 8.3-1 Geankoplis, 1993 untuk long tube evaporator (natural circulation) yaitu 200-700 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F

Diambil UD = 200 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F

Sehingga,

$$Q = \frac{Q_c}{U_c \cdot \Delta t}$$

$$Q_{\text{steam}} = 4354654,82 \text{ kJ/jam ; } 4124420,75 \text{ Btu/hr}$$

(Lampiran B)

$$A = \frac{4354654,82}{200 \times 41,88}$$

$$A = 492,46 \text{ ft}^2$$

### PERANCANGAN HEAT AND EXCHANGER EVAPORATOR

Spesifikasi dari tabel 10 D.Q Kern.

Lay out	: Triangular pitch
n	: 1 lewatan
BWG	12
Panjang tube (ID)	: 12 – 14 ft
Dipilih Panjang tube (L)	: 24 ft ; 288 in
Pitch	: 1 in ; 0,083 ft
OD	: 0,75 in ; 0,0625 ft
a''	: 0,1963 in ; 2,355 in <sup>2</sup> /in
IDt	: 0,532 in ; 0,044 ft
a'	: 0,223 in <sup>2</sup> ; 0,00154 ft <sup>2</sup>
wall thickness	: 0,109 in ; 0,0090 ft

#### APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Gambar C. 14 Tabel Heat exchanger and condenser tube

maka nilai de,

$$d_e = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} P_T \times 0,86 P_T - \frac{1}{2} \pi d_o^2 \right)}{1/2 \pi d_o}$$



$$d_e = 0,7107 \text{ in}$$

$$D_e = 0,059 \text{ ft}$$

- **Menentukan UD kotor**

Mencari jumlah tube minimal

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' \cdot L} \\ &= \frac{492,46}{0,1963 \times 24} \\ &= 104,54 \end{aligned}$$

Nt yang mendekati 104,54 yaitu (tabel 9 D.Q Kern) :

$$N_t \text{ standar} = 109$$

$$\text{Passes} = 1$$

Dengan ,

$$\text{ID shell} = 12 \text{ in}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Akoreksi} &= N_t \times a'' \times L \\ &= 109 \times 0,1963 \times 24 \\ &= 512,52 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{UD kotor} = \frac{N_t \times \text{UD trial}}{N_t \text{ standar}}$$

$$\text{UD kotor} = \frac{104,53 \times 200}{109}$$

$$= 191,80 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F} ; 1089,09 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

- **Menentukan UD dan Rd**

**Spesifikasi tube yang digunakan**

Spesifikasi dari tabel 10 D.Q Kern.

Lay out : Triangular pitch

n : 2 lewatan

BWG 12

Panjang tube (ID) : 12 – 14 ft

Dipilih Panjang tube (L) : 24 ft ; 288 in

Pitch : 1 in ; 0,083 ft

OD : 0,75 in ; 0,0625 ft

a''	: 0,1963 in ; 2,355 in <sup>2</sup> /in
IDt	: 0,532 in ; 0,044 ft
a'	: 0,223 in <sup>2</sup> ; 0,00154 ft <sup>2</sup>
wall thickness	: 0,109 in ; 0,0090 ft
dengan Nt	: 109 buah

**Spesifikasi shell yang digunakan**

ID shell	: 12 in ; 1 ft
n'	: 1 lewatn
baffle space	: 0,2 – 1 ID shell (Coulson,1993)
dipilih baffle space	: 1 × ID shell
baffle space (B)	: 1 × 12 : 12 in ; 0,3049 m ; 1 ft
Jumlah baffle (N)	: L/baffle space : 24 buah
C' (clearance)	: PT – OD tube : 0,25 in ; 0,0208 ft
Pt	: 1 in ; 0,083 ft

<p><b>Tube</b></p> <p><b>Flow area</b></p> $ap = \frac{Nt \times a}{n \times 144}$ $\square = \frac{109 \times 0,223}{2 \times 144}$ <p>ap = 0,084 ft<sup>2</sup></p> <p><b>Menentukan laju alir massa (Gt)</b></p> $Gt = W/ap$ $= 46746,06/0,084$ $= 553867,87 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p><b>Bilangan Reynold</b></p> $Nre = \frac{Gt \times di}{\mu}$ <p>Nre = 7250,31</p> <p><b>Menentukan JH</b></p> <p>JH = 30 (Fig. 24 D.Q Kern)</p> <p><b>Koefisien perpindahan panas</b></p>	<p><b>Shell</b></p> <p><b>Flow area</b></p> $as = \frac{IDs \times c' \times B}{n \times Pt \times 144}$ $\square = \frac{12 \times 0,25 \times 12}{1 \times 1 \times 144}$ <p>as = 0,25 ft<sup>2</sup></p> <p><b>Menentukan laju alir massa (Gs)</b></p> $Gs = W/as$ $= 4538,59/0,25$ $= 18154,39 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p><b>Bilangan Reynold</b></p> $Nre = \frac{Gs \times De}{\mu}$ <p>Nre = 33822,78</p> <p><b>Koefisien perpindahan panas</b></p> <p>Untuk condensing steam nilai ho yaitu :</p> <p>ho = 1500 Btu/hr.ft<sup>2</sup>.F</p>
---	---

$h_i = JH \times \left(\frac{k}{D_e}\right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$ $= 555,69 \text{ Btu/lhr.ft}^2.\text{F}$ $h_{io} = \left(\frac{ID}{OD}\right) \times h_i$ $= 394,17 \text{ Btu/lhr.ft}^2.\text{F}$ $= 2238,22 \text{ W/m}^2.\text{C}$	
---	--

Clean overall coefficient (UC)

$$UC = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$UC = \frac{394,17 \times 1500}{394,17 + 1500}$$

$$= 312,14 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$= 1772,45 \text{ W/m}^2.\text{C}$$

Koreksi dirt factor (Rd)

$$R_d = \frac{UC - U_D}{UC \cdot U_D}$$

$$R_d = \frac{312,14 - 191,80}{312,14 + 191,20}$$

$$= 0,0020 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

$$= 0,00035 \text{ m}^2.\text{C/W}$$

- Menghitung pressure drop

<b>Tube</b>	<b>Shell</b>
Diketahui,	Diketahui,
Nre tube = 7250,31	Nre shell = 33822,78
Gt = 553867,87 lb/jam.ft <sup>2</sup>	Gs = 18154,39 lb/jam.ft <sup>2</sup>
<b>Menghitung friksi</b>	<b>Menghitung friksi</b>
Didapatkan dari fig.26 D.Q Kern	Didapatkan dari fig.29 D.Q Kern
f = 0,00032	f = 0,00017
<b>Mencari nilai S (specific gravity)</b>	<b>Menghitung harga N+1</b>
$s = \frac{\rho \text{ NaOH}}{\rho_{\text{ref}} (\text{water at } 4^\circ\text{C})}$	$N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$
s = 0,5167	$N + 1 = \frac{12 \times 288}{12}$
<b>Mencari ΔP Panjang tube</b>	

$\Delta P_s = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_i \times s}$ $\Delta P_s = \frac{0,0003 \times 663867,87^2 \times 24 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,044 \times 0,5167}$ $\Delta P_s = 3,9404 \text{ psi}$ <p><b>Mencari <math>\Delta P</math> tube passes</b></p> <p>Mencari nilai <math>\frac{\square^2}{2g}</math></p> <p>Didapatkan dari fig.27 D.Q Kern</p> $\frac{\square^2}{2g} = 0,004$ <p>Mencari nilai <math>\Delta P_n</math></p> $\Delta P_n = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$ $\Delta P_n = \frac{4 \times 2}{0,5167} \times 0,004$ $\Delta P_n = 0,061 \text{ psi}$ <p><b>Menghitung <math>\Delta P</math> total</b></p> $\Delta P \text{ total} = 4,0023 \text{ psi}$	$= 288,0000001 \text{ in}$ <p><b>Mencari nilai S (specific gravity)</b></p> $s = \frac{\rho \text{ superheated stean}}{\rho_{\text{ref}} (\text{udara at 1 atm 60F})}$ $s = 195,12$ <p><b>Mencari <math>\Delta P</math> Panjang shell</b></p> $\Delta P_s = \frac{f \times G s^2 \times I D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$ $\Delta P_s = \frac{0,00017 \times 18154,39^2 \times 288}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0592 \times 195,12}$ $\Delta P = 0,000022 \text{ psi}$
--	---

## PERANCANGAN EVAPORATOR

- Menentukan tebal dinding

$$\square = \frac{\square \square}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

- Ts : Tebal dinding shell
- P : Tekanan design
- Ri : Jari-jari
- F : Tekanan maksimum
- E : Efisiensi
- C : Faktor korosi

Diketahui,

- P : 17,64 psi

Ri : 6 in

f : 17,900 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{17,64 \cdot 6 \text{ in}}{(17,900 \times 80\%) - (0,6 \times 17,64)} + 0,125$$

$$ts = 0,1324 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar = 3/16 in atau 0,1875 in = 0,0047 m.

ID shell = 12 in

Standarisasi OD = ID + 2 × ts

$$= 12,3750 \text{ in}$$

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

**OD standar** = 14 in ; 0,35 m ; 1,16 ft

icr = 0,75 in

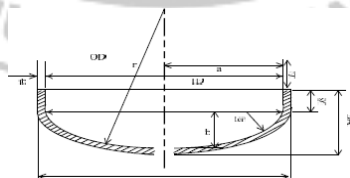
r = 12 in

**ID standar** = OD standar – 2 × ID standar

$$= 13,625 \text{ in ; } 0,3460 \text{ m ; } 1,1354 \text{ ft}$$

H = 288 in ; 7,31 m ; 24 ft

- **Perancangan *bottom evaporator***



Gambar C.15 *Bottom evaporator*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Bottom.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. **Torispherical Flanged & Dished Bottom.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk P op atmosferic dan harganya cukup ekonomis.
3. **Eliptical Dished Bottom.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Bottom.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Bottom.

- **Menentukan dimensi bawah**

- a. Menentukan tebal bottom (tb)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$tb = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for torispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{12}{0,75}} \right) = 1,75 \text{ in}$$

$$tb = \frac{(17,64 \times 12 \times 1,75)}{(2 \times 17900 \times 80\%) - (0,2 \times 17,64)} + 0,125$$

$$tb = 0,1379 \text{ in ; } 0,003 \text{ m ; } 0,0114 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,1379 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal head standar = 3/16 in atau 0,1875 in

b. Menghitung tinggi bottom

Untuk  $t_b = 0,1875$  in, maka di peroleh ;

$$Sf = 2 \text{ in ; } 0,0508 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times t_b \\ &= (12-2) \times 0.1875 \\ &= 12,625 \text{ in ; } 1,12 \text{ ft ; } 0,34 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = ID/2 = 6,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 6,81 - 0,75 = 6,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 12 - 0,75 = 11,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{11,25^2 - 6,06^2} = 9,47 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 12 - 9,47 = 2,52 \text{ in ; } 0,064 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ bottom} &= sf + b + t \text{ bottom} \\ &= 2 + 0,064 + 0,1875 \\ &= 4,7107 \text{ in ; } 0,11 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung volume bottom

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} 3,14 \cdot 13,625^2 \cdot 2,88 \\ &= 41969,63 \text{ in}^3 ; 22,40 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bottom} &= 0,000049 \cdot D^3 \\ &= 0,000049 \times 12,625^3 \\ &= 0,12 \text{ in}^3 ; 0,0000203 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot sf \\ &= \frac{3,14}{4} 13,625^2 \times 2 \\ &= 291,45 \text{ in}^3 ; 0,0047 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total bottom} = \text{Volume bottom} + \text{Volume sf}$$

$$= 0,012 + 291,45$$

$$= 291,57 \text{ in}^3 ; 0,0047 \text{ m}^3$$

Sehingga,

Tinggi *shell* = 288 in ; 4,71 m

Tinggi *bottom* = 4,71 in ; 0,1196 m

### PERANCANGAN DEFLEKTOR (PEMISAH UAP)

Diketahui :

T = 105

Laju feed = 21203,65 kg/jam

Vapor (H<sub>2</sub>O) = 2066,38 kg/jam

Liquid NaOH = 19137,27 kg/jam

$\rho$  = 0,5854 kg/m<sup>3</sup>

$\rho$  = 1201,72 kg/m<sup>3</sup>

- Mencari kecepatan uap

$$u = 0,035 \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson vol 6, 1983})$$

Dimana :

u = kecepatan uap m/s

$\rho_V$  = densitas uap kg/m<sup>3</sup>

$\rho_L$  = densitas liquid kg/m<sup>3</sup>

$$u = 0,035 \sqrt{\frac{1201,72}{0,5854}}$$

$$= 1,5857 \text{ m/s} ; 5708,56 \text{ m/jam}$$

Laju volumetrik uap = 3529,56 m<sup>3</sup>/jam

Over design 20%

Sehingga laju volumetrik uap = 3529,56 × 1,2 = 4235,47 m<sup>3</sup>/jam

- Menentukan dimensi dalam deflektor

Perbandingan H = D

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi}}$$



$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 4235,47}{3,14 \times 5807,56}} = 0,97 \text{ m} = 38,27 \text{ in} ; 3,18 \text{ ft}$$

Sehingga, tinggi

$$H = 0,97 \text{ m} = 38,27 \text{ in} ; 3,18 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka volume deflektor} &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \\ &= \frac{3,14}{4} \cdot 0,97^2 \cdot 0,97 \\ &= 0,7213 \text{ m}^3 ; 25,47 \text{ ft} ; 44017,63 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

- **Menentukan tekanan design**

**Menghitung tekanan hidrostatik**

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = \rho_m \times g \times h = 21064,43 \text{ Pa} ; 3,06 \text{ psi}$$

**Menghitung P<sub>operasi</sub>**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

**Menghitung P<sub>design</sub>**

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (14,7 + 3,06)$$

$$P_{\text{design}} = 21,31 \text{ psi}$$

- **Menentukan tebal dinding**

$$t = \frac{P \cdot R_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

Ts : Tebal dinding shell

P : Tekanan design

Ri : Jari-jari

f : Tekanan maksimum

E : Efisiensi

C : Faktor korosi

Diketahui,

P : 21,30 psi

Ri : 19,013 in

f : 17,900 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{21,30 \cdot 19,13 \text{ in}}{(17,900 \times 80\%) - (0,6 \times 21,30)} + 0,125$$

$$ts = 0,1535 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar = 3/16 in atau 0,1875 in = 0,0047 m.

ID shell = 38,27 in

Standarisasi OD = ID + 2 × ts

$$= 38,65 \text{ in}$$

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

**OD standar** = 40 in ; 1,016 m ; 3,33 ft

icr = 2,5 in

r = 40 in

**ID standar** = OD standar – 2 × ID standar

$$= 39,625 \text{ in ; 1,006 m ; 3,30 ft}$$

H = 39,625

$$= 39,625 \text{ in ; 1,006 m ; 3,30 ft}$$

- **Perancangan head deflektor**

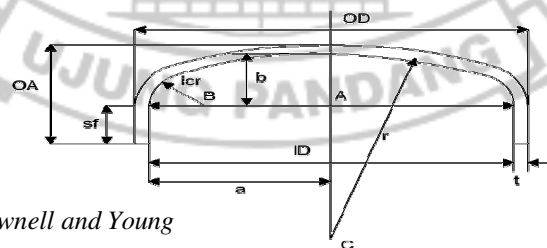


Fig.5.8 Brownell and Young

Gambar C.16 Head Deflektor Evaporator

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Head.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. **Torispherical Flanged & Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk  $P_{op}$  atmosferic dan harganya cukup ekonomis.
3. **Elliptical Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Head.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Head.

- **Menentukan dimensi tutup atas dan bawah**

a. Menentukan tebal head (th)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{Pr}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for torispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{40}{2,5}} \right) = 1,75 \text{ in}$$

$$th = \frac{(21,03 \times 40 \times 1,75)}{(2 \times 17900 \times 80\%) - (0,2 \times 21,03)} + 0,125$$

$$th = 0,1770 \text{ in} ; 0,0044 \text{ m} ; 0,014 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,1770 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal head standar = 3/16 in atau 0,1875 in

### b. Menghitung tinggi head

Untuk  $t_h = 0,1875$  in, maka di peroleh ;

$$S_f = 2 \text{ in ; } 0,00508 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times t_h \\ &= (40-2) \times 0,1875 \\ &= 39,625 \text{ in ; } 3,30 \text{ ft ; } 1,0064 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = ID/2 = 19,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - i_{cr} \\ &= 19,81 - 2,5 = 17,31 \text{ in} \end{aligned}$$

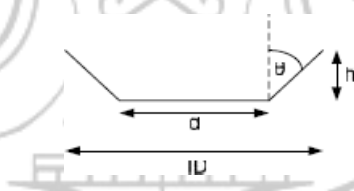
$$\begin{aligned} BC &= r - i_{cr} \\ &= 40 - 2,5 = 37,26 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{37,26^2 - 17,31^2} = 33,26 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 40 - 33,26 = 6,73 \text{ in ; } 0,17 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{head}} &= s_f + b + t_{\text{head}} \\ &= 2 + 6,73 + 0,1875 \\ &= 8,92 \text{ in ; } 0,22 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Perancangan bottom deflektor (kerucut terpancung)**



Gambar C.17 Bottom deflektor

$$h = \frac{ID - d}{2} \tan \theta$$

Dimana :

$$ID = 39,625 \text{ in}$$

$$d_{\text{shell}} = 12 \text{ in}$$

$$\tan 60^\circ = 0,32$$

Sehingga,

$$h = \frac{39,625 - 12}{2} \times 0,32$$

$$h = 4,42 \text{ in ; } 0,11 \text{ m}$$

• **Menghitung volume standart deflektor**

$$V \text{ shell deflektor} = 44017,63 \text{ in}^3 ; 0,7210 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V \text{ head} &= 0,000049 \cdot D^3 \\ &= 0,00004 \times 39,625 \\ &= 3,0486 \text{ in}^3 ; 0,0000499 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sf} &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h \\ &= \frac{3,14}{4 \times 39,625^2 \times 2} \\ &= 2465,12 \text{ in}^3 ; 0,0403 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= \text{Volume head} + \text{Volume sf} \\ &= 3,0486 + 2465,12 \\ &= 2468,16 \text{ in}^3 ; 0,0404 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bottom} = 3,14 \cdot h \cdot (r \cdot R + r^2 + R^2)$$

Dimana :

$$R = \text{jari-jari shell deflektor}$$

$$r = \text{jari-jari shell heat exchange evaporator}$$

$$\text{Volume bottom} = 7598,35 \text{ in}^3 ; 0,1244 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total deflektor} &= 44017,63 + 2468,16 + 7598,35 \\ &= 54084,15 \text{ in}^3 ; 0,8860 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Maka tinggi total deflektor

$$\begin{aligned} H \text{ total} &= h_{\text{head}} + h_{\text{bottom}} + h_{\text{shell}} \\ &= 48,923 + 4,420 + 39,625 \\ &= 52,968 \text{ in ; } 1,345 \text{ m} \end{aligned}$$

Total tinggi evaporator :

$$\begin{aligned} h &= 292,710 + 52,968 \\ &= 345,67 \text{ in ; } 8,780 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= 54084,15 + 42261,21 \\ &= 96345,37 \text{ in}^3 ; 1,5782 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Rangkuman Spesifikasi Evaporator Effect I (EV-01)

#### Spesifikasi Umum

Kode	: EV-01
Fungsi	: Memekatkan larutan NaOH 12% hingga 27%
Jenis	: <i>Vertical tube evaporator</i>
<i>Number of effect</i>	: <i>Effect 1</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Luas transfer panas	: 513,5208 ft <sup>2</sup>
Tinggi total	: 8,78 m

#### Deflektor

Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 40 in
ID shell	: 39,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,188 in
Volume	: 0,88 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 1,34 m

#### Heat exchanger

Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 14 in
ID shell	: 13,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,1875 in
Volume	: 0,88 m <sup>3</sup>

Tinggi	: 1,34 m
--------	----------

### **Rangkuman Spesifikasi Evaporator Effect II (EV-02)**

#### **Spesifikasi Umum**

Kode	: EV-02
Fungsi	: Memekatkan NaOH 27% hingga 45%
Jenis	: <i>Vertical tube evaporator</i>
<i>Number of effect</i>	: <i>Effect 2</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Luas transfer panas	: 753,79 ft <sup>2</sup>
Tinggi total	: 9,87 m

#### **Deflektor**

Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 72 in
ID shell	: 71,63 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,250 in
Volume	: 5,24 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 2,43 m

#### **Heat exchanger**

Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 16 in
ID shell	: 15,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,1875 in

Volume	: 0,91 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7,44 m

### Rangkuman Spesifikasi Evaporator Effect III (EV-03)

#### Spesifikasi Umum

Kode	: EV-03
Fungsi	: Memekatkan NaOH 45% hingga 65%
Jenis	: <i>Vertical tube evaporator</i>
<i>Number of effect</i>	: <i>Effect 3</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Luas transfer panas	: 461,69 ft <sup>2</sup>
Tinggi total	: 9,044 m

#### Deflektor

Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis head	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 48 in
ID shell	: 47,63 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,188 in
Volume	: 1,62 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 1,61 m

#### Heat exchanger

Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 14 in
ID shell	: 13,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in



Tebal bottom	: 0,1875 in
Volume	: 0,69 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7,42 m

### C.10. Centrifuge I (CF-01)



Gambar C.18 Centrifuge I (CF-01)

Kode : CF - 01

Tipe : Nozzle discharge

Fungsi : Memisahkan NaOH dan slurry NaCl

Kondisi proses :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

#### Komponen masuk

NaOH = 5167,06 kg/jam

NaCl = 314,58 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 2467,68 kg/jam

#### Komponen keluar menuju tangki penampung

NaOH = 5157,06 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 2344,29 kg/jam

#### Komponen keluar menuju penampung slurry

NaCl = 314,58 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 123,38 kg/jam

Total slurry = 437,96 kg/jam ; 0,44 ton/jam

#### Spesifikasi centrifuge

Untuk cake basah antara 2,5 -12 ton/jam, maka dipilih *type nozzle discharge* (Perry ed 7 : tabel 18-12)

1. Diameter bowl (Db) = 16 in ; 0,40 m
2. Panjang bowl (Lb) = 3Db = 48 in ; 1,21 m
3. Jari – jari bowl = 8 in ; 0,20 m
4. Kecepatan putar bowl (nb) = 6250 rpm
5. Kapasitas
  - Padatan = 0,4380 ton/jam
  - Cairan = 68,9966 gallon/menit
6. Power motor (pb) = 40 hp
7. Maksimum gaya centrifuge = 8,9 × gravity

**TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges**

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disk	7	12,000	14,300	0.1–10		½
	13	7,500	10,400	5–50		6
	24	4,000	5,500	20–200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,300	4,600	40–400	1–11	125
Helical conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4,000	3,150	To 75	0.3–1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1–3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5–12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3–15	200
	36	2,250	2,550	To 600	10–25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
54	1,000	770	To 750	20–60	250	
Knife discharge	20	1,800	920	†	1.01	20
	36	1,200	740	†	4.11	30
	68	900	780	†	20.51	40

Gambar C.19 Spesifikasi centrifuge

• **Menentukan tenaga dan putaran**

Tenaga penggerak jenis screw/helcal dapat dihitung dengan persamaan

$$HP = \frac{C \cdot w \cdot L}{33000}$$

Dimana :

HP = tenaga penggerak

C = konstanta untuk bahan padat

w = kapasitas lb/mnt

L = Panjang, ft

Diketahui :

$$L = LB = 1,21 \text{ m}$$

$$w = \frac{7949,32 \times 2,20462}{60} = 292,08 \text{ lb/mnt ; 4 ft (Brown,1950)}$$

$$C = 1,3$$

$$\text{HP} = \frac{1,3 \times 292,08 \times 4}{33000}$$

$$= 0,0460 \text{ HP}$$

Efisiensi motor penggerak = 90%

Sesuai dengan standar daya maka HP yang digunakan yaitu 0,05 HP

Nb = 20 - 80 Nh ; dipilih 80 Nh

Maka,

Nh = 6250/80 = 78,12 rpm

- Diameter kristis partikel terpisah (Dpc)

$$D_{pc} = \left[ \frac{9 \cdot Q \cdot \mu \cdot s}{(\rho_p - \rho) \cdot V \cdot \omega^2 \cdot r} \right]^{0,2}$$

Diketahui :

Q(debit feed) = 15,90 m<sup>3</sup>/jam

μ (viskositas) = 4,90 cp

ρ<sub>s</sub> (densitas padatan) = 278,22

kg/m<sup>3</sup> ρ (densitas cairan) = 1516,70 kg/m<sup>3</sup>

V (volume bowl) = 0,7 · Lb · π · Db<sup>1/2</sup> = 1,70 ft<sup>2</sup>

ω = 2 · π · Nb = 652,16 1/s

r = 8 in ; 0,66 ft

s (tebal film cairan pd dinding lapiran padatan) = 0,001 · db = 0,0041 ft

Sehingga,

$$D_{pc} = \frac{9 \times 0,033 \times 0,0041}{(32,24 - 17,36) \times 1,70 \times (652,16^2) \times 0,66}$$

Dpc = 0,000000006984 ft ; 0,002129 mikron

Ukuran padatan terkecil = 1 mikron

Jadi pemisahan berlangsung sempurna karena Dpc < diameter partikel

- Waktu pemisahan partikel padatan

$$t_p = \frac{18\mu}{(\rho_s - \rho) \cdot D^2 \cdot \omega^2} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r}$$

r<sub>2</sub> (jarak pusat putaran dengan dinding tabung) =

r<sub>1</sub>(jarak pusat putaran dengan permukaan cairan) =

D (diameter partikel terkecil) = 0,001 m

$\rho_s$  (densitas padatan) = 278,22

$\rho_f$  (densitas cairan) = 516,70

$\mu$  (viskositas cairan) = 0,0049

cp

$$t_p = \frac{18 \times 0,0049}{(516,70 - 278,22) \times (0,001^2) \times 654,14^2}$$

$t_p = 0,0015$  s ; 0,000026 menit

- Menentukan gaya sentrifugal

$$F_c = 0,01097 \times m \times r \times N^2$$

Dimana :

$F_c$  = (gaya sentrifugal)

$M$  (massa feed) = 7949,32 kg/jam

$r$  (jari-jari bowl) = 8 in ; 0,2032 m

$N$  (kecepatan sudut) = 6250 rpm ; 104,15 rps

Sehingga,

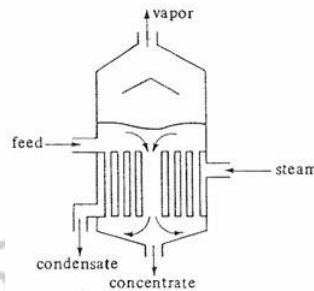
$$F_c = 192273,02 \text{ N}$$

### Rangkuman Spesifikasi Centrifuge (CF-01)

Kode	: CF-01
Fungsi	: Memisahkan NaOH dan slurry NaCl
Jenis	: <i>Nozzle discharge</i>
Bahan Kontruksi	: <i>High A lot Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Kapasitas	: 0,44 ton/jam
Diamter bowl	: 0,41 in
Panjang bowl	: 1,22 m
Radius	: 0,20 in
Laju putar motor	: 78,13 Rpm

Daya motor	: 0,05 HP
------------	-----------

### C.11. Falling Film Evaporator (FFE-01)



Gambar C.20 Evaporator I (FFE-01)

Kode : FFE - 01

Fungsi : Memekatkan NaOH 65% hingga 86%

Kondisi proses :

Temperatur : 113°C

Tekanan : 1 atm

Laju alir massa : 7511,46 kg/jam ;

Laju massa steam : 7868,58 lb/jam

• Mencari nilai  $T_{average}$

Fluida dingin : Larutan NaOH

$t_1$  : 90°C ; 363,15 K ; 194 °F

$t_2$  : 113 °C ; 386,15 K ; 235,4 °F

$t_{avg}$  : 101,5 °C ; 374,65 k ; 214,7 °F

Kondisi operasi steam :

Fluida panas : steam

$T_1$  : 150 °C ; 423,15 k ; 302 °F

$T_2$  : 100 °C ; 373,15 k ; 212 °F

$T_{avg}$  : 125 °C ; 398,15 K ; 257 °F

• Mencari nilai  $\Delta T_{LMTD}$

Fluida Panas		Fluida dingin	Selisih temperatur
$T_1 = 302 \text{ °F}$	Temperatur tinggi	$t_2 = 235,5 \text{ °F}$	$T_1 - t_2 = 66.6 \text{ °F}$

$T_2 = 212 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur rendah	$t_1 = 194 \text{ }^\circ\text{F}$	$T_2 - t_{21} = 18 \text{ }^\circ\text{F}$
------------------------------------	-------------------	------------------------------------	--

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{66,6 - 18}{\ln \frac{66,6}{18}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 37,14 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Menentukan UD trial

Koefisien transfer panas overall dari tabel 8.3-1 Geankoplis, 1993 untuk long tube evaporator (natural circulation) yaitu 200-700 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F

Diambil UD = 200 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F

Sehingga,

$$Q = U A \Delta t$$

$$Q_{\text{steam}} = 3578488,50 \text{ kJ/jam} ; 3391752,67 \text{ Btu/hr} \quad (\text{Lampiran B})$$

$$A = \frac{3391752,67}{200 \times 37,14}$$

$$A = 456,53 \text{ ft}^2$$

## PERANCANGAN HEAT AND EXCHANGER EVAPORATOR

Spesifikasi dari tabel 10 D.Q Kern.

Lay out : Triangular pitch

n : 1 lewatan

BWG 12

Panjang tube (ID) : 12 – 14 ft

Dipilih Panjang tube (L) : 24 ft ; 288 in

Pitch : 1 in ; 0,083 ft

OD : 0,75 in ; 0,0625 ft

a'' : 0,1963 in ; 2,355 in<sup>2</sup>/in

IDt : 0,532 in ; 0,044 ft

a' : 0,223 in<sup>2</sup> ; 0,00154 ft<sup>2</sup>

wall thickness : 0,109 in ; 0,0090 ft

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Gambar C. 21 Tabel Heat exchanger and condenser tube

maka nilai de,

$$d_e = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} P_T \times 0,86 P_T - \frac{1}{2} \pi d_o^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi d_o}$$

de = 0,7107 in

De = 0,059 ft

• Menentukan UD kotor

Mencari jumlah tube minimal

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' \cdot L} \\ &= \frac{456,53}{0,1963 \times 24} \\ &= 96,09 \end{aligned}$$

Nt yang mendekati 96,90 yaitu (tabel 9 D.Q Kern) :

Nt standar = 98

Passes = 2

Dengan ,

ID shell = 12 in

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Akoreksi} &= N_t \times a'' \times L \\ &= 109 \times 0,1963 \times 24 \\ &= 512,52 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{UD kotor} = \frac{N_t \times \text{UD trial}}{N_t \text{ standar}}$$

$$\text{UD kotor} = \frac{96,90 \times 200}{98}$$

$$= 197,76 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} ; 1122,95 \text{ W/m}^2.\text{C}$$

• **Menentukan UD dan Rd**

**Spesifikasi *tube* yang digunakan**

Spesifikasi dari tabel 10 D.Q Kern.

Lay out : Triangular pitch

n : 2 lewatan

BWG 12

Panjang tube (ID) : 12 – 14 ft

Dipilih Panjang tube (L) : 24 ft ; 288 in

Pitch : 1 in ; 0,083 ft

OD : 0,75 in ; 0,0625 ft

$a''$  : 0,1963 in ; 2,355 in<sup>2</sup>/in

IDt : 0,532 in ; 0,044 ft

$a'$  : 0,223 in<sup>2</sup> ; 0,00154 ft<sup>2</sup>

wall thickness : 0,109 in ; 0,0090 ft

dengan  $N_t$  : 98 buah

**Spesifikasi *shell* yang digunakan**

ID *shell* : 12 in ; 1 ft

$n'$  : 1 lewatan

baffle space : 0,2 – 1 ID *shell* (Coulson,1993)

dipilih baffle space : 1 × ID *shell*

baffle space (B) : 1 × 12

: 12 in ; 0,3049 m ; 1 ft

Jumlah baffle (N) : L/baffle space

: 24 buah



C' (clearance) : PT – OD tube

: 0,25 in ; 0,0208 ft

Pt

: 1 in ; 0,083 ft

<b>Tube</b>	<b>Shell</b>
<p><b>Flow area</b></p> $ap = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$ $\square = \frac{98 \times 0,223}{2 \times 144}$ <p>ap = 0,075 ft<sup>2</sup></p> <p><b>Menentukan laju alir massa (Gt)</b></p> $Gt = W/ap$ $= 3731,36/0,075$ $= 49173,24 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p><b>Bilangan Reynold</b></p> $Nre = \frac{Gt \times di}{\mu}$ <p>Nre = 290,70</p> <p><b>Menentukan JH</b></p> <p>JH = 4,2 (Fig. 24 D.Q Kern)</p> <p><b>Koefisien perpindahan panas</b></p> $hi = JH \times \left(\frac{k}{De}\right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$ $= 101,401 \text{ Btu/lhr.ft}^2.F$ $hio = \left(\frac{ID}{OD}\right) \times hi$ $= 71,92 \text{ Btu/lhr.ft}^2.F$ $= 408,42 \text{ W/m}^2.C$	<p><b>Flow area</b></p> $as = \frac{IDs \times c' \times B}{n' \times Pt \times 144}$ $\square = \frac{12 \times 0,25 \times 12}{1 \times 1 \times 144}$ <p>as = 0,25 ft<sup>2</sup></p> <p><b>Menentukan laju alir massa (Gs)</b></p> $Gs = W/as$ $= 7868,58/0,25$ $= 31474,33 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p><b>Bilangan Reynold</b></p> $Nre = \frac{Gs \times De}{\mu}$ <p>Nre = 58638,67</p> <p><b>Koefisien perpindahan panas</b></p> <p>Untuk condensing steam nilai ho yaitu :</p> $ho = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$

Clean overall coefficient (UC)

$$UC = \frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$$

$$UC = \frac{71,92 \times 1500}{71,92 + 1500}$$

$$= 68,63 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$= 389,73 \text{ W/m}^2.\text{C}$$

Koreksi *dirt factor* (Rd)

$$Rd = \frac{UC - UD}{UC \cdot UD}$$

$$Rd = \frac{197,76 - 68,63}{197,76 + 68,63}$$

$$= 0,0095 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

$$= 0,0016 \text{ m}^2.\text{C/W}$$

- **Menghitung pressure drop**

<b>Tube</b>	<b>Shell</b>
Diketahui,	Diketahui,
Nre <i>tube</i> = 290,70	Nre <i>shell</i> = 58638
Gt = 49173,24 lb/jam.ft <sup>2</sup>	Gs = 31474,33 lb/jam.ft <sup>2</sup>
<b>Menghitung friksi</b>	<b>Menghitung friksi</b>
Didapatkan dari fig.26 D.Q Kern	Didapatkan dari fig.29 D.Q Kern
f = 0,002	f = 0,0015
<b>Mencari nilai S (specific gravity)</b>	<b>Menghitung harga N+1</b>
$s = \frac{\rho \text{ NaOH}}{\rho_{\text{ref}} (\text{water at } 4^\circ\text{C})}$	$N + 1 = \frac{12 \times L}{B}$
s = 0,1432	$N + 1 = \frac{12 \times 288}{12}$
<b>Mencari ΔP Panjang tube</b>	= 288,0000001 in
$\Delta P_s = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_i \times s}$	<b>Mencari nilai S (specific gravity)</b>
$\Delta P_s = \frac{0,002 \times 49173,24^2 \times 24 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,044 \times 0,1432}$	$s = \frac{\rho \text{ superheated steam}}{\rho_{\text{ref}} (\text{udara at } 1 \text{ atm } 60\text{F})}$
ΔPs = 0,70021 psi	s = 333,61
<b>Mencari ΔP tube passes</b>	<b>Mencari ΔP Panjang shell</b>
Mencari nilai $\frac{\square^2}{2g}$	$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$
Didapatkan dari fig.27 D.Q Kern	$\Delta P_s = \frac{0,0015 \times 31474,33 \times 288}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0592 \times 333,61}$
$\frac{\square^2}{2g} = 0,03$	ΔP = 0,000034psi

Mencari nilai  $\Delta P_n$

$$\Delta P_n = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$$

$$\Delta P_n = \frac{4 \times 2}{0,1432} \times 0,03$$

$$\Delta P_n = 1,6753 \text{ psi}$$

**Menghitung  $\Delta P$  total**

$$\Delta P \text{ total} = 2,37 \text{ psi}$$

## PERANCANGAN EVAPORATOR

- **Menentukan tebal dinding**

$$ts = \frac{R_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

Ts : Tebal dinding shell

P : Tekanan design

Ri : Jari-jari

F : Tekanan maksimum

E : Efisiensi

C : Faktor korosi

Diketahui,

P : 17,64 psi

Ri : 6 in

f : 17,900 psi (Brownell and Young, 1959, Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{17,64 \cdot 6 \text{ in}}{(17,900 \times 80\%) - (0,6 \times 17,64)} + 0,125$$

$$ts = 0,1324 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar = 3/16 in atau 0,1875 in = 0,0047 m.

ID shell = 12 in

Standarisasi OD = ID + 2 × ts  
= 12,3750 in

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

**OD standar** = 14 in ; 0,35 m ; 1,16 ft

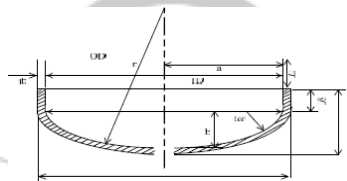
icr = 0,875 in

r = 14 in

**ID standar** = OD standar – 2 × ID standar  
= 13,625 in ; 0,3460 m ; 1,1354 ft

H = 288 in ; 7,31 m ; 24 ft

- **Perancangan *bottom evaporator***



Gambar C.22 *Bottom evaporator*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Bottom.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. **Torispherical Flanged & Dished Bottom.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk P op atmosferic dan harganya cukup ekonomis.
3. **Eliptical Dished Bottom.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Bottom.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Bottom.

- **Menentukan dimensi bawah**

a. Menentukan tebal bottom (tb)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{T}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$tb = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for toispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{14}{0,875}} \right) = 1,75 \text{ in}$$

$$tb = \frac{(17,64 \times 14 \times 1,75)}{(2 \times 17900 \times 80\%) - (0,2 \times 17,64)} + 0,125$$

$$tb = 0,14 \text{ in ; } 0,003 \text{ m ; } 0,0114 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,14 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal head standar = 3/16 in atau 0,1875 in

b. Menghitung tinggi bottom

Untuk tb = 0,1875 in, maka di peroleh ;

$$Sf = 2 \text{ in ; } 0,0508 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times th \\ &= (14-2) \times 0,1875 \\ &= 13,625 \text{ in ; } 1,13 \text{ ft ; } 0,34 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = ID/2 = 6,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 6,81 - 0,875 = 5,93 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 14 - 0,875 = 13,12 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{13,12^2 - 5,93^2} = 11,70 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC$$

$$= 14 - 11,70 = 2,29 \text{ in ; } 0,058 \text{ m}$$

$$H \text{ bottom} = sf + b + t \text{ bottom}$$

$$= 2 + 0,058 + 0,1875$$

$$= 4,48 \text{ in ; } 0,11 \text{ m}$$

c. Menghitung volume bottom

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} 3,14 \cdot 13,625^2 \cdot 288$$

$$= 41969,63 \text{ in}^3 ; 0,68 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume bottom} = 0,000049 \cdot D^3$$

$$= 0,000049 \times 1,625^3$$

$$= 0,12 \text{ in}^3 ; 0,0000203 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot sf$$

$$= \frac{3,14}{4} 13,625^2 \times 2$$

$$= 291,45 \text{ in}^3 ; 0,0047 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total bottom} = \text{Volume bottom} + \text{Volume sf}$$

$$= 0,012 + 291,45$$

$$= 291,57 \text{ in}^3 ; 0,0047 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume heat exchanger} = 291,57 + 41969,63$$

$$= 42261,21 \text{ in}^3 ; 0,6923 \text{ m}^3$$

Sehingga,

$$\text{Tinggi shell} = 288 \text{ in ; } 4,71 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bottom} = 4,71 \text{ in ; } 0,1196 \text{ m}$$

### **PERANCANGAN DEFLEKTOR (PEMISAH UAP)**

Diketahui :

$$\text{Laju feed} = 7511,36 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor (H}_2\text{O)} = 1432,46 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid NaOH} = 6078,89 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 0,597 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho = 1450 \text{ kg/m}^3$$

- **Mencari kecepatan uap**

$$u = 0,035 \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson vol 6, 1983})$$

Dimana :

$u$  = kecepatan uap m/s

$\rho_V$  = densitas uap kg/m<sup>3</sup>

$\rho_L$  = densitas liquid kg/m<sup>3</sup>

$$u = 0,035 \sqrt{\frac{1450}{0,597}}$$

$$= 1,7249 \text{ m/s ; } 6209,65 \text{ m/jam}$$

Laju volumetrik uap = 2879,31 m<sup>3</sup>/jam

Over design 20%

Sehingga laju volumetrik uap = 2879,31 × 1,2 = 2879,31 m<sup>3</sup>/jam

- **Menentukan dimensi dalam deflektor**

Perbandingan H = D

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2879,31}{3,14 \times 6209,65}} = 0,76 \text{ m} = 30,25 \text{ in ; } 2,52 \text{ ft}$$

Sehingga, tinggi

H = 0,76 m = 30,25 in ; 2,52 ft

$$\begin{aligned} \text{Maka volume deflektor} &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \\ &= \frac{3,14}{4} \cdot 0,76^2 \cdot 0,76 \\ &= 0,35 \text{ m}^3 ; 12,58 \text{ ft} ; 21746,92 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

- **Menentukan tekanan design**

**Menghitung tekanan hidrostatik**

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = \rho_m \times g \times h = 10706,49 \text{ Pa ; } 1,55 \text{ psi}$$

**Menghitung P<sub>operasi</sub>**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

### Menghitung $P_{\text{design}}$

Over design = 20%

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times (14,7 + 1,55)$$

$$P_{\text{design}} = 19,50 \text{ psi}$$

#### • Menentukan tebal dinding

$$ts = \frac{P \cdot Ri}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

Ts : Tebal dinding shell

P : Tekanan design

Ri : Jari-jari

f : Tekanan maksimum

E : Efisiensi

C : Faktor korosi

Diketahui,

P : 19,50 psi

Ri : 19,013 in

f : 17,900 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{19,50 \cdot 19,013 \text{ in}}{(17,900 \times 80\%) - (0,6 \times 19,50)} + 0,125$$

$$ts = 0,1456 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar = 3/16 in atau 0,1875 in = 0,0047 m.

ID shell = 30,25 in

Standarisasi OD = ID + 2 × ts



$$= 30,63 \text{ in}$$

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

$$\text{OD standar} = 332 \text{ in ; } 0,81 \text{ m ; } 2,66 \text{ ft}$$

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

$$r = 30 \text{ in}$$

$$\text{ID standar} = \text{OD standar} - 2 \times \text{ID standar}$$

$$= 31,625 \text{ in ; } 0,80 \text{ m ; } 2,63 \text{ ft}$$

$$H = 31,625 \text{ in ; } 0,80 \text{ m ; } 2,63 \text{ ft}$$

- **Perancangan head deflektor**

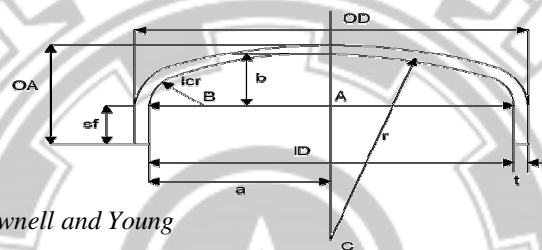


Fig.5.8 Brownell and Young

Gambar C.23 Head Deflektor Evaporator

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Head.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. **Torispherical Flanged & Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk  $P_{op}$  atmosferic dan harganya cukup ekonomis.
3. **Eliptical Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Head.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Head.

- **Menentukan dimensi tutup atas dan bawah**

a. Menentukan tebal head (th)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for toispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{30}{2}} \right) = 1,72 \text{ in}$$

$$th = \frac{(19,50 \times 30 \times 1,72)}{(2 \times 17900 \times 80\%) - (0,2 \times 19,50)} + 0,125$$

$$th = 0,1601 \text{ in ; } 0,0040 \text{ m ; } 0,013 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,1601 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

$$\text{Tebal head standar} = 3/16 \text{ in atau } 0,1875 \text{ in}$$

**c. Menghitung tinggi head**

Untuk th = 0,1875 in, maka di peroleh ;

$$Sf = 2 \text{ in ; } 0,00508 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times th \\ &= (30-2) \times 0,1875 \\ &= 31,625 \text{ in ; } 2,63 \text{ ft ; } 0,80 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = ID/2 = 15,81 \text{ in}$$

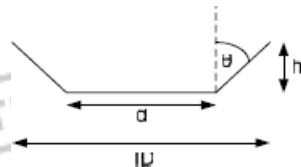
$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 15,81 - 2 = 13,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 30 - 2 = 28 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{28^2 - 13,81^2} = 24,35 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 30 - 24,35 = 5,64 \text{ in ; } 0,14 \text{ m} \\
 \text{H head} &= sf + b + t \text{ head} \\
 &= 2 + 5,64 + 0,1875 \\
 &= 7,83 \text{ in ; } 0,19 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- **Perancangan bottom deflektor (kerucut terpancung)**



Gambar C.24 Bottom deflektor

$$h = \frac{ID - d}{2} \tan \theta$$

Dimana :

$$ID = 31,625 \text{ in}$$

$$d_{shell} = 12 \text{ in}$$

$$\tan 60^\circ = 0,32$$

Sehingga,

$$h = \frac{31,625 - 12}{2} \times 0,32$$

$$h = 3,14 \text{ in ; } 0,079 \text{ m}$$

- **Menghitung volume standart deflektor**

$$V_{\text{shell deflektor}} = 21746,94 \text{ in}^3 ; 0,356 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{head}} &= 0,000049 \cdot D^3 \\
 &= 0,00004 \times 31,625^3 \\
 &= 1,54 \text{ in}^3 ; 0,000025 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sf} &= \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot h \\
 &= \frac{3,14}{4 \times 31,625^2 \times 2} \\
 &= 1570,22 \text{ in}^3 ; 0,0257 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total head} &= \text{Volume head} + \text{Volume sf} \\
 &= 1,54 + 1570,22 \\
 &= 1571,77 \text{ in}^3 ; 0,0257 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bottom} = 3.14 \cdot h \cdot (r \cdot R + r^2 + R^2)$$

Dimana :

R = jari-jari shell deflector  
r = jari-jari shell heat exchange evaporator  
Volume bottom = 3756,09 in<sup>3</sup> ; 0,61 m<sup>3</sup>  
Volume total deflector = 1571,77 + 21746,92 + 3756,09  
= 27074 in<sup>3</sup> ; 0,44 m<sup>3</sup>

Maka tinggi total deflektor

H total =  $h_{head} + h_{bottom} + h_{shell}$   
= 7,83 + 3,14 + 31,625  
= 42,59 in ; 1,081 m

Total tinggi evaporator :

h = 42,59 + 292,4  
= 335,07 in ; 8,51 m  
V = 27074,78 + 42261,21  
= 69336,0021 in<sup>3</sup> ; 1,135 m<sup>3</sup>

### Rangkuman Spesifikasi Falling Film Evaporator (FFE-01)

#### Spesifikasi Umum

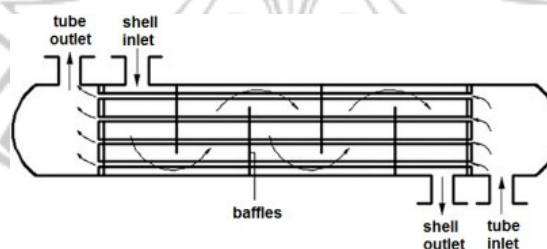
Kode : FFE-01  
Fungsi : Memekatkan NaOH 65% hingga 85%  
Jenis : *Vertical tube evaporator*  
*Number of effect* : *Single effect*  
Jumlah : 1 buah  
Bahan konstruksi : *High alloy Steel Sa-167 grade 3 type 304*  
Arah aliran : *Counter current*  
Luas transfer panas : 461,69 ft<sup>2</sup>  
Tinggi total : 8,51 m

#### Deflektor

Jenis shell : *Cylindrical*  
Jenis head : *Torispherical Flanged & Dished*  
OD shell : 32 in

ID shell	: 31,63 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,188 in
Volume	: 0,44 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 1,08 m
<b>Heat exchanger</b>	
Jenis shell	: <i>Cylindrical</i>
Jenis bottom	: <i>Torispherical Flanged &amp; Dished</i>
OD shell	: 14 in
ID shell	: 13,625 in
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,1875 in
Volume	: 0,69 m <sup>3</sup>
Tinggi	: 7,42 m

### C.12. Cooler (CLR-01)



Gambar C.25 Cooler (CLR-01)

Kode : CLR- 01

Tipe : *Shell and tube Heat Exchanger*

Fungsi : Memanaskan larutan *brine* dari temperature 90°C hingga 50°C

**Kondisi operasi Feed :**

Fluida dingin : Larutan *brine*  
 Laju alir massa : 6078 kg/jam ; 13403,97 lb/jam  
 $t_1$  : 90°C ; 194°F  
 $t_2$  : 50 °C ; 122 °F

Kondisi operasi steam :

Fluida panas : steam  
 Laju alir : 22682,77 kg/jam ; 50015,51 lb/jam  
 $T_1$  : 30 °C ; 86 °F  
 $T_2$  : 40 °C ; 104 °F

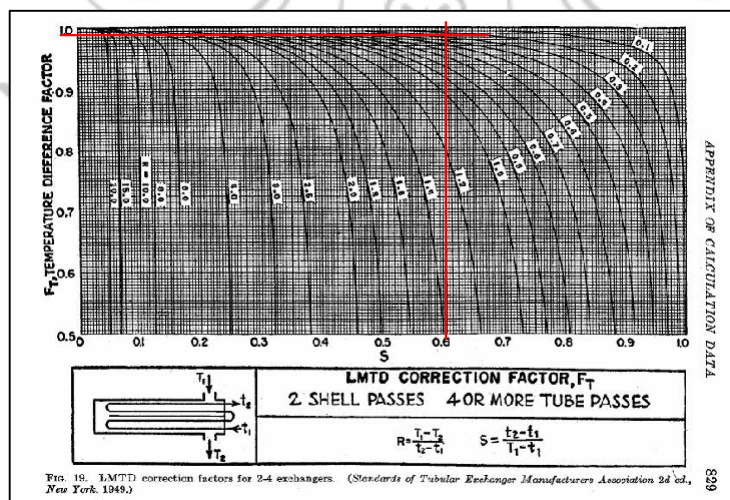
• Menghitung LMTD

$$\begin{aligned}
 LMTD &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \\
 &= 58,93 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Koreksi LMTD

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,250 \text{ F} \\
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,66 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Pada buku D.Q Kern menggunakan 2 shell passes and 4 or more tube passes



Dari grafik mendapatkan nilai  $F_T = 0,99$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\Delta T &= \text{LMTD} \times \text{FT} \\ &= 58,93 \times 0,9 \\ &= 58,34 \text{ F}\end{aligned}$$

**Menghitung temperature kalorik Tc dan tc**

$$t_c = (194 + 122) \times 0,5 = 158 \text{ }^\circ\text{F fluida dingin}$$

$$T_c = (104 + 86) \times 0,5 = 275 \text{ }^\circ\text{F fluida panas}$$

**Menentukan luas transfer panas** (Tabel 8 D.Q Kern)

$$\text{Hot fluida} = \text{steam}$$

$$\text{Cold fluida} = \text{Aqueous solutions}$$

$$U_d = 100 - 500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Luas Permukaan perpindahan panas (A)} = \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

$$Q = 947913,00 \text{ kJ/jam} ; 890895,67 \text{ Btu/jam}$$

$$U_d = 500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{LMTD} = 58,34 \text{ }^\circ\text{F}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}A &= \frac{890895,67}{500 \times 158,34} \\ &= 30,53 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

**Trial UD**

Dari tabel 10 D.Q Kern dipilih pendingin jenis *shell and tube* dengan spesifikasi sebagai berikut.

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in} ; 0,083 \text{ ft}$$

$$\text{ID tube} = 0,732 \text{ in} ; 0,061 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 10 \text{ in} ; 0,83 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan luar(a't)} = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Flow area tube (at')} = 0,421 \text{ in}^2$$

$$\text{Pitch trigular (PT)} = 1,25 \text{ in} ; 0,104 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang (L)} = 4,7 \text{ ft} ; 1,43 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{L \cdot a' \cdot t} = 31,53$$

Dari tabel 9 D.Q.Kern dipilih nilai yang mendekati Nt yaitu 32. Maka digunakan OD 1 in : PT 1,25 sehingga diperoleh :

$$\text{ID shell} = 10 \text{ in ; } 0,833 \text{ ft ; } 0,254 \text{ m}$$

$$\text{Passed (n)} = 1$$

$$\text{Nilai terkoreksi} = L \times Nt \times a' \cdot t = 23,24 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{UD koreksi} &= \frac{Q}{Ud \times \Delta T \text{LMTD}} \\ &= \frac{890895,67 \text{ Bru/jam}}{23,24 \times 58,34} = 656823 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

Sehingga data shell yang digunakan adalah dari tabel 9 D.Q.Kern yaitu :

$$\text{ID} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space} = \text{ID}/2 = 5 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 1$$

- **Menentukan fluida dingin dan panas**

$$\text{Laju alir fluida dingin} = 13403,97 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju ali fluida panas} = 50015,51 \text{ lb/jam}$$

Laju alir fluida dingin dialirkan melalui *shell* dan fluida panas dialirkan melalui *tube*.

<b>Fluida dingin, (shell)</b>	<b>Fluida panas, (tube)</b>
<b>Flow area</b>	<b>Flow area</b>
ID shell = 10	a't = 0,421 in <sup>2</sup>
C' = PT – OD = 0,25 in	at = 0,1403 ft <sup>2</sup>
B = 2 in	<b>Kecepatan massa (G)</b>
as = ID × (C' × B/144 × PT) = 0,043 ft <sup>2</sup>	Gt = W/at
<b>Kecepatan massa (G)</b>	= 356405,06 lb/jam.ft <sup>2</sup>
Gs = W/as	Vel = Gt/3600 . 65.5
= 13403,97 /0,043	= 1,58 ft/s
= 308827,51 lb/jam.ft <sup>2</sup>	<b>Bilangan Reynold</b>
<b>Bilangan Reynold</b>	μ = 0,28 lb/ft.hr



$\mu_{\text{campuran}} = 2,32 \text{ lb/ft.hr}$ $De = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft (Fig.28 D.Q Kern)}$ $Re_s = De \times Gs/\mu$ $Re_s = 131784,15$ <b>Menentukan JH</b> $JH = 220 \text{ (Fig. 28 D.Q Kern)}$ <b>Menentukan bilangan prandtl</b> $k = 0,33 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam (Tabel.28 D.Q Kern)}$ $c = 1 \text{ Btu/lb.F}$ $\mu = 5,61 \text{ lb/ft.jam}$ $Pr = (c \times \mu)^{1/3} / k = 5,66$ <b>Koefisien perpindahan panas</b> $hi = JH \times \left(\frac{k}{De}\right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3}$ $= 4988,72 \text{ Btu/lb.F}$ $hio = \left(\frac{ID}{OD}\right) \times hi$ $= 3651,74 \text{ Btu/lb.F}$ $= 20735,56 \text{ W/m}^2.\text{C}$ <b>Faktor friksi</b> $f = 0,0013 \text{ (fig.25 D.Q Kern)}$ $s = 0,98 \text{ (fig.6 D.Q Kern)}$	$De = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft (Fig.28 D.Q Kern)}$ $Re_t = De \times Gt/\mu$ $Re_t = 43409,61$ <b>Menentukan JH</b> $JH = 36 \text{ (Fig. 28 D.Q Kern)}$ <b>Koefisien perpindahan panas</b> $ho = JH \times \left(\frac{k}{De}\right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3}$ $= 98,52$ <b>Faktor friksi</b> $f = 0,0019 \text{ (fig.25 D.Q Kern)}$ $s = 1 \text{ (tabel 6 D.Q Kern)}$
--	--

*Clean overall coefficient (UC)*

$$UC = \frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$$

$$UC = \frac{3651,74 \times 98,52}{3651,74 + 98,52}$$

$$= 197,04 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

*Dirt Overall coefficient (UD)*

$$UD = \frac{1}{\left(\frac{1}{UC}\right) + 0,003}$$

$$UD = \frac{1}{\frac{1}{197,04} + 0,003}$$

$$= 123,89 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Koreksi *dirt factor* (Rd)

$$Rd = \frac{UC - UD}{UC \cdot UD}$$

$$Rd = \frac{197,04 - 123,89}{197,04 + 123,89}$$

$$= 0,003 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

- Menghitung *pressure drop*

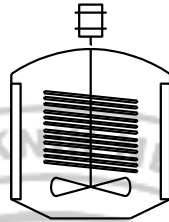
<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Menghitung $\Delta P_s$	Menghitung $\Delta P_t$
$f = 0,0013$	$L = 3,7 \text{ ft}$
$(N+1) = 12 \times (L/B) = 22,2$	$D = 0,061 \text{ ft}$
$D_s$ (Diameter dalam <i>shell</i> ) = $ID/12 = 0,069 \text{ ft}$	$S = 1$
$D_e$ (Diameter ekuivalen <i>shell</i> ) = $0,0825 \text{ ft}$	$f = 0,0019$
$S$ (specific gravity) = $0,98$	$n$ (jumlah passes) = $1$
$\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$	$\Delta P_s = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s}$
$\Delta P_s = \frac{0,0013 \times 7308827,51^2 \times 0,069 \times 22,2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0825 \times 0,98}$	$\Delta P_s = \frac{0,0019 \times 356405,06 \times 3,7 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,061 \times 0,98}$
$\Delta P_s = 0,000148 \text{ psi}$	$\Delta P_s = 0,280441 \text{ psi}$

#### Rangkuman Spesifikasi Cooler (CLR-01)

Kode	: CLR-01
Fungsi	: Menurunkan suhu larutan NaOH dari temperature 90°C hingga 50°C
Jenis	: <i>Shell and tube</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-178 Grade C</i>
Surface area	: 0,2618 ft <sup>2</sup> /ft

Flow aliran tube	: 0,421 in <sup>2</sup>
OD	: 0,083 ft
ID	: 0,061 ft

### C.13. Crystallizer (CR-01)



Gambar C.27 Crystallizer (CR-01)

Kode : CR - 01  
 Tipe : *Stirrer tank crystallizer*  
 Fungsi : Membentuk kristal NaOH.H<sub>2</sub>O dari larutan NaOH 85%

Kondisi proses :

Temperatur : 30°C  
 Tekanan : 1 atm  
 Laju alir massa masuk: 26078,89 kg/jam  
 Densitas campuran : 33,100 lb/ft<sup>3</sup>  
 Laju alir volumetrik : 9,746 m<sup>3</sup>/jam

- **Menentukan dimensi crystallizer**

**Volume crystallizer**

Over design = 20%  
 Volume cairan crystallizer = 9,746 × 1,2  
 = 11,69 m<sup>3</sup>; 713732,86 in<sup>3</sup>

**Diameter crystallizer**

Perbandingan H = 2 D

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 11,69}{3,14 \times 2}} = 1,54 \text{ m} = 61,02 \text{ in}$$

Sehingga, tinggi crystallizer

$$H = 1,54 \times 2 = 3,10 \text{ m} = 122,05 \text{ in}$$

- **Menentukan tekanan design**

**Menghitung tekanan hidrostatik**

$$\rho_m = \frac{\text{Massa}}{V} = 503,22 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = \rho_m \times g \times h = 16109 \text{ Pa} ; 2,34 \text{ psi}$$

**Menghitung P<sub>operasi</sub>**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

**Menghitung P<sub>design</sub>**

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1,2 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1,2 \times (2,34 + 14,7) \\ &= 20,44 \text{ psi} \end{aligned}$$

- **Menentukan tebal dinding**

$$t = \frac{P R_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

Ts : Tebal dinding shell

P : Tekanan design

Ri : Jari-jari

F : Tekanan maksimum

E : Efisiensi

C : Faktor korosi

Diketahui,

P : 20,44 psi

Ri : 30,51 in

f : 17,900 psi

(Brownell and Young, 1959. Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{20,44 \cdot 30,51 \text{ in}}{(17,900 \times 80\%) - (0,6 \times 20,43)} + 0,125$$

$$ts = 0,2936 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar = 5/16 in atau 0,3125 in = 0,0079 m.

ID shell = 61,02 in

Standarisasi OD = ID + 2 × ts  
= 61,65 in

Maka diambil OD standar (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959)

**OD standar** = 66 in ; 1,67 m ; 5,50ft

icr = 4 in

r = 66 in

**ID standar** = OD standar – 2 × ID standar  
= 65,375 in ; 1,66 m ; 5,44 ft

H = 65,375 × 2  
= 130,75 in ; 3,32 m ; 10,89 ft

- **Perancangan head crystallizer**

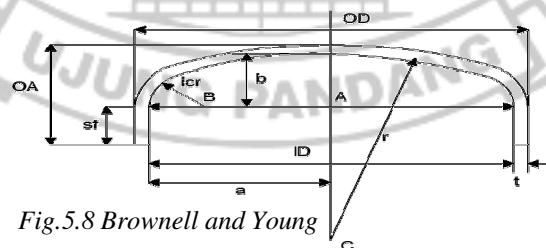


Fig.5.8 Brownell and Young

Gambar C.28 Head crystallizer

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. **Flanged & Standar Dished Head.** Pada umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah. harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.
2. **Torispherical Flanged & Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk  $P_{op}$  atmosferic dan harganya cukup ekonomis.
3. **Elliptical Dished Head.** Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.
4. **Hemispherical Head.** Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi dan kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical Flanged & Dished Head.

- **Menentukan dimensi tutup atas dan bawah**

- a. **Menentukan tebal head (th)**

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.76})$$

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959. Pers. 7.77})$$

Dimana,

w = stress intensification factor for torispherical dished heads

Sehingga,

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{66}{4}} \right) = 1,77 \text{ in}$$

$$th = \frac{(20,44 \times 66 \times 1,77)}{(2 \times 17900 \times 80\%) - (0,2 \times 20,44)} + 0,125$$

$$th = 0,3331 \text{ in ; } 0,0084 \text{ m ; } 0,0277 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai th 0,3331 in

Dari nilai th diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal head standar = 3/8 in atau 0,3750 in ; 0,0095 m

### b. Menghitung tinggi head

Untuk  $t_h = 0,3750$  in, maka di peroleh ;

$$Sf = 4,5 \text{ in} ; 0,1143 \text{ m (Brownell and Young, 1959. Tabel 5.8)}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times t_h \\ &= (66-2) \times 0.3750 \\ &= 65,25 ; 5,43 \text{ ft} ; 1,65 \text{ m} \end{aligned}$$

$$a = ID/2 = 32,62 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 32,62 - 4 = 28,62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 66 - 4 = 62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{62^2 - 28,62^2} = 54,99 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 66 - 54,99 = 11,0035 \text{ in} ; 0,27 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ head} &= sf + b + t \text{ head} \\ &= 4 + 11,0035 + 0,3750 \\ &= 15,87 \text{ in} ; 0,40 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Menghitung volume head

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} 3,14 \cdot 65,37^2 \cdot 130,75 \\ &= 438666,79 \text{ in}^3 ; 7,18 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 \cdot D^3 \\ &= 0,000049 \times 65,25^3 \\ &= 13,61 \text{ in}^3 ; 0,00022 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot sf \\ &= \frac{3,14}{4} 65,25^2 \times 4 \\ &= 15039,89 \text{ in}^3 ; 0,24 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

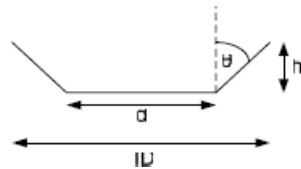
$$\text{Volume total head} = \text{Volume head} + \text{Volume sf}$$

$$= 13,61 + 15039,89$$

$$= 15053,45 \text{ in}^3 ; 0,24 \text{ m}^3$$

• **Perancangan bottom crystallizer**

**a. Menentukan tinggi bottom**



Gambar C.29 Bottom crystallizer

$$h = \frac{ID - d}{2} \tan \alpha$$

Dimana :

$$ID = 65,375 \text{ in}$$

$$d_{shell} = 32,68 \text{ in}$$

$$\tan 60^\circ = 0,32$$

Sehingga,

$$h = \frac{65,375 - 32,68}{2} \times 0,32$$

$$h = 5,23 \text{ in} ; 0,13 \text{ m}$$

**b. Menentukan tebal bottom**

$$tc = \frac{\square \square}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Diketahui :

$$P = 20,44 \text{ psi}$$

$$d = 32,68 \text{ in}$$

$$\cos \alpha = 0,5$$

$$f = 17900$$

$$E = 80\%$$

$$C = 0,25$$

$$\square \square = \frac{20,44 \times 32,68}{2 \times 0,5 (17900 \times 80\% - 0,6 \times 20,44)} + 0,25$$

$$tc = 0,2967 \text{ in} ; 0,0075 \text{ m} ; 0,024 \text{ ft}$$



Dari nilai  $t_c$  diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.6 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal bottom standar = 5/16 in atau 0,3125 in

Maka h total bottom = 5,23 + 0,3125  
= 5,54 in ; 0,14 m

c. Menentukan volume bottom

Volume bottom =  $3.14. h. (r. R + r^2 + R^2)$

Dimana :

R = jari-jari shell crystallizer = 32,68 in

r = jari-jari ujung konis = 16,34 in

Volume bottom = 30710,55 in<sup>3</sup> ; 0,5030 m<sup>3</sup>

• **Menentukan tinggi dan volume total crystallizer**

h crystallizer = 130,75 + 15,87 + 5,54  
= 152,17 in ; 3,86 m

V total crystallizer =  $V_{head} + V_{bottom} + V_{shell}$   
= 438666,79 + 15053,45 + 30710,55  
= 484430,79 in<sup>3</sup> ; 7,93 m<sup>3</sup>

• **Menentukan tinggi cairan total dalam crystallizer**

V cairan dalam shell = Volume cairan – Volume total bottom  
= 9,74 - 0,50 = 9,24 m<sup>3</sup>

T cairan dalam shell = Tinggi total crystallizer × 80%  
= 3,09 m ; 121,737 in

Sehingga tinggi cairan total dalam mixer,

H total =  $h_{shell} + b_{bottom}$   
= 3,09 + 0,13  
= 3,22 m ; 126,96 in

• **Perancangan pengaduk**

Volume yang diaduk = 9,74 m<sup>3</sup> ; 2574,79 gallon

Viskositas bahan = 50 cp ; 0,033 lb/ft.s

Jenis propeller yang digunakan yaitu *marine propeller*. Dengan spesifikasi “*marine propeller with 3 blades*” .

Dengan data (Brown,1950) :

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl-Di = 2,7- 3,9$$

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

$$Wb/Di = 0,1$$

$$L/Di = 0,25$$

$$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} Di$$

$$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} Di$$

$$Dd = \frac{2}{3} Di$$

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

Dimana,

Di = Diameter pengaduk

Dt = diameter dalam crystallizer

ZL = tinggi cairan dalam crystallizer

Wb = lebar baffle

Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki

L = lebar pengaduk

Offset 1 = Jarak baffle dari tangki

Offset 2 = Jarak baffle dari permukaan cairan

Jumlah baffle 4 terisah 90° satu sama lain

Dt = ID standar

$$= 130,75 \text{ in ; } 3,32 \text{ m ; } 332,10 \text{ ft}$$

Maka diperoleh :

$$Di = \frac{\frac{Dt}{3}}{3} = \frac{130,75}{3}$$

$$= 43,58 \text{ in ; } 1,10 \text{ m ; } 3,61 \text{ ft}$$

$$Zl = Di \times 3,9$$

$$= 43,58 \times 3,9$$

$$= 117,675 \text{ in ; } 2,98 \text{ m ; } 9,80 \text{ ft}$$

$$Zi = Di \times 0,75$$

$$= 43,58 \times 0,75$$

$$= 32,68 \text{ in ; } 0,83 \text{ m ; } 2,72 \text{ ft}$$

$$\text{Wb} = \text{Di} \times 0,1$$

$$= 43,58 \times 0,1$$

$$= 4,35 \text{ in ; } 0,11 \text{ m ; } 0,36 \text{ ft}$$

$$\text{L} = \text{Di} \times 0,25$$

$$= 43,58 \times 0,25$$

$$= 10,89 \text{ in ; } 0,27 \text{ m ; } 0,90 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 1} = 1/2 \times \text{Di}$$

$$= 1/2 \times 43,58$$

$$= 21,79 \text{ in ; } 0,55 \text{ m ; } 1,77 \text{ ft}$$

$$\text{Offset 2} = 1/6 \times \text{Di}$$

$$= 1/6 \times 43,58$$

$$= 7,26 \text{ in ; } 0,18 \text{ m ; } 0,59 \text{ ft}$$

$$\text{W} = 1/5 \times \text{Di}$$

$$= 1/5 \times 43,58$$

$$= 8,71 \text{ in ; } 0,22 \text{ m ; } 0,72 \text{ ft}$$

Sehingga,

$$\text{Panjang baffle} = \text{H crystallizer} - (\text{offset 1} + \text{offset 2})$$

$$= 123,11 \text{ in ; } 3,12 \text{ m}$$

- **Menghitung jumlah impeller**

$$\text{WELH} = \text{Zl} \times \text{sg} \quad (\text{Water Equivalen Liquid High})$$

$$\text{Sg} = \frac{\rho_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{solid}}} = \frac{530,21}{997} = 0,532$$

$$\text{WELH} = 2,98 \times 0,532$$

$$= 1,590 \text{ m ; } 5,21 \text{ ft}$$

Maka,

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{\text{WELH}}{D} \quad D = \text{Di}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{1,590}{1,10} = 1,436$$

Sehingga jumlah impeller 1 buah

**Putaran Pengaduk**

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

$$N = \frac{600}{3,14 \times 3,63} \sqrt{\frac{5,21}{2 \times 3,63}}$$

$$= 44,58 \text{ rpm} ; 0,743 \text{ rps}$$

### Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{\rho \cdot N^3 \cdot D_i^5}{Re}$$

Dimana :

$$\rho = 33,10 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,033 \text{ lb/ft.s}$$

$$D_i = 3,63 \text{ ft}$$

$$N = 0,61 \text{ rps (rps standar)}$$

$$Re = \frac{33,10 \times 0,61 \times 3,63^2}{0,033}$$

$$= 8013,75$$

Dari fig.477 (G.G. Brown, 1979) diperoleh  $N_p$  sebesar 0,75

Dimana :

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

Ket :

$N_p$  : Power pengaduk

$\rho$  : Densitas campuran

$D_i$  : Diameter pengaduk

$N_i$  : Kecepatan putar pengaduk

Diketahui,

$$N_p = 6$$

$$\rho = 530,21 \text{ kg/m}^3 ; 33,10 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_i = 1,10 \text{ m} ; 3,63 \text{ ft}$$

$$N_i = 0,61 \text{ rps}$$

$$P_a = 6 \times 530,21 \times 0,61^3 \cdot 1,10^5$$

$$P_a = 1240,32 \text{ watt} ; 1.2403 \text{ kW} ; 914,75 \text{ lbft/s}$$

$P_a = 1,66 \text{ HP}$

Sehingga sesuai standar maka dipilih NP sebesar 2 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 ).

### PERANCANGAN KOIL PENDINGIN

- Mencari nilai T average

Fluida dingin : air pendingin

$t_1$  : 25°C ; 298,15 K ; 77 °F

$t_2$  : 40 °C ; 313,15 K ; 104 °F

$t_{avg}$  : 32,5 °C ; 305,65 k ; 90,5 °F

Kondisi operasi steam :

Fluida panas : larutan NaOH

$T_1$  : 50 °C ; 323,15 k ; 122 °F

$T_2$  : 30 °C ; 303,15 k ; 86 °F

$T_{avg}$  : 40 °C ; 313,15 K ; 104 °F

- Mencari nilai  $\Delta T$  LMTD

Fluida Panas		Fluida dingin	Selisih temperatur
$T_1 = 122 \text{ °F}$	Temperatur tinggi	$t_2 = 104 \text{ °F}$	$T_1 - t_2 = 18 \text{ °F}$
$T_2 = 86 \text{ °F}$	Temperatur rendah	$t_1 = 77 \text{ °F}$	$T_2 - t_{21} = 9 \text{ °F}$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{18 - 9}{\ln \frac{18}{9}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 12,98 \text{ °F}$$

- Menentukan UD trial

Koefisien transfer panas overall dari tabel 8 D.Q Kern aqueous solution yaitu

200-500 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F

Diambil UD = 200 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F

Sehingga,

$$\square = \frac{\square}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$Q_{\text{steam}} = 392520,63 \text{ kJ/jam} ; 372037,78 \text{ Btu/hr} \quad (\text{Lampiran B})$$

$$A = \frac{372037,78}{200 \times 12,98}$$

$$A = 143,26 \text{ ft}^2$$

Dipilih diameter standar dari D.Q Kern tabel 11 yaitu :

$$\text{NPS} = 1,50 \text{ in}$$

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

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in} ; 0,15 \text{ ft} ; 0,04826 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,610 \text{ in} ; 0,1342 \text{ ft} ; 0,0408 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang (A')} = 2,040 \text{ in}^2 ; 0,0142 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas perpan/Panjang(a'')} &= 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft outside} \\ &= 0,422 \text{ ft}^2/\text{ft inside} \end{aligned}$$

$$\text{L/D} = 89,44$$

• **Menentukan hi**

$$G_t = \frac{\square \quad \square \quad \square \square \square \square}{\square \quad \square \square \square \square \square \square \text{g}}$$

Diketahui,

$$\text{Air pendingin} = 4694,49 \text{ kg/jam} ; 10349,59 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = \frac{4694,49}{0,1342} = 730559,92 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam}$$

$$V = \frac{\square}{\square}$$

$$= \frac{4694,49}{0,0638} = 11440737,39 \text{ ft/jam}$$

$$= 11440737,39 \times 0,3048 = 3487,123 \text{ m/jam}$$

$$\text{Ret} = \frac{\text{ID} \cdot G_t}{\mu}$$

$$= 52499,80 > 4000 \text{ turbulen}$$

Didapatkan nilai JH = 65 dari fig.24 D.Q kern,1983

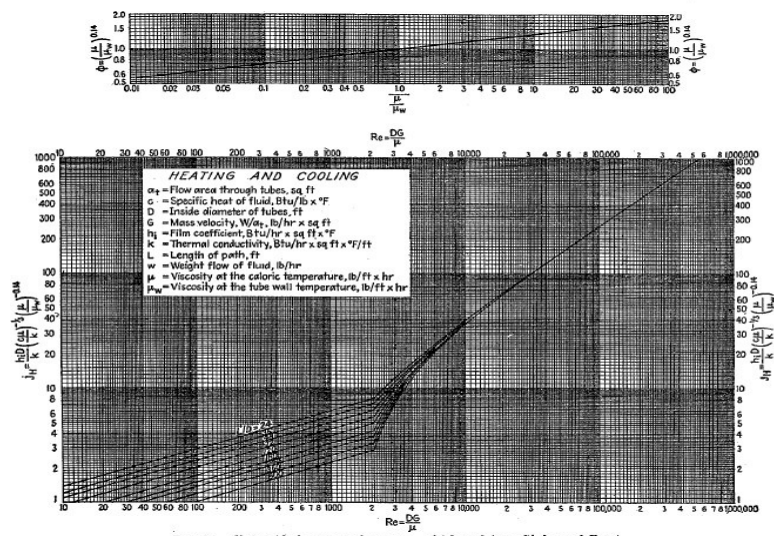


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

Maka, nilai  $h_i$

$$h_i = JH \times \left(\frac{k}{De}\right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$h_i = 299,93 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

- Menentukan  $h_{io}$

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

$$h_{io} = 253,15 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Untuk koil, harga  $h_{io}$  harus dirokasi dengan faktor koreksi

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiralkoil}}}\right)$$

Kern, page 721

Diambil :  $D_{\text{spiral koil}} = 75\%$  diameter tangki

$D_{\text{spiral koil}} = 89,53 \text{ in} ; 7,46 \text{ ft}$

$H_{io \text{ koil}} = 254,15 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$

- Menentukan  $h_o$

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

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

(Kern pers, 20,4 pake 722)

Diketahui :

$$L_p = D_i = 3,31 \text{ ft}$$

$$N = 0,814 \text{ rps ; } 2929,65 \text{ rpj}$$

Sifat larutan dalam crystallizer pada  $T_{avg} = 75$

$$\rho \text{ pada } T_{avg} = 1486,20 \text{ kg/m}^3 ; 92,78 \text{ lb.ft}^2$$

$$\mu \text{ pada } T_{avg} = 0,70 \text{ cp ; } 1,69 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p \text{ pada } T_{avg} = 3,21 \text{ kJ/kg.K ; } \text{btu/lb.F}$$

$$k \text{ pada } T_{avg} = 0,7082 \text{ W/m.K ; } 0,4095$$

$$OD = 120,00 \text{ in ; } 10 \text{ ft}$$

$$D = 1,61 \text{ in ; } 0,12 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 1,69$$

Sehingga didapatkan,

$$h_o = 70384,34 \text{ btu/jam/ft}^2.\text{F}$$

- **Menentukan UC**

Koefisien tranfer panas dalam keadaan bersih

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

$$UC = 253,23 \text{ btu/jam/ft}^2.\text{F}$$

- **Menentukan UD**

$$UD = \frac{hD \cdot UC}{hD + UC}$$

$$UD = 143,90 \text{ btu/jam/ft}^2.\text{F}$$

- **Koreksi dirt factor (Rd)**

$$Rd = \frac{UC - UD}{UC \cdot UD}$$

$$Rd = \frac{253,23 - 143,90}{253,23 + 143,90}$$

$$= 0,003$$



- **Menentukan luas transfer panas**

$$A = \frac{Q_{total}}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

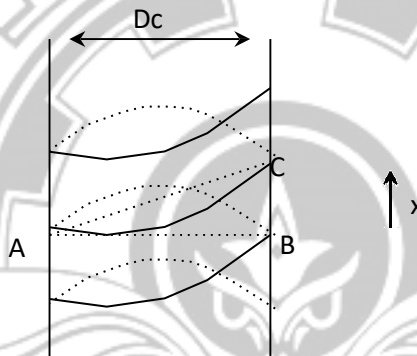
$$A = \frac{372037,78}{143,90 \times 12,98} = 199,10 \text{ m}^2$$

- **Menentukan Panjang koil**

$$L_{\text{pipa koil}} = \frac{A}{a''}$$

$$L_{\text{pipa koil}} = \frac{199,10}{0,4980} = 399,80 \text{ ft ; } 121 \text{ m}$$

- **Menentukan jumlah lengkungan koil**



$$D_c = 0,7 \times (\text{ID tangki crystallizer})$$

$$D_c = 0,7 \times 119,37$$

$$= 83,5625 \text{ in ; } 6,96 \text{ ft}$$

$$AB = \text{ID}$$

$$BC = x$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$AC = \sqrt{(\text{ID})^2 + x^2}$$

$$\text{Busur AB} = \frac{1}{2} \pi \cdot D_c$$

$$\text{Busur AC} = \frac{1}{2} \pi \cdot AC$$

$$\text{Diambil : } x = 0,5 \times \text{OD}$$

$$x = 0,5 \times 1,9$$

$$= 0,95 \text{ in ; } 0,0792 \text{ ft ; } 0,023 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{2,212^2 + 0,023^2}$$

$$= 2,122 \text{ m ; } 6,96 \text{ ft ; } 83,56 \text{ in}$$

Panjang satu putaran,

$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2} \pi \cdot (Dc) + \frac{1}{2} \pi \cdot (Ac)$$

$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2} \pi \cdot (Dc) + \frac{1}{2} \pi \cdot ((Dc^2 + x^2)^{1/2})$$

$$K_{\text{lilitan}} = (\frac{1}{2} \times 3,14 \times 6,96) + (\frac{1}{2} \times 3,14 \cdot ((6,96^2 + 0,079^2)^{1/2}))$$

$$= 21,866 \text{ ft ; } 262,39 \text{ in ; } 6,66 \text{ m}$$

- **Menentukan banyaknya lilitan**

$$N_{\text{lilitan}} = \frac{\text{Panjang lilitan}}{\text{Panjang satu lilitan}}$$

$$= 18,2843$$

Maka lilitan dalam tangki crystallizer adalah 18 liitan

- **Menentukan tinggi tumpukan koil**

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

$$= (18-1) \times 0,0792 + 18 \times 0,1583$$

$$= 4,19 \text{ ft ; } 1,27 \text{ m ; } 50,35 \text{ in}$$

### Rangkuman Spesifikasi Crystallizer (CR-01)

#### Spesifikasi Umum

Kode	: CR-01
Fungsi	: Membentuk kristal NaOH.H <sub>2</sub> O dari larutan NaOH 85%
Jenis	: <i>Stirer tank crystallizer</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm

#### Kontruksi dan material

Bahan kontruksi	: <i>High alloy steel SA-167 grade 3 type 304</i>
OD shell	: 3.04 m
Tebal shell	: 0,31 in

Tinggi total	: 7,01 m
Jenis head	: <i>Torispherical flanged &amp; dishead conis</i>
Jenis bottom	: Conis
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis pengaduk	: Marime propeller with 3 blade
Diameter pengaduk	: 1,01 m
Kecepatan pengaduk	: 37,00 rpm
Power pengaduk	: 1 HP
Jenis pendingin	: <i>Coil</i>
UD	: 143,91
Luas area transfer panas	: 199,11 W/m <sup>2</sup> .K
NPS	: 1,50 in
Schedule number	: 40
Panjang total	: 121,86 m
Jumlah lilitan	: 18 lilitan
Tinggi tumpukan <i>coil</i>	: 1,28 m

#### C.14. Centrifuge II (CF-02)



Gambar C.30 Centrifuge II (CF-02)

Kode : CF - 02

Tipe : *Helical conveyor*

Fungsi : Memisahkan kristal NaOH dan dengan mother liquor

Kondisi proses :

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

**Komponen masuk**

NaOH = 775,05 kg/jam  
 NaOH.H<sub>2</sub>O = 5305,02 kg/jam  
 H<sub>2</sub>O = 0,80 kg/jam

**Komponen keluar menuju rotary dryer**

NaOH = 5303,02 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 0,04 kg/jam

**Komponen keluar menuju penampung mother liquor**

NaOH = 775,05kg/jam

H<sub>2</sub>O = 0,76 kg/jam

**Spesifikasi centrifuge**

Untuk cake basah antara 2,5 -12 ton/jam, maka dipilih *helical conveyor* (Perry ed 7 : tabel 18-12)

1. Diameter bowl (Db) = 30 in ; 0,76 m
2. Panjang bowl (Lb) = 3Db = 90 in ; 2,28 m
3. Jari – jari bowl = 15 in ; 0,38 m
4. Kecepatan putar bowl (nb) = 2700 rpm
5. Kapasitas
  - Padatan = 5,3031 ton/jam
  - Cairan = 197,49 gallon/menit
6. Power motor (pb) = 200 hp
7. Maksimum gaya centrifuge = 3,105 × gravity

**TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges**

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05-0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1-10		2
	5	15,000	15,900	0.2-20		3
Disk	7	12,000	14,300	0.1-10		½
	13	7,500	10,400	5-50		6
	24	4,000	5,500	20-200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10-40	0.1-1	20
	16	6,250	8,900	25-150	0.4-4	40
	27	4,200	6,750	40-400	1-11	125
	30	3,300	4,600	40-400	1-11	125
Helical conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03-0.25	5
	14	4,000	3,150	To 75	0.5-1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1-3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5-12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3-15	200
	36	2,250	2,500	To 600	10-25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10-25	400
54	1,000	770	To 750	20-60	250	
Knife discharge	20	1,800	920	f	1.01	20
	36	1,200	740	f	4.11	30
	65	900	750	f	20.51	40

Gambar C.17 Spesifikasi centrifuge

- **Menentukan tenaga dan putaran**

Tenaga penggerak jenis screw/helcal dapat dihitung dengan persamaan

$$\square = \frac{\square\square\square}{33000}$$

Dimana :

HP = tenaga penggerak

C = konstanta untuk bahan padat

w = kapasitas lb/mnt

L = Panjang, ft

Diketahui :

$$L = LB = 2,28 \text{ m} ; 7,5 \text{ ft}$$

$$w = \frac{6078,89 \times 2,20462}{60} = 223,36 \text{ lb/mnt} \quad (\text{Brown, 1950})$$

$$C = 1,3$$

$$HP = \frac{1,3 \times 223,36 \times 7,5}{33000}$$

$$= 0,066 \text{ HP}$$

Efisiensi motor penggerak = 90%

Sehingga power = 0,66 × 90% = 0,05 HP

Sesuai standarmdigunakan 1/12 atau 0,083 HP (Perry Tabel 21-8, 1999).

Nb = 20 -80 Nh ; dipilih 80 Nh

Maka,

$$Nh = 2700/80 = 33,75 \text{ rpm}$$

- **Diameter kristis partikel terpisah (Dpc)**

$$D_{pc} = \left[ \frac{9 \cdot Q \cdot \mu \cdot s}{(\rho p - \rho) V \cdot \omega^2 \cdot r} \right]^{1/3}$$

Diketahui :

$$Q(\text{debit feed}) = 20,01 \text{ m}^3/\text{jam} ; 0,1963 \text{ ft}^2/\text{s}$$

$$\mu \text{ (viskositas)} = 0,854 \text{ cp} ; 0,0006 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho \text{ s (densitas padatan)} = 530,30 \text{ kg/m}^3 ; 33,09$$

$$\text{ft}^2/\text{s} \rho \text{ (densitas cairan)} = 77,50 \text{ kg/m}^3 ;$$

$$4,83 \text{ lb/ft}^2$$

$$V \text{ (volume bowl)} = 0,7 \cdot Lb \cdot \pi \cdot Db^{1/2} = 4,38 \text{ ft}^2$$

$$\omega = 2 \cdot \pi \cdot N_b = 282,60 \text{ 1/s}$$

$$r = 15 \text{ in ; } 1,24 \text{ ft}$$

$$s \text{ (tebal film cairan pd dinding lapiran padatan)} = 0,001 \cdot db = 0,0076 \text{ ft}$$

Sehingga,

$$D_{pc} = \frac{9 \times 0,1963 \times 0,0076}{(33,09 - 4,83) \times 4,38 \times (282,60^2) \times 1,24}$$

$$D_{pc} = 0,0000007903 \text{ ft ; } 0,2408 \text{ mikron}$$

Ukuran padatan terkecil = 1 mikron

Jadi pemisahan berlangsung sempurna karena  $D_{pc} < \text{diameter partikel}$

- **Waktu pemisahan partikel padatan**

$$t_p = \frac{18\mu}{(\rho_s - \rho) \cdot D^2 \cdot \omega^2} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r}$$

Diambil  $r_2/r_1 = 6$

$r_2$  = jarak pusat putaran dengan dinding tabung

$r_1$  = jarak pusat putaran dengan permukaan cairan

$D$  (diameter partikel terkecil) = 0,001 m

$\rho_s$  (densitas padatan) = 530,03

$\rho$  (densitas cairan) =

77,50 kg/m<sup>3</sup>  $\mu$  (viskositas cairan)

= 0,0009 cp

18 × 0,009

$$t_p = \frac{18 \times 0,009}{(530,03 - 77,50) \times (0,001^2) \times 282,60^2} \ln 6$$

$$t_p = 0,0008 \text{ s ; } 0,000013 \text{ menit}$$

- **Menentukan gaya sentrifugal**

$$F_c = 0,01097 \times m \times r \times N^2$$

Dimana :

$F_c$  = (gaya sentrifugal)

$M$  (massa feed) = 6078,89 kg/jam

$r$  (jari-jari bowl) = 15 in ; 0,38 m

$N$  (kecepatan sudut) = 2700 rpm ; 45brps

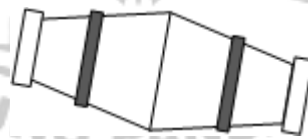
Sehingga,

$$F_c = 51449,54 \text{ N}$$

### Rangkuman Spesifikasi Centrifuge (CF-02)

Kode	: CF-02
Fungsi	: Memisahkan kristal NaOH dan dengan mother liquor
Jenis	: <i>Helical conveyor</i>
Bahan Kontruksi	: <i>High A lot Steel Sa-167 grade 3 type 304</i>
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Kapasitas	: 5,30 ton/jam
Diamter bowl	: 0,76 in
Panjang bowl	: 2,29 m
Radius	: 0,38 in
Laju putar motor	: 38,75 Rpm
Daya motor	: 0,083 HP

### C.15. Rotary dryer (RD-01)



Gambar C. 31 Rotary dryer (RD-01)

Kode	: RD - 01
Tipe	: <i>Drum dryer</i>
Fungsi	: Mengurangi kadar air pada kristal NaOH.H <sub>2</sub> O
Kondisi proses :	
Suhu operasi	: 80°C

Tekanan : 1 atm

**Komponen masuk**

NaOH.H<sub>2</sub>O = 5303,0294 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 0,0405 kg/jam

Total = 5303,07kg/jam

**Komponen H<sub>2</sub>O yang menguap**

H<sub>2</sub>O = 0,0396 kg/jam

**Komponen keluar**

NaOH.H<sub>2</sub>O = 5303,0294 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 0,00081 kg/jam

Total = 5303,0303 kg/jam

**Diketahui,**

Udara masuk = 22397,86 kg

Humidity udara masuk = 0,0290 kg air/kg udara

Humidity udara keluar = 0,0388 kg air/kg udara

Suhu udara masuk = 80°C

Suhu udara keluar = 43,34 °C

Suhu bahan masuk = 30 °C

Suhu bahan keluar = 41,34 °C

• **Menentukan diameter rotary dryer**

Feed = 5303,0303 kg/jam ; 11691,25 lb/jam

Over design (10%)

Maka,

Feed = 5303,0303 × 1,1

= 5833,37 kg/jam ; 12860,37 lb/jam

Total panas = 265361,31 kJ/jam

Suhu udara masuk (T<sub>1</sub>) = 80°C

Suhu udara keluar (T<sub>2</sub>) = 43,34 °C

Suhu bahan masuk (t<sub>1</sub>) = 30 °C



Suhu bahan keluar ( $t_2$ )=41,34 °C

$G$  = gass mass velocity kg/s.m<sup>2</sup> (Ulrich, tabel 4-10, p.132)

(asumsi gass mass velocity,  $G = 0.5 - 5.0$  kg/s.m<sup>2</sup>)

Digunakan  $G = 3$  kg/s.m<sup>2</sup>

$$A = \frac{\text{Feed masuk}}{V \cdot 3600}$$

$$A = \frac{5303,07}{(3 \times 3600)}$$

$$A = 0,49 \text{ m}^2 ; 5,28 \text{ ft}^2$$

Maka diameter rotary dryer :

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$0,49 = \frac{3,14}{4} = 0,62 \text{ m}$$

$$D = 0,62^{0,5}$$

$$D = 0,790 \text{ m} ; 2,59 \text{ ft}$$

Diameter rotary dryer 0,2 – 2 m (Perry 7ed, hal.12-56), sehingga diameter rotary dryer terpenuhi.

- **Menentukan panjang rotary dryer**

Untuk rotary dryer, perbandingan Panjang dan diameter (L:D) = 4:1 (Perry,1999)

Sehingga :

$$\begin{aligned} L &= 0,790 \times 4 \\ &= 3,16 \text{ m} ; 10,37 \text{ ft} \end{aligned}$$

- **Menentukan volume rotary dryer**

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$V = \frac{3,14}{4} \times 0,790 \times 3,16$$

$$V = 1,55 \text{ m}^3 ; 54,85 \text{ ft}^3$$

- **Menentukan kecepatan putar rotary dryer**

Kecepatan putar linear ( $v$ ) dari rotary dryer dioperasikan (Perry 7ed, p.12-54)

Untuk desain alat diambil = 60 ft/menit

$$N = \frac{v}{\pi \times D}$$

$$N = \frac{60}{3,14 \times 2,59}$$

$$N = 7,36 \text{ rpm}$$

Digunakan kecepatan putaran standar 10 rpm

• **Menentukan volume rotary dryer**

$$\theta = \frac{0,23 \cdot L}{SN^{0,9}D} + 0,6 \frac{BLG}{f} \quad (\text{perry } 6^{\text{ed}}, 20 - 33)$$

$$B = 5(Dp)^{-0,5} \quad (\text{perry } 6^{\text{ed}}, 20 - 33)$$

Ketentuan (Perry 6ed, hal.20-33) :

$$S \text{ (slope drum)} = 0 - 8 \text{ cm/m}$$

$$G \text{ (rate massa udara)} = 0,5 - 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$F \text{ (rate solid)} = \text{kg solid/jam} \cdot \text{m}^2$$

Diasumsikan :

$$Dp \text{ (ukuran partikel)} = 10 \text{ mesh} = 2000 \mu\text{m} \quad (\text{Perry } 6^{\text{ed}}, \text{ T.21-6})$$

$$G \text{ (rate massa udara)} = 0,5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad (\text{Ulrich, tabel 4-10, p.132})$$

$$S \text{ (slope drum)} = 4 \text{ cm/m} ; 0,04 \text{ m/m} \quad (\text{Perry } 6^{\text{ed}}, \text{ hal.20-33})$$

$$N \text{ (kecepatan putaran drum)} = 10 \text{ rpm}$$

Sehingga,

$$L = 3,16 \text{ m}$$

$$S = 4 \text{ cm/m}$$

$$N = 10 \text{ rpm}$$

$$D = 0,790 \text{ m}$$

$$B = 5 \times (2000^{0,5}) = 223,60 \mu\text{m}$$

$$G = 0,5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$A(\text{drum}) = 0,4910 \text{ m}^2$$

$$F = 5833,37 / 0,4910 = 11880 \text{ kg/jam} \cdot \text{m}^2$$

$$\theta = \frac{0,23 \times 3,16}{4 \times 10^{0,9} \times 0,790} + 0,6 \frac{223,60 \times 3,16 \times 0,5}{11880}$$

$$\theta = 4,68 \text{ menit}; 0,07 \text{ jam}$$

• **Menentukan flight di rotary dryer**

Perhitungan berdasarkan (perry 7ed,12-56) :

Ketentuan :

$$\text{Tinggi flight} = \frac{1}{2} D - \frac{1}{8} D$$

$$\text{Panjang flight} = 0,6 \text{ m} - 2 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah flight 1 circle} = 2,4 D - 3 D$$

Pengambilan data :

$$\text{Tinggi flight} = \frac{1}{8} D$$

$$\text{Panjang flight} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah flight 1 circle} = 3 D$$

$$\text{Diameter drum} = 0,790 \text{ m}$$

$$\text{Panjang drum, L} = 3,16 \text{ m} \rightarrow \text{dibulatkan menjadi } 3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi flight} = \frac{1}{8} \times 0,790 = 0,09 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah flight 1 circle} = 0,790 \times 3 = 2,37 \rightarrow 2 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Total circle} &= \frac{\text{panjang drum}}{\text{panjang flight}} \\ &= \frac{3,16}{2} \\ &= 1,58 \rightarrow 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total jumlah flight} &= \text{total circle} \times \text{jumlah flight 1circle} \\ &= 2 \times 2 = 4 \text{ buah flight} \end{aligned}$$

• **Menentukan tebal shell rotary dryer**

$$t = \frac{t_s}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell dan Young, 1959})$$

Keterangan :

$t_s$  : Tebal dinding shell

$P$  : Tekanan design

$R_i$  : Jari-jari

$F$  : Tekanan maksimum

$E$  : Efisiensi

$C$  : Faktor korosi

Diketahui,

$P$  : 16,17 psi

$R_i$  : 15,56 in

f : 13,750 psi (Brownell and Young, 1959. Hal 342)

E : 80%

C : 0,125 in

Sehingga,

$$ts = \frac{16,17 \cdot 15,56 \text{ in}}{(13,750 \times 80\%) - (0,6 \times 16,17)} + 0,125$$

$$ts = 0,14796 \text{ in}$$

Dari nilai ts diperoleh sesuai standar dari (tabel 5.7 Brownell and Young, 1959) yaitu :

Tebal standar = 3/16 in atau 0,1875 in = 0,0156 ft

• **Menentukan power rotary dryer**

Daya motor yang diperlukan dihitung dengan pers. 12-60 Perry's Chemical Engineer's Hand Book, 1999

$$bhp = N \cdot \frac{4,75 d \cdot w + 0,1925 D \cdot W + 0,33 W}{100000}$$

Dimana :

bhp = brake house power (1 bhp = 0,75 kW)

N = total loading load (beban material dan peralatan)

W = beban material, lb

w = diameter

D = diameter luar, ft

d = diameter dalam ,ft

Diketahui :

N = 10 rpm

D = 2,61 ft

d = 2,59 ft

w = kecepatan feed × waktu tinggal

$$= 11691,25 \text{ lb/jam} \times 0,0780 \text{ jam}$$

$$= 912,28 \text{ lb}$$

Menghitung W,

Bahan konstruksi rotary dryer ialah *carbon steel SA 283 grade C*, maka :

$$\rho_{\text{(shell)}} = 443,2310 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Massa shell} &= \frac{1}{4} \cdot \pi(D^2 - d^2) \cdot L \cdot \rho \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 (2,6162^2 - 2,59^2) \times 10,37 \times 443,23 \\ &= 293,71 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= w + \text{massa shell} \\ &= 912,28 + 293,71 \\ &= 1205,99 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{bhp} &= 10 \times \frac{(4,75 \times 2,59 \times 912,28) + (0,1925 \times 2,61 \times 1205,99) + (0,33 \times 1205,99)}{100000} \\ &= 12,24 \text{ HP} \end{aligned}$$

Sesuai dengan standar digunakan 15 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 ).

#### **Rangkuman Spesifikasi Rotary dryer (RD-01)**

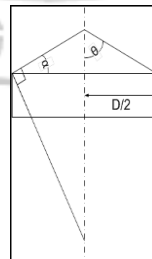
Kode	: RD-01
Fungsi	: Mengurangi kadar air pada kristal NaOH.H <sub>2</sub> O
Jenis	: <i>Drum dryer</i>
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-178 Grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Suhu kristal masuk	: 30°C
Suhu kristal keluar	: 41,34°C
Suhu udara masuk	: 80°C
Suhu udara keluar	: 43,34°C
Tekanan	: 1 atm
<b>Spesifikasi</b>	
Diameter	: 0,79 m
Panjang	: 3.16 m
Tebal shell	: 0,19 in

Jumlah flight	: 4 buah
Kecepatan putar	: 10 rpm
Daya motor	: 15 HP

### C.16. Silo II (SL-02)

Rangkuman Spesifikasi Silo (SL-02)	
Kode	: SL-02
Fungsi	: Menyimpan produk NaOH
Jenis	: Silinder tegak
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel Sa-283 Grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Diameter silo	: 1,33 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,25 in
Tinggi silo	: 3,32 m
Volume tangki	: 4,03 m <sup>3</sup>

### C.17. Tangki Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (T-01)



Gambar C.32 Tangki Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (T-01)

Kode	: T - 01
Fungsi	: Menyimpan bahan pembantu Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>

Tipe : Silinder tegak dengan atap kerucut

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

- Menghitung volume tangki

Diketahui :

Waktu tinggal = 30 hari

Laju massa = 40,28 kg/jam

Jumlah massa dengan waktu tinggal = 29000,70 kg

$$V = \frac{m}{\rho}$$

Dimana :

$$m = 29000,71 \text{ kg}$$

$$\rho = 2530 \text{ kg/m}^3 ; 157,94 \text{ lb/ft}^2$$

Maka,

$$V = \frac{29000,71}{2530}$$

$$V = 11,46 \text{ m}^3 ; 404,80 \text{ ft}^3$$

Over design 20% (Peter and Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 11,46 \times 1,2 \\ &= 13,76 \text{ m}^3 ; 485,76 \text{ ft}^3 ; 3633,76 \text{ gallon} \end{aligned}$$

- Menentukan dimensi tangki

$$H^3 = \frac{vt \times 4}{\pi \times 7,1112}$$

$$H^3 = \frac{13,76 \times 4}{3,14 \times 7,1112}$$

$$H^3 = 2,46 \text{ m}^3$$

$$H = 1,35 \text{ m}$$

Sehingga,  $H = D$

$$D = 1,35 \text{ m}$$

Dipilih tinggi dan diameter standar berdasarkan appendix E Brownell and Young yaitu :

$$\text{Tinggi standar} = 5 \text{ ft} ; 1,52 \text{ m}$$

Diameter standar = 5 ft ; 1,52 m

$$\begin{aligned}\text{Sehingga kapasitas tangki} &= \frac{(\pi \times h \times D)^2}{4} \\ &= \frac{(3,14 \times 5 \times 5)^2}{4} = 98,125 \text{ ft}^2; 17,46 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Course plate = 5 (appendix E Brownell and Young)

- **Menentukan tekanan hidrostatik dan tekanan design**

$$\rho_m = \frac{\text{Massa}}{V} = 2530 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{hidrostatik}} = \rho_m \times g \times h = 233488,88 \text{ Pa}$$

- **Menghitung  $P_{\text{operasi}}$**

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

- **Menghitung  $P_{\text{design}}$**

Over design = 20%

$$\begin{aligned}P_{\text{design}} &= 1,2 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 23,47 \text{ psi}\end{aligned}$$

- **Menentukan tebal plate shell**

Tinggi shell = 5 ft

Jika lebar course = 5 ft

Jumlah course = 1

Selisih course = 5 ft

Maka dipilih jumlah course sebanyak 5, dengan lebar Msing 3 ft

$$t = \frac{\rho(H-1)(12D)}{2. f. E. 144} + C \quad (\text{Brownell and Young})$$

dimana,

$$\rho_{\text{air at } 60\text{oF}} = 62,37 \text{ lb/ft}^3$$

H = tinggi

D = diameter

F = tekanan maksimum

E = efeisiensi

C = factor koreksi

Sehingga,



$$t = \frac{62,37 \times 12 \times 5}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144}$$

$$t = 0,00128 \text{ in}$$

- **Menentukan tebal shell pada setiap course**

Tebal shell tiap course plate

### Plate 1

$$H = 5 \text{ ft ; } 180 \text{ in}$$

$$ts = t \cdot (H - 1) + C$$

$$= 0,00128 (5-1) + 0,125 = 0,1301 \text{ in}$$

Standar = 3/16 atau 0,1875 in (Brownell and Young)

- Menentukan sudut  $\Theta$

Direncanakan head berbentuk conical roof dan menggunakan bahan yang sama

$$\sin \Theta = \frac{D}{430 \cdot ts} \quad (\text{Pers. 4.6 Brownell and young})$$

Dimana,

$\Theta$  = sudut cone roof terhadap horizontal

D = diameter tangki, ft

ts = tebal shell roof = 0,1875 in

Sehingga,

$$\sin \theta = \frac{5}{430 \times 0,1875}$$

$$= 0,0620$$

$$\theta = \frac{\sin 0,0620}{3,14 \times 180} = 3,55^\circ$$

$$\alpha = 90 - \theta$$

$$\alpha = 90 - 3,55^\circ$$

$$\alpha = 86,44^\circ$$

- **Menentukan tebal head tangki**

Persamaan yang digunakan :

$$th = \frac{P \cdot D12D}{2 \cdot \cos (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C \quad (\text{Brownell and Young})$$

Sehingga diperoleh :

th = 1,2478 in → standar  $1^{1/4}$  atau 1,2500 in ; 0,104 m

• **Menentukan tebal bottom tangki**

$$tb = \frac{P \cdot D}{2 \cdot F \cdot E} + C \quad (\text{Brownell and Young})$$

tb = 0,26 in → 3/8 atau 0,3750 in ; 0,0095

Sehingga tinggi total tangki penyimpanan :

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (T-01)</b>	
Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan bahan pembantu Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 1,52 m
Diameter	: 1,52 m
Tebal shell	: 0,1875 m
Tebal head	: 1,2500 in
Tebal bottom	: 0,3750 in
Jumlah course	: 1

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki NaOH (T-02)</b>	
Kode	: T-02
Fungsi	: Menyimpan bahan pembantu NaOH

Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 3,12 m
Diameter	: 1,52 m
Tebal shell	: 0,1875 m
Tebal head	: 1 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 1

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki Penampung (T-03)</b>	
Kode	: T-03
Fungsi	: Menampung larutan dari hasil elektrolisis
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat

Tinggi	: 5,57 m
Diameter	: 3,05 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,1875 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 3

#### **Rangkuman Spesifikasi Tangki Penampung (T-04)**

Kode	: T-04
Fungsi	: Menampung larutan NaCl dari centrifuge
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 3,02 m
Diameter	: 1,51 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 1 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 3

<b>Rangkuman Spesifikasi Tangki Penampung (T-05)</b>	
Kode	: T-05
Fungsi	: Menampung mother liquor dari crystallizer
Tipe	: Silinder tegak dengan atap kerucut
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Jenis head	: Conical
Jenis bottom	: Flat
Tinggi	: 3,83 m
Diameter	: 1,91 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 1 in
Tebal bottom	: 0,2500 in
Jumlah course	: 2

**C.18. Belt conveyor (BE-01)**



Gambar C. 33 Belt conveyor (BE-01)

Kode	: BE - 01
Fungsi	: Mengangkut bahan baku NaCl ke silo I
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Diketahui :	

Laju alir massa = 8435,02 kg/jam ; 8,435 ton/jam

Tinggi silo = 18,06 m ; 59,26 ft

Sudut kemiringan = 20°

Panjang belt =  $\frac{\text{Tinggi silo}}{\sin 20^\circ \times \frac{180}{180}}$   
= 52,81 m ; 173,28 ft

Dari tabel 21.7 Buku Perry dipilih spesifikasi belt :

Lebar belt = 14 in ; 1,17 ft ; 1,16

Luas penampang = 0,11 ft<sup>2</sup>

Kapasitas design = 32 ton/jam

Kecepatan design = 300 m/menit

Maka, kecepatan aktual yaitu :

actual speed =  $\frac{\text{laju alir}}{\text{kapasitas design} \times \text{kecepatan design}}$

actual speed =  $\frac{8,435 \text{ ton}}{32 \text{ ton} \times 300 \text{ ft/menit}} = 79,100 \text{ ft/menit}$

**Daya yang diperlukan pada belt conveyor**

Hp total =  $\frac{F(L + Lo)(T + 0,03. W. s) + T. Z}{990}$

Dimana :

F = faktor gesekan 0,05

L = Panjang conveyor

Lo = factor penunjang untuk plain bearing, 100 ft

T = rate pengangkutan

W = berat belt, 12 lb/ft

S = kecepatan belt

Z = tinggi pengangkutan (tinggi vertical)

Hp total =  $\frac{F(L + Lo)(T + 0,03. W. s) + T. Z}{990}$

Hp total =  $\frac{0,05(173,28 + 100)(8,435 + 0,03 \times 12 \times 79,100) + 8,435. 59,26}{990}$

Hp total = 1,015 HP

Jika efisiensi motor 80% maka :

Power =  $1,015 \times 80\% = 1,268$  HP

Sehingga sesuai dengan standar maka HP yang digunakan 1.5 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 ).

#### **Rangkuman Spesifikasi Belt Conveyor (BC-01)**

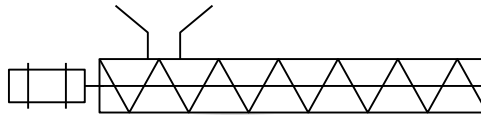
Kode	: BC-01
Fungsi	: Mengangkut bahan baku NaCl ke silo I
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Panjang belt	: 52,82 m
Lebar belt	: 14 in
Kapasitas	: 32 ton/jam
Kecepatan	: 79,10 ft/menit
Power	: 1.5 HP

#### **Rangkuman Spesifikasi Belt Conveyor (BC-02)**

Kode	: BC-02
Fungsi	: Mengangkut bahan baku NaCl ke M-01
Jumlah	: 1 buah
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Panjang belt	: 29,67 m
Lebar belt	: 14 in
Kapasitas	: 32 ton/jam

Kecepatan	: 79,10 ft/menit
Power	: 1 HP

### C.19. Screw Conveyor I (SC-01)



Gambar C.34 Screw Conveyor

Kode : SC - 01  
 Fungsi : Mengangkut NaCl menuju mixer  
 Suhu : 30°C  
 Tekanan : 1 atm

Laju alir : 6078,89 kg/jam : 13401,67 lb/jam

Densitas : 607,88 kg/m<sup>3</sup> ; 37,94 lb/ft<sup>3</sup>

Laju volumetrik :  $\frac{13401,67}{37,94} = 253,14 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Over design : 20% (Timmerhaus,1991)

- **Menentukan kapasitas conveyor**

$$\text{Kapasitas conveyor} = \frac{6078,89 \times 1,2}{1000} = 7,29 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} ; 268,03 \text{ lb/menit}$$

$$\text{Kapasitas design} = 253,14 \times 1,2 = 423,77 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

- **Menentukan daya conveyor**

Dari Tabel 21.6 hal 1920 (Perry, 1997), diperoleh data screw conveyor berdasarkan kapasitas :

Dipililih kapasitas = 10 ton

Diameter flight = 10 in

Diameter pipa = 2,5 in

Diameter shafts = 2 in



Pusat gantungan = 10 ft  
Diameter feed section = 9 in  
Panjang screw = 10 ft  
Kecepatan = 55 rpm

- **Menentukan power motor**

$$\text{Power motor} = \frac{K \cdot C \cdot L}{33000} \quad (\text{Brown, 1956})$$

Dimana :

K (koefisien) = 4 untuk abu ; 2,5 batu bara ; 1,3 bulir

C (kapasitas) = 268,03 lb/menit

L (panjang) = 10 ft

Sehingga :

$$\text{Power motor} = \frac{1,3 \times 268,03 \times 10}{33000}$$

Power motor = 0,10 HP

Efisiensi power motor 80%

Maka :

Power motor =  $0,10 \times 80\% = 0,08$

Sesuai dengan standar diambil 0,5 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 ).

#### **Rangkuman Spesifikasi Screw Conveyor I (SC-01)**

Kode	: SC-01
Fungsi	: Mengangkut kristal NaOH menuju centrifuge II
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: Horizontal screw conveyor
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	: 7,29 ton/jam
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm

Suhu	:	30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>		
Diameter flight	:	10 in
Diameter pipa	:	2,5 in
Diameter shafts	:	2 in
Pusat gantungan	:	10 ft
Diameter feed section	:	9 ft
Panjang	:	10 ft
Power motor	:	0,5 HP

**Rangkuman Spesifikasi Screw Conveyor II (SC-02)**

Kode	:	SC-02
Fungsi	:	Mengangkut kristal NaOH menuju rotary dryer
Jumlah	:	1 buah
Tipe	:	Horizontal screw conveyor
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	:	6,36 ton/jam
<b>Kondisi operasi</b>		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>		
Diameter flight	:	10 in
Diameter pipa	:	2,5 in
Diameter shafts	:	2 in
Pusat gantungan	:	10 ft
Diameter feed section	:	9 ft

Panjang	:	10 ft
Power motor	:	0,5 HP

### **Rangkuman Spesifikasi Screw Conveyor III (SC-03)**

Kode	:	SC-03
Fungsi	:	Mengangkut kristal NaOH menuju bucket elevator
Jumlah	:	1 buah
Tipe	:	Horizontal screw conveyor
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	:	6,36 ton/jam

#### **Kondisi operasi**

Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30°C

#### **Spesifikasi khusus**

Diameter flight	:	10 in
Diameter pipa	:	2,5 in
Diameter shafts	:	2 in
Pusat gantungan	:	10 ft
Diameter feed section	:	9 ft
Panjang	:	10 Ft
Power motor	:	0,5 HP

### C.20. Bucket elevator (BE-01)



Gambar C.35 Bucket elevator

Kode : BE - 01  
Fungsi : Mengangkut produk menuju silo II  
Suhu : 30°C  
Tekanan : 1 atm

Laju alir = 5305,03 kg/jam : 1691,17 lb/jam

Over design = 20% (Timmherhause, 1991)

$$= 5305,03 \times 1,2$$

$$= 6363,63 \text{ kg/jam ; } 14029,4 \text{ lb/jam}$$

□  $= 2130 \text{ kg/m}^3$

Sehingga :

$$\text{Kapasitas} = \frac{6363,63}{2130} = 2,98 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### • Spesifikasi bucket elevator

Dari Tabel 21.8 (Perry, 1997), diperoleh data screw conveyor berdasarkan kapasitas :

$$\text{Kapasitas} = 14 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Ukuran bucket} =$$

$$\text{Panjang} = 6 \text{ in ; } 0,49 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar} = 4 \text{ in ; } 0,33 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi} = 4,5 \text{ in ; } 0,37 \text{ ft}$$

$$\text{Bucket speed} = 225 \text{ ft/min}$$

$$\text{Rpm shaft} = 43 \text{ rpm}$$

$$\begin{aligned} \text{Shaft diameter} &= \\ \text{Head} &= 1,9375 \text{ in} \\ \text{Tail} &= 1,6875 \text{ in} \\ \text{Diameter pulley} &= \\ \text{Head} &= 20 \text{ in} \\ \text{Tail} &= 14 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena kapasitas yang diangkut 12.0854 ton/jam (overdesign) maka kecepatan dapat diturunkan sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan bucket} &= \frac{\text{Kap. bucket speed}}{\text{Kap. Alat yang dipilih}} \\ &= \frac{6,36 \times 225}{14} = 102,27 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rpm shaft} &= \frac{\text{Kap. Rpm shaft}}{\text{Kap. Alay yang dipilih}} \\ &= \frac{6,36 \times 43}{14} = 19,54 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

- **Menentukan jumlah bucket elevator**

$$\text{Tinggi dari silo II} = 3,32 \text{ m} ; 10,91 \text{ ft}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

Maka,

$$\text{Tinggi bucket elevator} = 3,32 \times 1,2 = 3,99 \text{ m} ; 13,91 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak antar bucket} = 12 \text{ in} ; 1 \text{ ft} \quad (\text{Perry's 7th ed})$$

$$\text{Tinggi bucket + jarak antar bucket} = 1 + 0,37 = 1,37 \text{ ft} ; 0,40 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah bucket} = \frac{2 \times \text{tinggi bucket elevator}}{\text{tinggi bucket + jarak antar bucket}}$$

$$\text{Jumlah bucket} = \frac{2 \times 13,09}{1,37} = 19,05$$

Maka jumlah buah bucket elevator 19 buah

- **Menentukan power bucket elevator**

$$\text{BHP} = \frac{\text{Turning effort} \cdot \text{Speed}}{3300}$$

Dimana:

$$\text{Turning effort} = R_f = M.L$$

$$M = \frac{14029,4}{60 \cdot 102,27} = 2,28 \text{ lb/ft}$$

$$R_f = M.L = 2,28 \times 13,09 \text{ ft} = 29,94 \text{ lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{29,94 \cdot 102,27}{3300} = 0,92 \text{ HP}$$

Efisiensi 80%

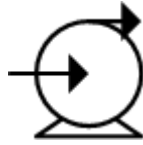
Sehingga :

$$\text{BHP} = 1,16 \text{ HP}$$

Digunakan power standar 1,5 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 )

<b>Rangkuman Spesifikasi Bucket Elevator (BE-01)</b>	
Kode	: BE-01
Fungsi	: Mengangkut kristal NaOH menuju silo
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: <i>Centrifugal discharge bucket</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 167 type 309</i>
Kapasitas	: 14 ton/jam
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Spesifikasi khusus</b>	
Panjang bucket	: 6 in
Lebar bucket	: 4 in
Tinggi bucket	: 4,5 in
Jumlah bucket	: 19 buah
Tinggi elevator	: 3,99 ft
Power motor	: 1 Hp

## C.21. Pompa - 01



Gambar C. 36 pompa I

Kode : Pompa - 01  
 Fungsi : Memompa larutan NaCl dari M-01 menuju R-01  
 Suhu : 30°C  
 Tekanan : 1 atm

• **Menghitung kecepatan volumetrik**

Laju massa = 26429,73 kg/jam

$\rho$  = 1521,15 kg/m<sup>3</sup> ; 94,9595 lb/ft<sup>3</sup>

$$Q_f = \frac{m}{\rho}$$

$Q_f = 17,37 \text{ m}^3/\text{jam}$

Faktor design 20%

Sehingga,

Kapasitas pompa = 20,84 m<sup>3</sup>/jam ; 0,2045 ft<sup>3</sup>/jam

• **Menghitung diameter pipa optimum**

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

Dimana :

$D_{\text{opt}}$  = diameter dalam optimum, in

$Q_f$  = laju alir volumetric, ft<sup>3</sup>/s

$\rho$  = 94,9595 lb/ft<sup>3</sup>

Sehingga,

$D_{\text{opt}} = 3,45 \text{ in}$

Maka digunakan pipa standar pada tabel 11 D.Q Kern

Nominal pipe size = 4

OD = 4,50 in

Schedule number = 40

ID = 4,026 in ; 0,33 ft

A (flow area per pipe) = 12,7 in<sup>2</sup> ; 0,08 ft<sup>2</sup>

- **Menghitung kecepatan linear**

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier fluida ft/s

Q = laju alir volumetric, ft<sup>3</sup>/s

A = luas penampang pipa, ft<sup>2</sup>

Diketahui :

Q = 0,2045 ft<sup>3</sup>/s

A = 0,0882 ft<sup>2</sup>

Sehingga,

$$v = \frac{0,2045}{0,0882} = 2,31 \text{ ft/s}$$

- **Menghitung bilangan reynold**

$$N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

Dimana :

D = 0,3355 ft

v = 2,3188 ft/s

$\mu$  = 0,0004 lb/ft.s

$\rho$  = 94,9595 lb/ft<sup>3</sup>

$$N_{Re} = \frac{0,3355 \times 2,3188 \times 94,9595}{0,0004}$$

$N_{Re} = 179619,28 > 2100$  turbulen

- **Menghitung tenaga mekanis teoritis**

Dapat dihitung melalui persamaan bernauli yaitu :

$$\frac{\Delta v^2}{2ag_c} + \frac{\Delta}{gc} + \frac{\Delta}{\rho} + \Sigma = -W_f$$

Dimana :

$\Delta v$  = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kineris, s<sup>2</sup>/lb



$g_c$  = faktor koreksi, 32,174 lb.ft/lbf.s<sup>2</sup>

$\Delta z$  = beda tekanan

$g$  = konstanta kecepatan gravitasi

$\Delta P$  = beda tekanan

$\rho$  = densitas fluida, lb/ft<sup>3</sup>

$\Sigma F$  = total fiksi pada sistem pemipaan

$W_f$  = total head

• **Menghitung velocity head**

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2ag_c}$$

$$\Delta v = v_2 - v_1$$

Dianggap kecepatan linier  $v_1 - v_2$

Maka  $\Delta v = 0$

Faktor koreksi terhadap energi kinetik (a)

- a : 2, untuk aliran laminar
- a : 1,01 - 1,10 untuk aliran turbulen

• **Menghitung static head**

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z g}{g_c}$$

$$\text{Tinggi dari mixer tank} = 5,15 \text{ m ; } 16,90 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi ke reaktor tank} = 5,86 \text{ m ; } 19,24 \text{ ft}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lb.ft/lb.f.s}$$

$$\Delta z = z_2 - z_1$$

$$\Delta z = 2,342 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\text{Static head} = 2,34 \text{ ft}$$

• **Menghitung pressure head**

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta p}{\rho}$$

$$\text{Tekanan dari mixer tank} = 25,69 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan ke reaktor tank} = 23,95 \text{ psi}$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$\Delta P = 2 \text{ psi}$$

Sehingga :

$$\text{Pressure drop} = 0,020 \text{ in}$$

- **Menghitung friction head**

$$F = \frac{2 \cdot \rho \cdot v^2 \cdot L}{g_c \cdot D}$$

Dimana :

f = factor friksi

v = kecepatan fluida ft/s

L = panjang ekivalen , ft

gc = faktor koreksi, lb.ft/lbf.s<sup>2</sup>

D = diameter dalam pipa, ft

Menghitung friksi head pada pipa commercial dengan spesifikasi sebagai berikut :

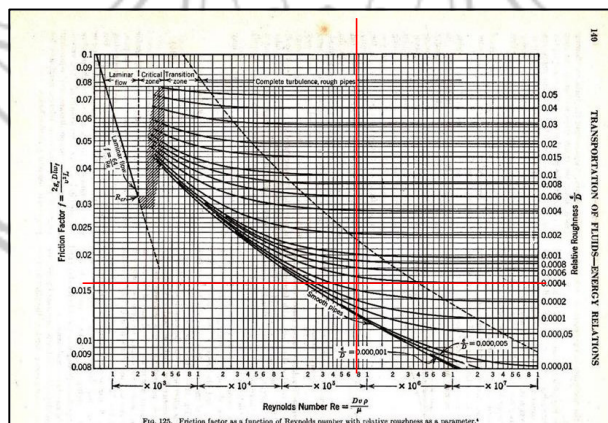
$$N_{re} = 179619,28$$

$$D_i = 4,026 \text{ in} ; 0,1022 \text{ m}$$

$$\text{Roughness, } \epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

Berdasarkan fig.126 G.G. Brown didapatkan :

$$\text{Friction factor (f)} = 0,016$$



Gambar C. 37 grafik friction factor

- **Menghitung panjang ekivalen**

Komponen	Jenis	Jumlah	Le/D		L atau Le
			ft	m	
Pipa	Horizontal	1	22,96	7	7
	Horizontal	1	9,84	3	3
	Vertikal	1	19,24	5,86	6,36
Fitting	Standar elbow 90°	3	32	9,75	29,26
	Check valce fully open	1	40	12,19	12,13
	Gate valve fully open	1	7	2,13	2,13
Total					59,95

$$F = \frac{2 \cdot \rho \cdot v^2 \cdot L}{g_c \cdot D}$$

$$\Sigma Le (\Sigma L) = 59,95 \text{ m}$$

$$v = 2,1 \text{ ft/s}$$

$$g_c = 31,17 \text{ lb.ft/lbf.s}^2$$

$$D = 4,026$$

$$f = 0,016$$

Sehingga :

$$\Sigma F = 0,261 \text{ ft ; } 0,080 \text{ m}$$

- **Menghitung total head**

$$-W_f = \frac{\Delta v^2}{2ag_c} + \frac{\Delta}{g_c} + \frac{\Delta}{\rho} + \Sigma$$

$$\text{Velocity head} = 0 \text{ m}$$

$$\text{Static head} = 0,714 \text{ m}$$

$$\text{Pressure head} = 0,00052 \text{ m}$$

$$\text{Pressure head} = 0,080 \text{ m}$$

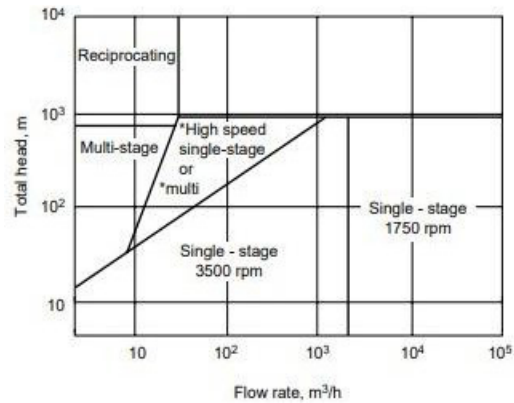
Sehingga :

$$-W_f = 0,794 \text{ m}$$

- **Menentukan jenis pompa**

$$Q = 20,85 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$-W_f = 0,794 \text{ m}$$



Gambar C.38 grafik tipe pompa

Dari figure 5.6 Coulson hal 200 didapatkan jenis poma centrifugal single stage dengan 1750 rpm.

- **Menentukan jenis pompa**

$$\text{BHP}_{\text{teoritis}} = \frac{Q(-W_f)\rho}{550}$$

Dimana :

$$Q = 0,205 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$-W_f = 0,794 \text{ m}$$

$$\rho = 94,5 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$\text{BHP}_{\text{teoritis}} = 0,093 \text{ Hp}$$

- **Menentukan tenaga pompa aktual**

$$\text{BHP} = 0,092 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 20,85 \text{ m}^3/\text{jam} ; 91,80 \text{ gal}/\text{min}$$

Dari figure 14-37 peter dan timmerhaus ed:4 didapatkan :

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 70\%$$

$$\text{BHP}_{\text{aktual}} = \frac{\text{BHP}_{\text{teoritis}}}{\eta}$$

$$\text{BHP}_{\text{aktual}} = \frac{0,092}{70\%}$$

Sehingga,  $\text{BHP}_{\text{aktual}} = 0,1314 \text{ HP}$

- **Menghitung power motor**

$$\text{Power motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{\eta m}$$

Dari figure 14-38 Peter dan Timmerhaus ed:4 didapatkan :

Efisiensi pompa ( $\eta m$ ) = 80%

$$\text{Power} = \frac{0,1314}{80\%}$$

Sehingga,  $\text{BHP}_{\text{aktual}} = 0,162 \text{ HP}$

Digunakan sesuai standar 0,5 HP (Perry Tabel 21-8, 1999 )

<b>Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-01)</b>	
Kode	: P-01
Fungsi	: Memompa larutan NaCl dari M-01 menuju R-01
Tipe	: <i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	: 70%
Kapasitas	: 91,81 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
<b>Dimensi pipa</b>	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	: 4 in
Sch No.	: 40
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>	
Efisiensi	: 80%
Daya motor	: 0,5 HP

### Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-02)

Kode	:	P-02
Fungsi	:	Memompa larutan NaCl dari CL-01 menuju IE-01
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	:	70%
Kapasitas	:	91,64 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30°C
<b>Dimensi pipa</b>		
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	:	4 in
Sch No.	:	40
OD	:	4,5 in
ID	:	4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>		
Efisiensi	:	80%
Daya motor	:	0,5 HP

### Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-03)

Kode	:	P-03
Fungsi	:	Memompa larutan NaCl dari H-01 menuju EL-01
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	:	70%
Kapasitas	:	91,535 gal/m

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

**Dimensi pipa**Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

IPS : 4 in

Sch No. : 40

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

**Spesifikasi Motor**

Efisiensi : 80%

Daya motor : 0,5 HP

**Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-03)**

Kode : P-03

Fungsi : Memompa larutan NaCl dari H-01 menuju EL-01

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Efisiensi pompa : 70%

Kapasitas : 91,535 gal/m

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

**Dimensi pipa**Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

IPS : 4 in

Sch No. : 40

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

**Spesifikasi Motor**

Efisiensi : 80%

Daya motor : 0,5 HP

**Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-04)**

Kode : P-04

Fungsi : Memompa larutan hasil elektrolisis dari  
TP-01 menuju EV-01

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Efisiensi pompa : 70%

Kapasitas : 86,70 gal/m

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

**Dimensi pipa**

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

IPS : 4 in

Sch No. : 40

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

**Spesifikasi Motor**

Efisiensi : 80%

Daya motor : 0,5 HP



### Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-05)

Kode	:	P-05
Fungsi	:	Memompa larutan NaOH dari EV-01 menuju EV-02
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	:	65%
Kapasitas	:	90,73 gal/m
<b>Kondisi operasi</b>		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30°C
<b>Dimensi pipa</b>		
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
IPS	:	4 in
Sch No.	:	40
OD	:	4,5 in
ID	:	4,026 in
<b>Spesifikasi Motor</b>		
Efisiensi	:	80%
Daya motor	:	0,05 HP

### Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-06)

Kode	:	P-06
Fungsi	:	Memompa larutan NaOH dari EV-02 menuju EV-03
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi pompa	:	75%
Kapasitas	:	110,91 gal/m

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

**Dimensi pipa**Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

IPS : 4 in

Sch No. : 40

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

**Spesifikasi Motor**

Efisiensi : 80%

Daya motor : 0,05 HP

**Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-07)**

Kode : P-07

Fungsi : Memompa larutan NaOH dari TP-04 menuju FFE-01

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Efisiensi pompa : 65%

Kapasitas : 92,59 gal/m

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

**Dimensi pipa**Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

IPS : 4 in

Sch No. : 40

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

**Spesifikasi Motor**

Efisiensi : 80%

Daya motor : 0,5 HP

**Rangkuman Spesifikasi Pompa (P-08)**

Kode : P-08

Fungsi : Memompa larutan NaOH dari CLR-01 menuju CR-01

Tipe : *Single stage centrifugal pump*

Efisiensi pompa : 80%

Kapasitas : 487,44 gal/m

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

**Dimensi pipa**

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

IPS : 6 in

Sch No. : 40

OD : 6,26 in

ID : 6,06 in

**Spesifikasi Motor**

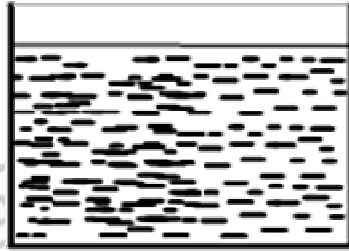
Efisiensi : 80%

Daya motor : 0,5 HP

## LAMPIRAN D UTILITAS

### Perhitungan spesifikasi peralatan utilitas

#### D.1 Bak Penampungan Sementara (B-01)



Gambar D 1 Bak penampungan sementara

Kode : B-01

Fungsi : Menampung air sungai yang akan digunakan

Tipe : Bak dengan permukaan berbentuk persegi

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 unit

Laju alir kebutuhan sungai,  $F = 27238,429 \text{ kg/jam}$

Densitas air,  $\rho = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Laju volume air total,

$$Q = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{27238,429 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 27,238 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Direncanakan bak ini mampu menampung air untuk kebutuhan 1 hari/24 jam, sehingga:

$$\text{Volume air dalam bak} = 27,238 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 653,722 \text{ m}^3$$

Volume bak penampung dihitung 20% dari volume air, maka volume penampung adalah:

$$\begin{aligned} V_{\text{Bak}} &= 120\% \times 653,722 \text{ m}^3 \\ &= 784,467 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi bak yang direncanakan,

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Panjang} = 3H$$

$$\text{Lebar} = 2H$$

$$\text{Volume bak} = \text{Panjang} \times \text{Lebar} \times \text{Tinggi}$$

$$784,467 \text{ m}^3 = 3H \times 2H \times H$$

$$784,467 \text{ m}^3 = 6H^3$$

$$784,467/6 \text{ m}^3 = H^3$$

$$H = 5,06545 \text{ m}$$

Maka,

$$\text{Tinggi} = 7 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 15 \text{ m}$$

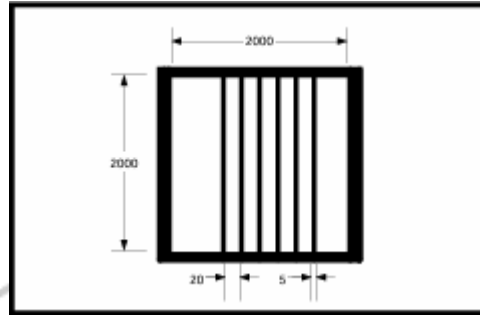
$$\text{Lebar} = 7 \text{ m}$$

$$\text{Volume bak sebenarnya} = P \times L \times T$$

$$= (15 \times 7 \times 7) \text{ m}^3$$

$$= 735 \text{ m}^3$$

## D.2 Screener (SC-01)



Gambar D 2 Sreener

Kode : SC-01

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang berukuran besar dari air sungai

: *Bar screen*

Jumlah : 1 unit

Material : *Stainless steel*

Temperatur = 30°C

Densitas = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Laju alir mass (F) = 27238,43 kg/jam = 635722 kg/hari

Laju alir volume (Q) =  $Q = \frac{F}{r \times 3.600}$

= 0,00757 m<sup>3</sup>/s

Dari buku *physical-chemical treatment of wastewater hal.261*, diperoleh ukuran bar standar:

Lebar bar = 5 mm

Tebal bar = 20 mm

$$\text{Bar clear spacing} = 20 \text{ mm}$$

$$\text{Slope} = 30^\circ$$

Direncanakan ukuran *screener*:

$$\text{Panjang screen} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Lebar screen} = 2 \text{ m}$$

Misalkan, jumlah bar = x, maka:

$$20x + 20(x+1) = 2000$$

$$40x = 1980$$

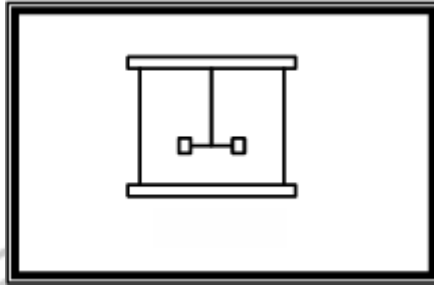
$$x = 49,5 - 50 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas bukaan, } A_2 &= [20 \times (\text{jumlah bar} + 1)] \times 2000 \\ &= 2.040.000 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

Asumsi,  $C_d = 0,6$  dan 30% *screen* tersumbat, maka:

$$\begin{aligned} \text{Head loss } (\Delta h) &= \frac{Q^2}{2gC_d^2 A_2^2} \\ &= \frac{(0,00757 \text{ m}^3/\text{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,6^2 \times ((1-0,3) \times 2,04 \text{ m})^2} \\ &= 0,003978727 \text{ mm} \end{aligned}$$

### D.3 Tangki Pelarutan Alum (T-01)



Gambar D 3 Tangki pelarutan alum

Kode : T-01

Fungsi : Melarutkan dan menyimpan larutan alum

Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar

Jumlah : 1 UNIT

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-129 Grade A*

Data desain :

Kebutuhan alum = 1,36193 kg/jam

\*(kebutuhan alum umumnya digunakan 50 ppm dari air yang diolah)

Densitas alum =  $1,350 \text{ kg/m}^3 = 0,08498 \text{ lb/ft}^3$

Tekanan = 1 atm

Temperatur =  $30^\circ \text{ C}$

Lama penyimpanan = 30 hari

Densitas air =  $1000 \text{ kg/m}^3$

**Kapasitas tangki**



$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  yang digunakan adalah berupa larutan 30% berat,

$$\text{Laju alir, } F = 1,36192 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= \frac{30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \times 1,36192 \text{ kg/jam}}{1,363 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,42119 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Area kosong 20%, maka volume tangki total ( $V_t$ ) adalah:

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 2,42119 \text{ m}^3 \\ &= 2,90543 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Menghitung dimensi tangki pelarutan alum

$$\text{Volume silinder} = \frac{\pi}{4} \cdot D_s^2 \cdot h = \frac{\pi}{4} \cdot D_s^3 = 0,785 D_s^3$$

Volume total tangki ( $V_{\text{tangki}}$ )

$$V_{\text{tangki}} = V_s$$

$$2,42119 \text{ m}^3 = 0,785 D_s^3$$

$$D_s = \sqrt[3]{\frac{2,42119 \text{ m}^3}{0,785}}$$

$$D_s = 1,98412 \text{ m} = 6,5095 \text{ ft}$$

Jari-jari tangki silinder = 0,99206 inch

### Menghitung tebal dinding tangki penampung air bersih

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P &= r \times g \times h \\ &= \frac{0,99206 \times 9,8 \times 1,98412}{101,325} \end{aligned}$$

$$= 0,25907 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan awal } (P_0) = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan } design \text{ (} P \text{)} = P + P_0$$

$$= 0,25907 + 1 = 1,25907 \text{ atm} = 18,50 \text{ psi}$$

Untuk faktor keamanan sebesar 10% jadi tekanan *design* yaitu 20,3536 psi

### **Tebal dinding tangki**

Untuk bahan konstruksi *Carbon steel SA-129 grade A*

Diketahui:

$$S \text{ (allowable stress, psi)} = 10.000$$

$$E \text{ (welded-joint efficiency)} = 0,85$$

$$c \text{ (corrosion allow)} = 0,125$$

$$P \text{ tekanan design} = 18,5083 \text{ psi}$$

$$R \text{ jari-jari dalam tangki} = 0,99206 \text{ inch}$$

$$\text{Maka: } t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,4 \times P} + c \quad (\text{ASME Section VIII, 2010})$$

$$t_s = \frac{18,5083 \text{ psi} \times 0,99206 \text{ inch}}{(10.000 \text{ psi} \times 0,85) - (0,4 \times 18,5083 \text{ psi})} + 0,125$$

$$t_s = 0,12716 \text{ inch}$$

digunakan tebal *shell* standar 3/16 inch. Untuk tebal *head* yang digunakan sama dengan *shell* yaitu 3/16 inch.

### **Menentukan rancangan pengaduk**

Penentuan jenis pengaduk yang digunakan berdasarkan kecepatan pengadukan, Data-data yang diperlukan antara lain:

$$\text{Viskositas campuran } (\mu) = 0,001 \text{ Pa.s}$$

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = 1,361 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Putaran } (n) = 30 \text{ rpm} = 30 \text{ rpm}/60 \text{ s} = 0,5 \text{ rps}$$

Jenis pengaduk = *Turbine* dengan 6 daun pengaduk

Diameter tangki = 1,98 m

**Ketentuan pengaduk (Geankoplis,1993: hal 144)**

Diameter impeller ( $D_a$ )

$$D_a = 0,3 \times D_s = 0,3 \times 1,98 \text{ m} \\ = 0,594 \text{ m}$$

Lebar pengaduk dari dasar tangki ( $W$ )

$$W = 1/5 D_a = 1/5 \times (0,594 \text{ m})$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki ( $C$ )

$$C = 1/3 D_s = 1/3 \times (1,98 \text{ m}) \\ = 0,6 \text{ m}$$

Panjang pengaduk ( $L$ )

$$L = 1/4 D_a = 1/4 \times (0,594 \text{ m}) \\ = 0,14 \text{ m}$$

Menentukan bilangan *reynold* ( $N_{re}$ )

$$\text{Bilangan } reynold (N_{re}) = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \\ = \frac{(0,594)^2 \cdot 5 \cdot 1363 \text{ g/cm}^3}{0,01} \\ = 29.525,44$$

Menentukan bilangan *power* ( $N_{po}$ ) dan kebutuhan daya ( $P$ ) diperoleh harga bilangan *power* untuk pengaduk *turbine* dengan  $N_{Re} = 29.525,44$  adalah  $N_{po} = 2$

Sehingga kebutuhan daya diperoleh:

$$\begin{aligned}
P &= N_{po} \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D a^5 \\
&= ((5) \cdot (1363) \cdot (0,5)^3 \cdot (0,594 \text{ m}) \\
&= 42,707 \text{ J/s} \\
&= 0,042 \text{ kW} \\
&= 0,07 \text{ hP}
\end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%

Kebutuhan daya, P = 0,07 hP

Dipilih daya motor berdasarkan standar nema = 0,5 hP

#### D.4 Bak Koagulasi (B-02)



Gambar D.4 Bak koagulasi

Kode = B-02

Fungsi = Untung menampung air sungai dan melakukan pencampuran Alum

Kode = Bak dengan permukaan berbentuk persegi panjang

Laju alir kebutuhan sungai,  $F = 27.238,43 \text{ Kg/Jam}$

Densitas air,  $\rho = 1.000 \text{ Kg/m}^3$  (Perry, 1997)

Laju volume air total,

$$\begin{aligned}
Q &= \frac{F}{\rho} \\
&= \frac{27.238,43 \text{ Kg/jam}}{1.000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \\
&= 27,810 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Waktu tinggal yang dibutuhkan untuk melarutkan alum dengan air sungai 15 menit (0,25 jam) maka volume air yang akan mengisi bak adalah:

$$\begin{aligned}V_{\text{bak}} &= Q \times \theta \\ &= 27,810 \text{ m}^3 \times 0,25 \text{ jam} \\ &= 6,810 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Sebanyak 20% faktor keamanan pada volume bak penampungan

$$\begin{aligned}V_{\text{bak}} &= 1,2 \times 6,810 \text{ m}^3 \\ &= 8,172 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi bak yang direncanakan,

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 2H \\ \text{Lebar} &= H \\ \text{Tinggi} &= H \\ \text{Volume bak} &= P \times L \times T \\ 130,74 &= 2H \times H \times H \\ 130,74 &= 2H^3 \\ H &= 1,59 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka diperoleh,

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 3,19 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 1,59 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 1,59 \text{ m}\end{aligned}$$

#### D.5 Bak Pengendapan (B-03)



Gambar D 5 Bak pengendapan

Kode = B-03

Fungsi = Untung menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai

Kode = Bak dengan permukaan berbentuk persegi panjang

Bahan konstruksi = Beton

Jumlah = 1 unit

Laju alir kebutuhan sungai,  $F = 27.238,43 \text{ Kg/Jam}$

Densitas air,  $\rho = 1.000 \text{ Kg/m}^3$  (Perry, 1997)

$$\begin{aligned} \text{Laju volume air total, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{27.238,43 \text{ Kg/jam}}{1.000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 27,2384 \text{ m}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

Waktu tinggal pengendapan 4 jam (waktu tinggal air dalam bak “water conditioning for industry” sekitar 4-24 jam, Powell ST, hal 14). Maka volume air yang akan mengisi bak =  $27,2384 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam}$   
=  $108,95 \text{ m}^3$

Sebanyak 20% faktor keamanan pada volume bak penampungan

$$\begin{aligned} V_{\text{bak}} &= 1,2 \times 108,95 \text{ m}^3 \\ &= 130,74 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi bak yang direncanakan,

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$130,74 = 2H \times H \times H$$

$$130,74 = 2H^3$$

$$H = 4,02 \text{ m}$$

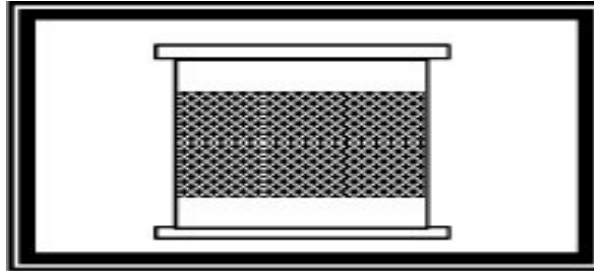
Maka diperoleh,

$$\text{Panjang} = 8,05 \text{ m}$$

Lebar = 4,02 m

Tinggi = 4,02 m

#### D.6 Sand Filter (T-02)



Gambar D 6 Sand filter

Kode = B-03

Fungsi = Menyaring kotoran-kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari bak pengendapan

Tipe = Persegi panjang

Jumlah = 1 unit

Bahan konstruksi = Carbon steel & API

Data desain:

Laju massa air = 27.238,43 kg/jam

Densitas air = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Waktu penampungan = 4 jam (Powel ST, Hal 14)

Volum pasir = 85%

#### Menghitung volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume air, } V_a &= \frac{\text{Laju alir}}{\rho} \times \theta \\ &= \frac{27.238,43 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam} \\ &= 108,9537 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor keamanan volume bak dihitung 20% dari volume air:

$$\begin{aligned} V_{\text{bak}} &= 20\% \times V_a \\ &= 20\% \times 108,9537 \text{ m}^3 \\ &= 130,74 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

#### Mengitung bak yang direncanakan

Rasio panjang dan lebar bak 2:1 maka:

$$\begin{aligned}\text{Tinggi} &= H \\ \text{Panjang} &= 2H \\ L &= H \\ \text{Volume bak} &= P \times L \times T \\ &= 2H \times H \times H \\ 130,74 \text{ m}^3 &= 2H^3 \\ H &= 4,028 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka volume bak,

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 8,05 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 4,02 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 4,02 \text{ m}\end{aligned}$$

#### Dimensi filtrasi yang direncanakan

$$\text{Kecepatan filtrasi, } u_f = 2 \text{ gal/menit. ft}^2$$

(kecepatan  $u_f$  maksimum 3 gal/menit.ft<sup>2</sup>, berdasarkan Powel, S.T, hal 77)

$$= 4,895 \text{ m}^3/\text{jam}/\text{m}^2$$

$$\text{Waktu tinggal filter, } t_b = 45 \text{ menit (} t_b \text{ standar 20-60 menit berdasarkan Powel, S.T)}$$

$$= 0,75 \text{ jam}$$

$$\text{Luas tampang kolom, } A = \frac{V_f}{u_f} \times t_b$$

$$= 20,029 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi tumpukan filtrasi total} = u_f \times t$$

$$= 3,671 \text{ m}$$

Tinggi tumpukan filtrasi tiap komponen:

Menurut Powel ST, hal 525 bahwaw untuk mendapatkan air bersih, maka digunakan filter dengan komposisi sebagai berikut:

$$\text{Tinggi filtrasi, } H_b = 57 \text{ inch (1,44 m)}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Pasir besi} &= 27 \text{ inch (0,68 m)} \\
 \text{H pasir besi sebenarnya} &= \frac{\text{tinggi tumpukan filtrasi}}{\text{tinggi filtrasi}} \times \text{Pasir besi} \\
 &= 1,739 \\
 \text{Pasir kuarsa} &= 27 \text{ inch (0,68 m)} \\
 \text{H pasir kuarsa sebenarnya} &= \frac{\text{tinggi tumpukan filtrasi}}{\text{tinggi filtrasi}} \times \text{Pasir kuarsa} \\
 &= 1,739 \text{ m} \\
 \text{Gravel} &= 3 \text{ inch} \\
 \text{H gravel sebenarnya} &= \frac{\text{tinggi tumpukan filtrasi}}{\text{tinggi filtrasi}} \times \text{Gravel} \\
 &= 0,193 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### D.7 Bak Penampungan Air Bersih (B-04)



Gambar D 7 Bak penampungan air bersih

Kode : B-04

Fungsi : Tempat penampungan air bersih sebelumnya dilakukan pendistribusian untuk air sanitasi, cooling tower, dan *ion exchange*.

Tipe : Persegi panjang

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Laju alir kebutuhan sungai,  $F = 27.238,43 \text{ Kg/Jam}$

Densitas air,  $\rho = 1.000 \text{ Kg/m}^3$  (Perry, 1997)

Laju volume air total,  $Q = \frac{F}{\rho}$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{27.238,43 \text{ Kg/jam}}{1.000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 27,2384 \text{ m}^3/\text{Jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal pengendapan 4 jam (waktu tinggal air dalam bak “water

conditioning for industry” sekitar 4-24 jam, Powell ST, hal 14). Maka volume

$$\begin{aligned}\text{air yang akan mengisi bak} &= 27,2384 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \\ &= 108,95 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Sebanyak 20% faktor keamanan pada volume bak penampungan

$$\begin{aligned}V_{\text{bak}} &= 1,2 \times 108,95 \text{ m}^3 \\ &= 130,74 \text{ m}^3\end{aligned}$$

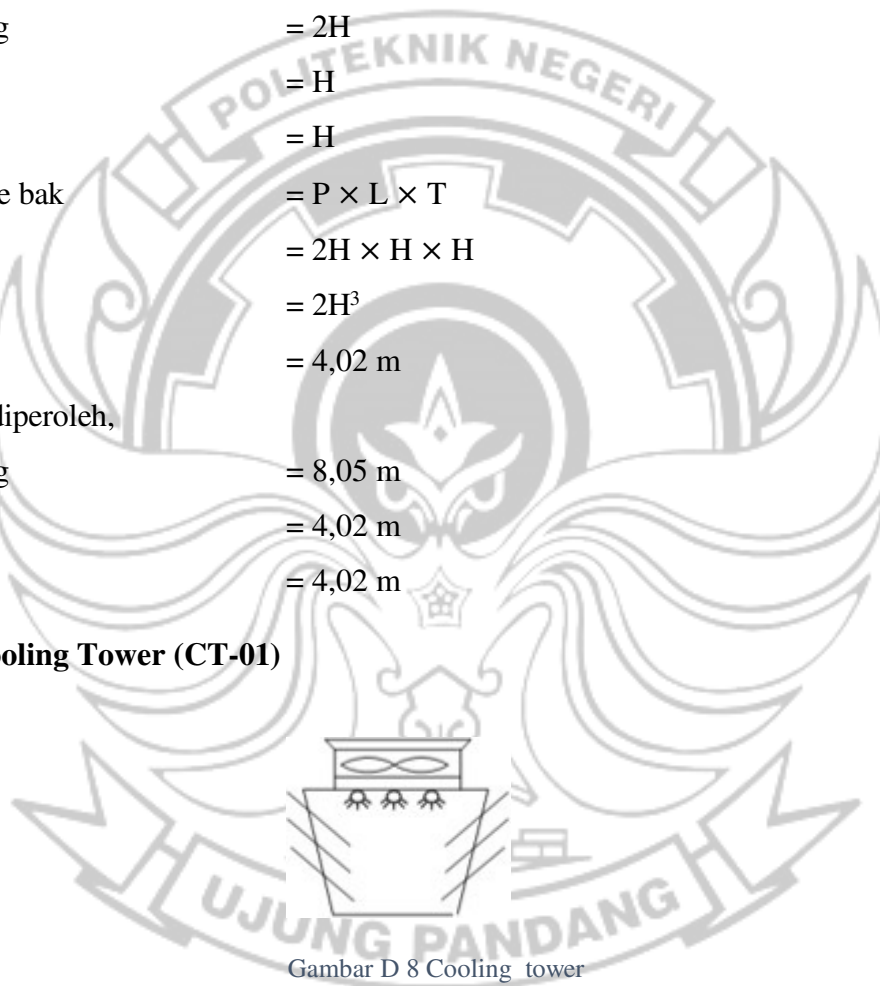
Dimensi bak yang direncanakan,

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 2H \\ \text{Lebar} &= H \\ \text{Tinggi} &= H \\ \text{Volume bak} &= P \times L \times T \\ 130,74 &= 2H \times H \times H \\ 130,74 &= 2H^3 \\ H &= 4,02 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka diperoleh,

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 8,05 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 4,02 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 4,02 \text{ m}\end{aligned}$$

#### D.8 Cooling Tower (CT-01)



Gambar D 8 Cooling tower

Kode : CO-01  
Fungsi : Mendinginkan aie sirkulasi dari pabrik agar dapat digunakan kembali  
Tipe : *Induced draft cooling tower*  
Jumlah : 1 unit  
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-129 Grade A*

Kondisi operasi

$$T_{\text{masuk}} = 40^{\circ}\text{C} (104^{\circ}\text{F})$$

$$T_{\text{keluar}} = 30^{\circ}\text{C} (86^{\circ}\text{F})$$

Dari fig. 12-14 (Perry, 1997), diperoleh

$$\text{Temperatur bola basah} = 70^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Konsentrasi air} = 2 \text{ gpm/ft}^2$$

**Menghitung kehilangan air pada saat proses**

$$W_{\text{im}} = \text{Make up water}$$

$$W_e = \text{Evaporating loss}$$

$$W_d = \text{Drift loss}$$

$$W_b = \text{Blow down}$$

$$W_e = 0,00085 W_c (T_1 - T_2)$$

$$W_d = 0,2\% \text{ dari } W_c$$

$$W_b = W_e / (\text{cycle} - 1), \text{ dimana cycle} = 5$$

$$\text{Air pendingin yang dibutuhkan} = 32071 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air pendingin yang dikembalikan} = 28863,87 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Make up water} = X$$

$$W_c = 28.863,87 \text{ kg/jam} + X$$

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times (28.863,87 \text{ kg/jam} + X) \times (104^{\circ}\text{F} - 86^{\circ}\text{F}) \\ &= 441,6172703 + 0,0153X \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_d &= 0,002 W_c \\ &= 0,002 \times (28.863,87 \text{ kg/jam} + X) \\ &= 57,72 \text{ kg/jam} + 0,002X \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_b &= W_e / (\text{Cycle} - 1) \\ &= 442,08 \text{ kg/jam} + 0,004 X \end{aligned}$$

Neraca massa total

$$F_{\text{masuk}} = F_{\text{keluar}}$$

$$28.863,87 \text{ kg/jam} + X = 32071 \text{ kg/jam} + W_e + W_d + W_b$$

$$\begin{aligned} 28.863,87 \text{ kg/jam} + X &= 32071 \text{ kg/jam} + (441,6172703 + 0,0153X + 57,72 \\ &\quad \text{kg/jam} + 0,002X + 442,08 \text{ kg/jam} + 0,004 X) \end{aligned}$$

$$X = 3899,22 \text{ kg/jam}$$

Jadi, *make up water* adalah 3899,22 kg/jam

Maka,

$$W_c = 32763,09 \text{ kg/jam}$$

$$W_e = 442,08 \text{ kg/jam}$$

$$W_d = 65,53 \text{ kg/jam}$$

$$W_b = 1301,87 \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 1809,47 \text{ kg/jam}$$

### Menghitung dimensi cooling tower

$$\text{Densitas air} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir air pendingin} = 32763,09 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju massa volumetric air pendingin, } Q &= 32763,09 \text{ kg/jam} / 1000 \text{ kg/m}^3 \\ &= 32,76 \text{ m}^3/\text{jam} \text{ (144,25 gpm)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas menara, } A &= \text{Kapasitas air/konsentrasi air per luas teoritis} \\ &= 144,25 \text{ gpm} / 2 \text{ gpm/ft}^2 \\ &= 6,70 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari *fig.12-15* (Perry,1997), untuk 100% standar tower performance, diperoleh tenaga kipas sebesar = 0,04 hp/ft<sup>2</sup>

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Tenaga kipas yang dibutuhkan seluas menara} &= 72,13 \text{ ft}^2 \times 0,04 \text{ hp/ft}^2 \\ &= 2,89 \text{ hp} \end{aligned}$$

Asumsi untuk dimensi menara

$$H = P ; L' = 1,5 L'' ; L' = 1,5 P$$

Dimana:

$$H = \text{tinggi menara, m}$$

$$L' = \text{lebar menara bagian atas, m}$$

$$L'' = \text{lebar menara bagian bawah, m}$$

$$P = \text{panjang menara, m}$$

Luas menara, A

$$A = P \times L \times T$$

$$= P \times ((L' + L'')/2)$$

$$= 6,7 P^2$$

Maka,

$$72,13 \text{ m}^2 = 6,7 \text{ P}^2$$

$$\text{P} = 1,89 \text{ m}$$

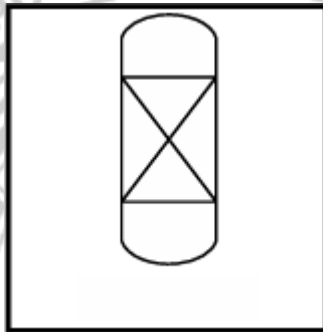
Sehingga,

$$\text{H} = 1,89 \text{ m}$$

$$\text{L}' = 4,25 \text{ m}$$

$$\text{L}'' = 2,84 \text{ m}$$

#### D.9 Ion Exchanger (IE-01)



Gambar D 9 Ion exchanger

- Kode : IE-01  
Fungsi : Mengurangi kesadahan air melalui pertukaran kation anion  
Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah *ellipsoidal*  
Jumlah : 2 unit (1 *stanby*)  
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA- 516 70*

Data desain:

- Resin yang digunakan adalah *Sulfonated phenolic (R-SO<sub>3</sub>H)*
- Kandungan kation dalam air sungai Oebelo adalah:  
Kation  $\text{Fe}^{2+} = 0,00009 \text{ g/L}$   
Kation  $\text{Mn}^{2+} = 0,000154 \text{ g/L}$   
Kation  $\text{Ca}^{2+} = 0,043 \text{ g/L}$   
Kation  $\text{Mg}^{2+} = 0,028 \text{ g/L}$   
Kation  $\text{Cu}^{2+} = 0,000011 \text{ g/L}$   
Kation  $\text{Cd}^{2+} = 0,00001 \text{ g/L}$   
Kation  $\text{Hg}^{2+} = 0,000002 \text{ g/L}$

(Sumber: Laporan Balai Riset Dan Standarisasi Industri NTT,2016)

c. Berat atom kation adalah:

$$\text{Fe} = 55,847 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mn} = 54,938 \text{ g/mol}$$

$$\text{Ca} = 40,08 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mg} = 24,312 \text{ g/mol}$$

$$\text{Cu} = 63,54 \text{ g/mol}$$

$$\text{Cd} = 112,41 \text{ g/mol}$$

$$\text{Hg} = 200,59 \text{ g/mol}$$

d. Kapasitas pertukaran ion adalah:

$$\text{Ion Fe}^{2+} = \frac{2 \times 0,00009 \text{ g/L}}{55,847 \text{ g/mol}} = 3,1 \times 10^{-6} \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Mn}^{2+} = \frac{2 \times 0,000154 \text{ g/L}}{54,938 \text{ g/mol}} = 5,6 \times 10^{-6} \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Ca}^{2+} = \frac{2 \times 0,043 \text{ g/L}}{40,08 \text{ g/mol}} = 0,0021 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Mg}^{2+} = \frac{2 \times 0,028 \text{ g/L}}{24,312 \text{ g/mol}} = 0,0023 \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Cu}^{2+} = \frac{2 \times 0,00011 \text{ g/L}}{63,54 \text{ g/mol}} = 3,5 \times 10^{-6} \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Cd}^{2+} = \frac{2 \times 0,00001 \text{ g/L}}{112,41 \text{ g/mol}} = 1,78 \times 10^{-6} \text{ eq/L}$$

$$\text{Ion Hg}^{2+} = \frac{2 \times 0,000002 \text{ g/L}}{200,59 \text{ g/mol}} = 5,6 \times 10^{-6} \text{ eq/L}$$

$$\text{Total kapasitas pertukaran ion} = 0,00446 \text{ eq/L}$$

### Menghitung dimensi cation exchanger

Jumlah air yang diolah = 25.758,43 kg/jam

Volume air yang diolah = 25.758,43 L/jam = 618.202,30 L/hari

Resin regenerasi setiap 24 jam sekali, dengan jumlah air yang harus diolah sebanyak 618.202,30 Liter.

Volume resin dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{Volume resin (L)} &= \frac{\text{Volume air yang diolah (L)} \times \text{Kapasitas pertukaran ion total (eq/L)}}{\text{Kapasitas operasi (eq/L)}} \\ &= \frac{618.202,30 \text{ L} \times 0,00446 \text{ eq/L}}{2 \text{ eq/L}} \end{aligned}$$

$$\text{Volume resin} = 1.378,09 \text{ L/hari}$$

Jumlah resin yang digunakan =  $1.378,09 \text{ L} \times 1,28 \text{ kg/L} = 1.763,95 \text{ kg}$

Faktor keamanan 10%, maka yang digunakan adalah:

Volume resin :  $1,1 \times 1.378,09 \text{ L} = 1.515,89 \text{ L} = 1,52 \text{ m}^3$

Jumlah resin yang digunakan :  $1,1 \times 1.763,95 \text{ kg} = 1.940,34 \text{ kg}$

Untuk tahap regenerasi resin dengan level regenerasi 170 g/L untuk penukar kation adalah adalah NaCl 170 g/L =  $(170 \text{ g/L} \times 1.940,34 \text{ kg}/1000)$

$$= 329,85 \text{ kg}$$

Direncanakan 10% NaCl =  $10\% \times 329,85 \text{ kg}$

$$= 32,98 \text{ kg/regenerasi}$$

### **Dimensi cation exchanger**

Direncanakan kolom berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk ellipsoidal dengan rasio  $H=2D$

Volume *bed* resin =  $3,14 \times (D^2/4) \times H$

$$1,52 \text{ m}^3 = 3,14 \times (D^2/4) \times 2D$$

$$1,52 \text{ m}^3 = 1,57 \times D^3$$

$$D^3 = 0,968$$

$$D = 0,99 \text{ m}$$

$$r = 0,49 \text{ (19,46 inch)}$$

$$\text{Tinggi } \textit{bed} \text{ resin (Hr)} = 2 \times D = 2 \times 0,99 \text{ m} = 1,98 \text{ m}$$

Ruang kosong di atas dan bawah *bed* 20%, sehingga:

$$\text{Tinggi tangki silinder} = 1,2 \times 1,98 \text{ m}$$

$$= 2,37 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } \textit{head} \text{ yang berbentuk } \textit{ellipsoidal} = D/4 = 0,99 \text{ m} / 4 = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } \textit{cation exchanger} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi } \textit{head})$$

$$= 2,37 \text{ m} + (2 \times 0,25 \text{ m})$$

$$= 2,87 \text{ m}$$

$$\text{Volume tangki silinder (Vt)} = 3,14 \times (D^2/4) \times 2,37 \text{ m}$$

$$= 3,14 \times (0,99 \text{ m})^2/4 \times 2,37 \text{ m}$$

$$= 1,82 \text{ m}^3$$

### **Menghitung tebal shell dan head pada cation exchanger**

Tekanan desain dihitung berdasarkan berat resin dan air saat beroperasi,

Densitas resin = 1.280 kg/m<sup>3</sup>

Densitas air = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Tinggi tangki = 2,87 m

Tinggi larutan dalam tangki =  $\frac{4Vt}{\pi D_t^2} = \frac{4 \times 1,82 \text{ m}^3}{3,14 \times 0,99^2} = 2,37 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik,

$P_H = \rho \times g \times h = 1000 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ N/m}^2 \times 2,37 \text{ m}$   
 $= 0,23 \text{ atm (3,37 psi)}$

Tekanan *bed* resin dalam tangki,

$P_{bed \text{ resin}} = \rho \times g \times h$   
 $= 1.280 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ N/m}^2 \times 2,37 \text{ m}$   
 $= 0,29 \text{ atm (4,31 psi)}$

Tekanan operasi = 1 atm

Faktor keamanan diambil 10%, sehingga:

Tekanan desain,

$P_d = 1,1 \times (0,23 \text{ atm} + 0,29 \text{ atm} + 1 \text{ atm})$   
 $= 1,68 \text{ atm (24,63 psi)}$

### **Tebal dinding tangki**

Untuk bahan konstruksi *Carbon steel SA- 516 70*

Diketahui:

$S$  (*allowable stress*, psi) = 12.650 psi

$E$  (*welded-joint efficiency*) = 0,85

$C$  (Corrosion allow) = 0,125 in

$P$  (tekanan desain) = 24,62 psi

$r$  (jari-jari dalam tangki) = 19,45 in

maka,

$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,4 \times P} + \square$  (ASME section VIII,2010)

$t_s = \frac{24,62 \text{ psi} \times 19,45 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,4 \times 24,62 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$

$= 0,17 \text{ in}$

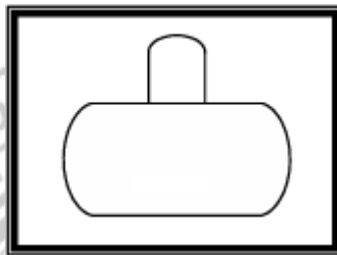
Digunakan tebal *shell* standar ¼ in. untuk tebal *head* yang digunakan sama dengan *shell* yaitu ¼ in.



### Dimensi anion exchanger

Perhitungan untuk *anion exchanger* sama seperti dengan perhitungan *cation exchanger* yang berfungsi untuk mengurangi kesadahan air melalui pertukaran anion.

### **D.10 Daerator (D-01)**



Gambar D 10 Deaerator

Kode : D-01  
Fungsi : Menghitug gas-gas terlarut dalam air umpan *boiler*  
Tipe : Silinder horisontak dengan tutup *ellipsoidal*  
Jumlah : 1 unit  
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-129 Grade A (ASME II,2010)*

### Menghitug dimensi tangki

Laju massa steam, F = 17.580,64 kg/jam

Waktun tinggal, t = 24 jam

Densitas, pada suhu 90°C = 965,63 kg/m<sup>3</sup> (Yaws,1999)

Viskositas, pada suhu 90°C = 0,3112 cp (Yaws, 1999)

Volume fluida, V<sub>f</sub> =  $\frac{F \times t}{\rho} = \frac{17.580,64 \text{ kg/jam}}{965,63 \text{ kg/m}^3} = 421,93 \text{ m}^3$

Ruang bebas direncanakan 20%, maka volume *fluida* adalah:

Volume tangki, V<sub>t</sub> = 20% × 421,93 m<sup>3</sup> = 524,34 m<sup>3</sup>

Rasio D/H = 1

Rasio aksis tutup = 1/2

Volum *shell*, V<sub>s</sub> =  $\frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$

Volum tutuo, V<sub>e</sub> =  $\frac{1}{24} \pi \cdot D^3$  untuk rasio 1/2 (Tabel 10.65, Perry, 2008)

$$\text{Volume tangki, } V_t = V_s + 2V_e = \frac{1}{4}\pi \cdot D^2 \cdot H + 2\left(\frac{1}{24}\pi D^3\right)$$

Dengan substitusi harga H, diperoleh,  $V_t = \frac{1}{3}\pi \cdot D^3$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot V_t}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{3 \times 524,34 \text{ m}^3}{3,14}} = 7,94 \text{ m}$$

Panjang tangki,  $L_s = D = 7,94 \text{ m (312,60 in)}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang tutup, } L_e &= \frac{D}{4} \text{ (Tabel 10.65, Perry, 2008)} \\ &= \frac{7,94 \text{ m}}{4} \\ &= 1,98 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang total tangki,

$$L_t = L_s + 2L_e = 7,94 \text{ m} + 2(1,98 \text{ m}) = 11,91 \text{ m}$$

Tinggi tangki/level,

$$H = \frac{4 \times V_t}{\pi \times L_t^2} \quad \text{(Brownell, L. E. dan Young, E. H., 1979).}$$

$$H = \frac{4 \times 524,34 \text{ m}^3}{3,14 \times 11,91^2 \text{ m}} = 4,70 \text{ m}$$

### **Menghitung tebal dinding dan tutup tangki**

Tekanan operasi = 1 atm (14,696 psi)

Tekanan hidrostatik,

$$\begin{aligned} P_H &= \rho \times g \times h = (\text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik}) \times \text{faktor keamanan} \\ &= (14,7 \text{ psi} + 6,45 \text{ psi}) \times 1,1 \\ &= 23,27 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan diambil 10%, sehingga:

Tekanan desain,

$$P_d = 23,27 \text{ psi}$$

### **Tebal dinding tangki**

Diketahui:

Untuk bahan konstruksi *Carbon steel SA-129 Grade A*

$$S \text{ (allowable stress)} = 10.000 \text{ psi}$$

$$E \text{ (welded-joint efficiency)} = 0,85$$

$$c \text{ (corrosion allow)} = 0,125 \text{ in}$$

$$P \text{ (tekanan design)} = 23,27 \text{ psi}$$

r (jari-jari dalam tangki) = 156,34 in

Maka,

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,4 \times P} + \square \quad (\text{ASME Section VIII, 2010})$$

$$t_s = \frac{23,27 \text{ psi} \times 156,34 \text{ in}}{10.000 \text{ psi} \times 0,85 - 0,4 \times 23,27 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,553 \text{ in}$$

Digunakan tebal *shell* standar 5/8 in, untuk tebal *head* yang digunakan sama dengan *shell* yaitu 5/8 in.

### Menghitung kebutuhan pemanas

Di dalam *daerator*, air akan dikontakkan dengan *steam* hingga temperatur 90° C dengan menggunakan *steam* temperatur 150°C.

Perhitungan neraca energi:

$$T_{\text{air masuk}} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$\text{Suhu basis} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Neraca energi masuk

Diketahui:

$$m = 17.580,64 \text{ kg/jam}$$

$$C_p = 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}$$

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

$$= 17.580,64 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \times (90-30)^\circ\text{C}$$

$$= 1.054.838,41 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Kebutuhan daya} = \frac{Q}{14,34 \times 60 \times 0,7457} \\ = \frac{1.054.838,41 \text{ kkal/jam}}{14,34 \times 60 \times 0,7457}$$

$$= 1644 \text{ hp}$$

### D.11 Bak Feed Boiler (B-05)



Gambar D 12 Bak feed boiler

Kode: : B-05  
Fungsi : Menampung dan mengkondisikan air yang akan diumpangkan ke dalam boiler untuk menghasilkan uap

Tipe : Persegi panjang

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Laju alir kebutuhan sungai,  $F = 27.238,43 \text{ Kg/Jam}$

Densitas air,  $\rho = 1.000 \text{ Kg/m}^3$  (Perry, 1997)

$$\begin{aligned} \text{Laju volume air total, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{27.238,43 \text{ Kg/jam}}{1.000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 27,2384 \text{ m}^3/\text{Jam} \end{aligned}$$

Waktu tinggal pengendapan 4 jam (waktu tinggal air dalam bak “water conditioning for industry” sekitar 4-24 jam, Powell ST, hal 14). Maka volume air yang akan mengisi bak

$$\begin{aligned} &= 27,2384 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \\ &= 108,95 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sebanyak 20% faktor keamanan pada volume bak penampungan

$$\begin{aligned} V_{\text{bak}} &= 1,2 \times 108,95 \text{ m}^3 \\ &= 130,74 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi bak yang direncanakan,

$$\text{Panjang} = 2H$$

$$\text{Lebar} = H$$

$$\text{Tinggi} = H$$

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$130,74 = 2H \times H \times H$$

$$130,74 = 2H^3$$

$$H = 4,02 \text{ m}$$

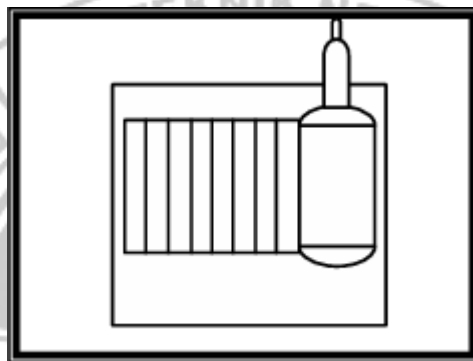
Maka diperoleh,

$$\text{Panjang} = 8,05 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 4,02 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 4,02 \text{ m}$$

#### D.12 Boiler (BO-01)



Gambar D 12 Boiler

Kode : BO-01

Fungsi : Menyediakan uap 150°C

Tipe : Water tube boiler

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-129 grade A*

Jumlah saturated steam yang dibutuhkan = 17.580,64 kg/jam

Kondensat yang kembali = 90% dari *steam* yang dihasilkan

$$= 90\% \times 17.580,64 \text{ kg/jam} = 15.822,58 \text{ kg/jam}$$

Air umpan boiler = *make up water* + *steam* yang dikembalikan

$$= X + 17.580,64 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa pada boiler :

$$\text{Air umpan boiler} + X = \text{steam yang dihasilkan} + 0,1 \times (\text{umpan boiler} + X)$$

$$17.580,64 \text{ kg/jam} + X = 17.580,64 \text{ kg/jam} + 0,1 \times (15.822,58 \text{ kg/jam} + X)$$

$$X = 3.711,47 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Make up water} = 3.711,47 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju blow down} = 10\% \text{ dari air umpan boiler}$$

$$\text{Blow down} = 10\% \times (3.711,47 \text{ kg/jam} + 15.822,58 \text{ kg/jam})$$

$$= 1.953,40 \text{ kg/jam}$$

### Menghitung dimensi boiler

Kapasitas boiler dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$Q = m_s \times (H - H_f)$$

Dimana:

$$Q = \text{kapasitas boiler, BTU/jam}$$

$$m_s = \text{massa steam, lb/jam}$$

$$H = \text{entalpi standar steam yang digunakan, BTU/lb}$$

$$H_f = \text{entalpi air umpan boiler yang akan dibangkitkan menjadi steam, BTU/lb}$$

Kondensat yang kembali berada pada kondisi cair jenuh pada suhu 150°C, sedangkan make up water berada pada kondisi cair jenuh 90°C. dari steam table Smith, 2005 diperoleh:

$$H_{I 150^\circ\text{C}} = 632,20 \text{ KJ/kg}$$

$$H_{I 90^\circ\text{C}} = 376,90 \text{ KJ/kg}$$

Entalpi fresh feed memiliki komposisi 10% make up water dan 90°C kondensat.

$$H_f = (0,1 \times H_{liq 90^\circ\text{C}}) + (0,9 \times H_{liq 150^\circ\text{C}})$$

$$= 606,67 \text{ kJ/kg}$$

$$= 575,01 \text{ btu/lb}$$

Steam yang dihasilkan berada pada kondisi uap jenuh pada suhu 150°C. dari *steam table* Smith, 2005 diperoleh:

Entalpi pada uap jenuh 150°C = 2,746,50 kJ/kg (1.180,78 BTU/lb)

Sehingga,

Kapasitas boiler,  $Q = m \cdot \lambda$

$$= 38.758,68 \text{ lb/jam} \times (1.180,78 - 260,82) \text{ btu/lb}$$

$$= 35.656.482,26 \text{ btu/jam}$$

Asumsi efisiensi boiler 80%, sehingga panas yang diperlukan untuk pembentukan steam adalah:

$$Q = 35.656.482,26 \text{ btu/jam} / 80\% = 41.948.802,66 \text{ btu/jam}$$

Konversi panas menjadi daya adalah:

$$Q = Q / (33.479)$$

$$= 41.948.802,66 \text{ btu/lb} / 33.479 \text{ btu/ja.hp}$$

$$= 14.013,53 \text{ hp}$$

Luas bidang pemanasan adalah 10 ft<sup>2</sup>/hp, sehingga total *heating surface* adalah:

$$A = 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \times 14.013,53 \text{ hp}$$

$$= 140.135,25 \text{ ft}^2$$

### **Perhitungan kebutuhan bahan bakar**

Kebutuhan bahan bakar untuk boiler dihitung menggunakan persamaan:

$$m_s = Q / (n \times \text{NHV})$$

Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar diesel, yang memiliki:

$$\text{Net Heating value} = 19.750 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Densitas} = 54,2600 \text{ lb/ft}^2$$

$$\begin{aligned} M_s &= 49.351.532,54 \text{ btu/jam} / (0,85 \times 19.750 \text{ btu/lb}) \\ &= 2.498,81 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir bahan bakar} &= \frac{2.498,81 \text{ lb/jam}}{54,2600 \text{ lb/ft}^2} \\ &= 52,71 \text{ ft}^3/\text{jam} \text{ (1.304,06 L/jam)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan per bulan} &= 1.304,06 \text{ L/jam} \times (24 \text{ jam/hari}) \times (30 \text{ hari/bulan}) \\ &= 938.925,62 \text{ L/bulan} \end{aligned}$$

#### **Menentukan spesifikasi tube boiler**

$$A = 140.135,25 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jenis tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,67 \text{ in}$$

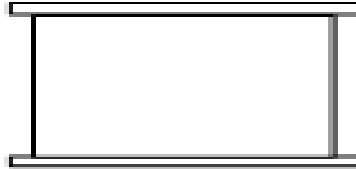
$$\text{Luas/linier feed} = 0,33 \text{ ft}^2/\text{lin.ft}$$

$$\text{Panjang tube} = 24 \text{ ft} = 7,2152 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{140.135,25 \text{ ft}^2}{(0,33 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \times 24 \text{ ft})} \\ &= 178,50 \text{ pipa} = 179 \text{ pipa} \end{aligned}$$



### D.13 Bak Penampung Air Lunak (B-06)



Gambar D 13 Bak penampung air lunak

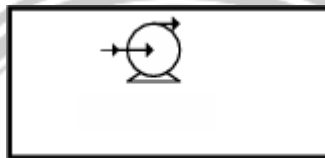
- Kode : B-06
- Fungsi : Tempat penampungan air lunak sebelumnya dilakukan pendistribusian untuk air proses
- Tipe : Persegi panjang
- Jumlah : 1 unit
- Bahan Konstruksi : Beton bertulang
- Laju alir kebutuhan sungai,  $F = 27.238,43 \text{ Kg/Jam}$
- Densitas air,  $\rho = 1.000 \text{ Kg/m}^3$  (Perry, 1997)
- Laju volume air total,  $Q = \frac{F}{\rho}$
- $$= \frac{27.238,43 \text{ Kg/jam}}{1.000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}$$
- $$= 27,2384 \text{ m}^3/\text{Jam}$$
- Waktu tinggal pengendapan 4 jam (waktu tinggal air dalam bak “water conditioning for industry” sekitar 4-24 jam, Powell ST, hal 14). Maka volume air yang akan mengisi bak  $= 27,2384 \text{ m}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam}$
- $$= 108,95 \text{ m}^3$$
- Sebanyak 20% faktor keamanan pada volume bak penampungan
- $$V_{\text{bak}} = 1,2 \times 108,95 \text{ m}^3$$
- $$= 130,74 \text{ m}^3$$
- Dimensi bak yang direncanakan,
- Panjang = 2H
- Lebar = H
- Tinggi = H

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= P \times L \times T \\
 130,74 &= 2H \times H \times H \\
 130,74 &= 2H^3 \\
 H &= 4,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka diperoleh,

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 8,05 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 4,02 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 4,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### D.14 Pompa I (P-01)



Gambar D 14 Pompa 1

- Kode : P-01
- Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak penampungan sementara (B-01)
- Tipe : *Centrifugal pump*
- Tujuan : a. Menentukan tipe pompa  
 b. Menentukan bahan konstruksi pompa  
 c. Menghitung tenaga pompa  
 d. Mengitung tenaga motor

#### a. Menentukan tipe pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan:

1. Kontruksi sederhana;
2. Harga relatif murah;
3. Kecepatan aliran seragam;
4. Biaya perawatan yang rendah;

5. Proses pengoperasian yang mudah; dan
6. Dapat disesuaikan dengan menggunakan motor pengaduk atau turbin.

(Perry, 2008)

#### **b. Menentukan bahan konstruksi**

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon steel SA-285 Grade A* (ASME II, 2004) dengan pertimbangan:

1. Bahannya kuat dan tahan terhadap korosi;
2. Suhu yang maksimal 212°C (100°C);
3. Batas maksimum yang diijinkan besar (s/d 12.900 psi).

#### **Kapasitas dan laju alir**

$$\text{Kapasitas (m)} = 27.238,43 \text{ kg/jam}$$

$$= 60.049,84 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,43 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju alir } (Q_f) = \frac{60.049,84 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 961.88 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,27 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,01 \text{ m}^3/\text{s}$$

Faktor keamanan 10% maka,

$$G = 10\% \times 961.88 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1.058,07 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,29 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 131,90 \text{ gal/menit } (0,01 \text{ m}^3/\text{s})$$

## Diameter optimal pipa

Asumsi : Aliran turbulen,  $D_i \geq 1$  in

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 Q_f^{0,45} P^{-0,13} \quad (\text{Pers 15, hal 496, Peters } 4^{\text{th}} \text{ edition, 1991})$$

Dimana

$D_i$  = Diameter pipa (in)

$Q_f$  = Debit pemompaan ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )

$P$  = Densitas fluida ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

Maka,

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 (0,29 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} (62,43 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} = 4 \text{ in}$$

Dari buku Kern, Tabel 1.1, dipilih pipa dengan spesifikasi:

1. Diameter nominal = 4 in
2. *Outside diameter* (OD) = 4,5 in (0,375 ft)
3. *Inside diameter* (ID) = 4,02 in (0,336 ft)
4. *Schedule number* = 40
5. *Inside sectional area* (A) = 0,088  $\text{ft}^2$

## Menghitung kecepatan linier fluida

$$V = \frac{Q_f}{A} = \frac{0,27 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,088 \text{ ft}^2} = 3,34 \text{ ft/s}$$

## Menghitung bilangan reynold

$$N_{re} = \frac{D_i \times v \times \rho}{\mu}$$

$$N_{re} = \frac{0,336 \text{ ft} \times 3,34 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 62,43 \text{ lb}/\text{ft}^3}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 130012,40$$

Untuk  $N_{re} > 4000$ , maka aliran adalah aliran turbulen

## Menentukan faktor friksi dalam pipa

Untuk *cast iron*, didapat:

$$N_{re} = 130012,40$$

$$D_{in} = 4 \text{ in}$$

$$\varepsilon = 0,000246$$

$$\varepsilon/D = 0,00024$$

Untuk ( $\frac{f}{\varepsilon}$  vs  $N_{Re}$ ), maka

$$f = 0,007 \text{ (Fig 14.1 Peters)}$$

menghitung instalasi pipa

pipa lurus horizontal  $L = 9,843 \text{ ft}$

Pipa lurus vertikal  $L = 6,562 \text{ ft}$

elbow 90°C,  $L/D = 32$   $L = 32 \text{ ft}$

Gate valve fully open,  $L/D = 7$   $L = 2,33 \text{ ft}$

Sharp edge exit ( $k=1$ ),  $L/D = 57$   $L = 19 \text{ ft}$

Sharp edge entrance ( $k = 0,5$ ),  $L/D = 28$   $L = 9,33 \text{ ft}$

Total panjang ekivalen ( $L_e$ ) = 79,071 ft

## Menghitung daya pompa

### Gesekan karena aliran melewati pipa dan fitting

$$\sum f = \frac{2 \times f \times V^2 \times \sum L_e}{D_{in} \times g_c} \quad (\text{Peters 4}^{\text{th}} \text{ Edition, 1991})$$

$$\sum f = \frac{2 \times 0,007 \times (3,340 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2 \times 79,071 \text{ft}}{0,336 \text{ ft} \times 32,17 \text{ lbf.ft/lbm}}$$

$$= 0,466 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Static head,  $\Delta z$  (g/gc)

$$= 13,12 \text{ ft} \times 1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m = 13,12 \text{ lb}_f.\text{ft}/\text{lb}_m$$

Velocity head ( $\Delta V^2/2\alpha gc$ )

$$= 0,173$$

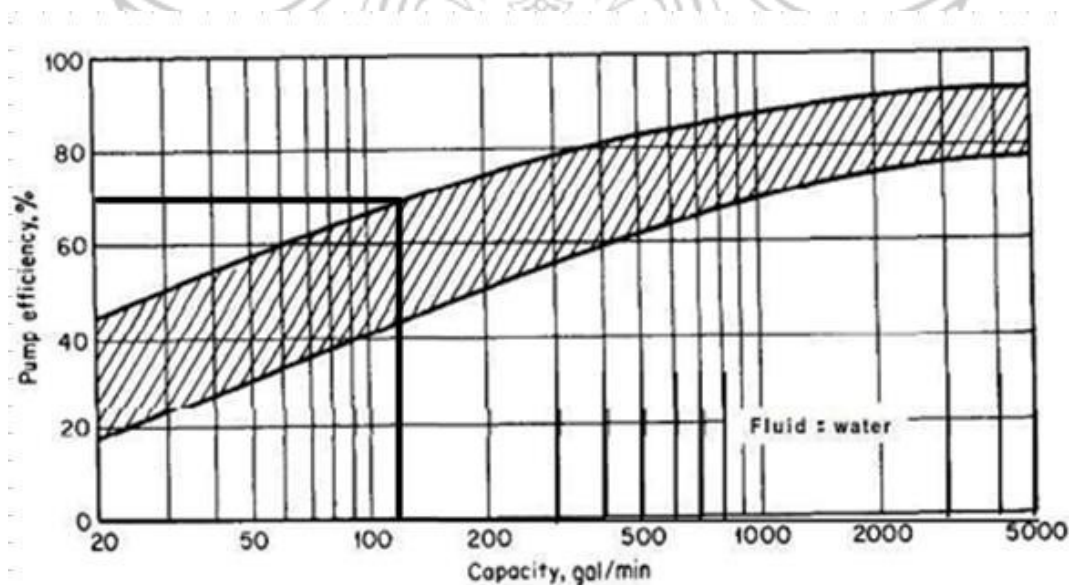
Pressure head ( $\Delta P/\rho$ ) = 0

Tenaga mekanis pompa dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} W_s &= \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum f \dots \text{ (Pers. 10, hal 496, Peters 4}^{th} \text{ edition, 1991)} \\ &= 13,12 \text{ lb}_f.\text{ft}/\text{lb}_m + 0,173 - 0 + 0,466 \text{ lb}_f.\text{ft}/\text{lb}_m \\ &= 14,831 \text{ lb}_f.\text{ft}/\text{lb}_m \end{aligned}$$

Kapasitas pompa =  $Q_f = 0,267 \text{ ft}^3/\text{s} = 119,927 \text{ gal}/\text{menit}$

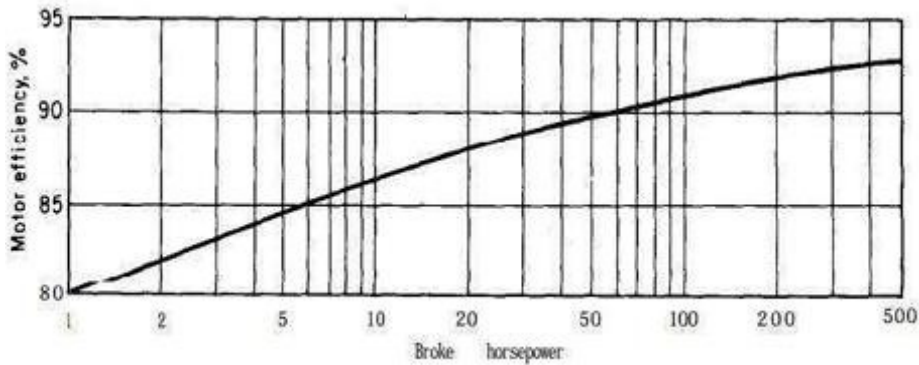
$$\begin{aligned} P \text{ teoritis} &= \frac{Q_f \times \rho \times W_s}{550} \\ &= \frac{0,267 \text{ ft}^3/\text{s} \times 62,428 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 14,831 \text{ lb}_f.\text{ft}/\text{lb}_m}{550} \\ &= 0,450 \text{ hp} \end{aligned}$$



Grafik D-1 Grafik capacity gal/min vs pump efficiency %

Dari gambar 14.37 Peters *Plant design and economics for chemical engineers*, 1991. Untuk kapasitas pompa 119,927 gal/menit, maka efisiensi pompa = 70%

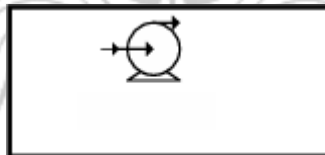
$$P \text{ aktual (BHP)} = \frac{P \text{ teoritis}}{\eta} = \frac{0,450 \text{ HP}}{0,70} = 0,64 \text{ hp}$$



Dari gambar 14.38 (Peters, 1991), untuk P aktual = 0,64 hp didapatkan efisiensi 80%, maka power motor yang diperlukan:

$$P \text{ motor} = \frac{P \text{ aktual}}{\eta} = \frac{0,64 \text{ HP}}{0,80} = 0,8 \text{ HP}$$

#### D.15 Pompa II (P-02)



Gambar D 35 Pompa II

- Kode : P-02
- Fungsi : Memompa air dari tangki bak penampungan sementara ke bak koagulasi
- Tipe : *Centrifugal pump*
- Bahan konstruksi : *Cast Iron*

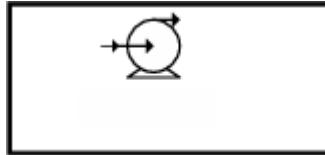
#### Spesifikasi dari hasil perhitungan

- Kapasitas : 131,956 gal/menit
- Diameter nominal : 4 in
- Daya pompa : 0,4 hP

Daya motor : 0,8 hP

Jumlah : 1 unit

#### D.16 Pompa III (P-03)



Gambar D 46 Pompa III

Kode : P-03

Fungsi : Memompa air dari tangki koagulasi ke bak pengendapan

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

#### Spesifikasi dari hasil perhitungan

Kapasitas : gal/menit

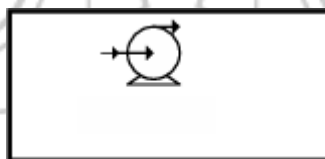
Diameter nominal : 2 in

Daya pompa : 0,04 hP

Daya motor : 0,073 hP

Jumlah : 1 unit

#### D.17 Pompa IV (P-04)



Gambar D 57 Pompa IV

Kode : P-04

Fungsi : Memompa air dari bak pengendapan ke tangki sand filter

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

#### Spesifikasi dari hasil perhitungan

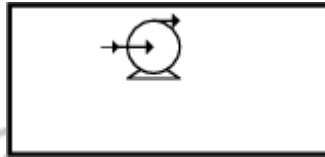
Kapasitas : 98,987 gal/menit

Diameter nominal : 3 in



Daya pompa : 0,499 hP  
Daya motor : 0,805 hP  
Jumlah : 1 unit

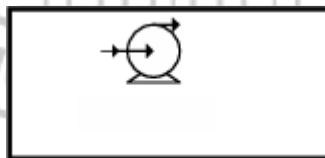
#### D.18 Pompa V (P-05)



Gambar D 68 Pompa V

Kode : P-05  
Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air bersih ke *cooling tower*  
Tipe : *Centrifugal pump*  
Bahan konstruksi : *Cast Iron*  
**Spesifikasi dari hasil perhitungan**  
Kapasitas : 7,885 gal/menit  
Diameter nominal : 4 in  
Daya pompa : 0,585 hP  
Daya motor : 0,944 hP  
Jumlah : 1 unit

#### D.19 Pompa VI (P-06)



Gambar D 79 Pompa VI

Kode : P-06  
Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air bersih ke air sanitasi  
Tipe : *Centrifugal pump*  
Bahan konstruksi : *Cast Iron*

### Spesifikasi dari hasil perhitungan

Kapasitas : 7,885 gal/menit

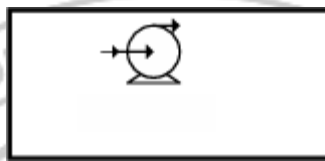
Diameter nominal : 1 in

Daya pompa : 0,029 hP

Daya motor : 0,048 hP

Jumlah : 1 unit

### D.20 Pompa VII (P-07)



Gambar D 20 Pompa VII

Kode : P-07

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air bersih ke ion exchanger

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Jumlah : 2 unit

### Spesifikasi dari hasil perhitungan

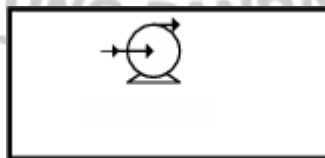
Kapasitas : 124,752 gal/menit

Diameter nominal : 4 in

Daya pompa : 0,467 hP

Daya motor : 0,754 hP

### D.21 Pompa VIII (P-08)



Gambar D 28 Pompa VIII

Kode : P-08

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air bersih ke ion exchanger

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Jumlah : 2 unit

**Spesifikasi dari hasil perhitungan**

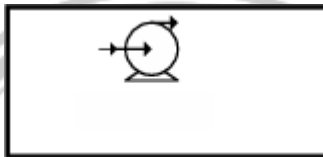
Kapasitas : 124,752 gal/menit

Diameter nominal : 4 in

Daya pompa : 0,467 hP

Daya motor : 0,754 Hp

**D.21 Pompa IX(P-09)**



Gambar D 29 Pompa IX

Kode : P-09

Fungsi : Memompa air dari ion exchanger ke deaerator

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Jumlah : 1 unit

**Spesifikasi dari hasil perhitungan**

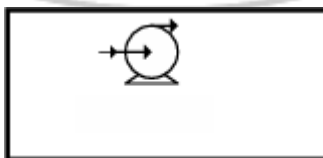
Kapasitas : 2,539 gal/menit

Diameter nominal : 1 in

Daya pompa : 0,009 hP

Daya motor : 0,15 hP

**D.22 Pompa X (P-10)**



Gambar D 22 Pompa X

Kode : P-10

Fungsi : Memompa air dari deaerator ke bak *feed* boiler

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Jumlah : 1 unit

**Spesifikasi dari hasil perhitungan**

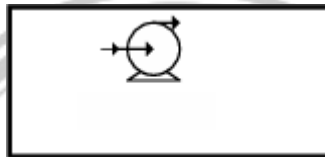
Kapasitas : 131,920 gal/menit

Diameter nominal : 4 in

Daya pompa : 0,495 hP

Daya motor : 0,798 hP

**D.23 Pompa XI (P-11)**



Gambar D 23 Pompa XI

Kode : P-11

Fungsi : Memompa air dari bak *feed* boiler ke boiler

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Jumlah : 1 unit

**Spesifikasi dari hasil perhitungan**

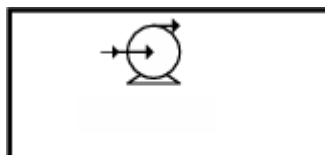
Kapasitas : 76,631 gal/menit

Diameter nominal : 3 in

Daya pompa : 0,287 hP

Daya motor : 0,464 hP

**D.24 Pompa XII (P-12)**



Gambar D 24 Pompa XII

Kode : P-12

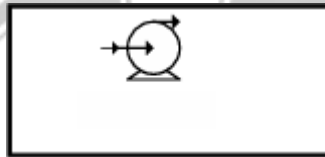
Fungsi : Memompa air bak penampung air lunak ke kebutuhan air

proses  
Tipe : *Centrifugal pump*  
Bahan konstruksi : *Cast Iron*  
Jumlah : 1 unit

**Spesifikasi dari hasil perhitungan**

Kapasitas : 87,175 gal/menit  
Diameter nominal : 3 in  
Daya pompa : 0,328 hP  
Daya motor : 0,529 hP

**D.25 Pompa XIII (P-13)**



Gambar D 25 Pompa XIII

Kode : P-13  
Fungsi : Memompa air dari Ion exchanger ke bak penampung air lunak  
Tipe : *Centrifugal pump*  
Bahan konstruksi : *Cast Iron*  
Jumlah : 1 unit

**Spesifikasi dari hasil perhitungan**

Kapasitas : 3,166 gal/menit  
Diameter nominal : 3/4 in  
Daya pompa : 0,12 hP  
Daya motor : 0,19 hP

## LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI

### E.1 Harga Peralatan

Pabrik berjalan selama satu tahun produksi dengan waktu operasi 330 hari. Analisa ekonomi dihitung karena perubahan ekonomi terjadi setiap saat, sehingga akan menyebabkan perubahan harga pada peralatan yang akan digunakan pada pabrik. Harga alat sekarang dapat diperkirakan dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{index harga tahun sekarang}}{\text{index harga tahun X}} \times \text{harga tahun X}$$

**Tabel E.1** *Chemical engineering plant cost index (CEPCI)*

Tahun	Annual index
2008	575,4
2009	575,4
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	615,06

Dengan metode *Least square* (Peter&Timmerhaus ed.4 p.760-761) dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2019. Penyelesaian dengan metode *Least square* rata-rata pada akhir tahun 2019 menghasilkan persamaan:

$$y = a + b (x-X)$$

Keterangan:

a = harga rata-rata y

$$b = \frac{\sum(x-\bar{x})(y-y)}{\sum(x-\bar{x})^2}$$

Tabel E.2 Penafsiran index harga dengan metode *least square*

Tahun (x)	Index (y)	(x - x̄)(y - y)	(x - x̄) <sup>2</sup>
2008	575,4	-2,448	30,25
2009	575,4	-2,003	20,25
2010	550,8	84,542	12,25
2011	585,7	-26,863	6,25
2012	584,6	-14,468	2,25
2013	567,3	3,827	0,25
2014	576,1	0,573	0,25
2015	556,8	-27,233	2,25
2016	541,7	-83,137	6,25
2017	567,5	-26,092	12,25
2018	603,1	126,653	20,25
2019	615,06	220,578	30,25
$\bar{x} = \frac{\sum x}{n}$	<b>y = 6899</b>	<b>Σ=253,930</b>	<b>Σ=143,00</b>

$$a = 6899$$

$$b = \frac{253,930}{143}$$

$$= 1,776$$

Persamaan menjadi:

$$y = 6899 + 1,776 (\bar{x} - x)$$

untuk x = 2024 maka

$$y = 6899 + 1,776 (2019-2024)$$

$$= 593,6$$

Pembelian alat dilakukan pada taun 2024, maka indeks harga pada tahun 2024 yaitu sebesar 593,6. Harga peralatan pabrik yang digunakan diambil dari situs [www.matche.com](http://www.matche.com) dan [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) dengan basis harga pada tahun 2019. Indeks harga peralatan pada tahun pembelian 2019 yaitu sebesar 615,06 yaitu sebesar Rp 15.000 per USD ([www.bi.go.id](http://www.bi.go.id))

Contoh perhitungan harga peralatan

Kurs dollar Rp 15.000

Tangki mixer (TM-01)

Harga tahun 2019/unit : US \$ 230.894

Harga tahun 2024 : US \$ 230.894  $\times$   $\frac{1,776}{593,6}$

: Rp 3.447.489.448

**Tabel E.3 Daftar harga peralatan proses**

No.	Nama alat	Jmlh	Harga unit (US\$)	Total harga (Rp)
1	Mixer tank	1	230.894	3.447.489.448
2	Reaktor	1	300.000	4.479.314.467
3	Clarifier	1	5.850	87.346.632
4	Ion exchanger	4	470.000	7.017.592.664
5	Sand filter	1	28.800	430.014.189
6	Electrolizer	1	249.000	3.717.831.007
7	Heater	1	84.754	1.265.466.061
8	Centrifuge 1	1	16.160	241.285.739
9	Evaporator 1	1	311.014	4.643.765.032
10	Evaporator 2	1	311.014	4.643.765.032
11	Evaporator 3	1	311.014	4.643.765.032
12	Centrifuge 2	1	16.160	241.285.739
13	Falling film evaporator	1	456.064	6.809.513.576
14	Cooler	1	329.832	4.924.737.497
15	Kristalizer	1	302.643	4.518.777.227
16	Rotary dryer	1	467.521	6.980.578.596
17	Silo 1	1	355.193	5.303.403.811
18	Silo 2	1	355.193	5.303.403.811
19	Screw conveyer 1	1	9.533	142.337.683
20	Screw conveyer 2	1	9.533	142.337.683
21	Screw conveyer 3	1	9.533	142.337.683
22	Screw conveyer 4	1	9.533	142.337.683
23	Belt conveyer 1	1	5.464	81.583.247
24	Bucket elevator	1	10.800	161.255.321
25	Pompa 1	1	57.200	854.055.958
26	Pompa 2	1	25.577	381.891.420
27	Pompa 3	1	15.346	229.131.866
28	Pompa 4	1	15.346	229.131.866
29	Pompa 5	1	15.346	229.131.866
30	Pompa 6	1	15.346	229.131.866
31	Pompa 7	1	15.346	229.131.866
32	Pompa 8	1	25.577	381.891.420
33	Tangki Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1	41.975	626.730.749
34	Tangki NaOH	1	41.625	621.504.882
35	Tangki sementara dari larutan electrolizer	1	3.139	46.868.560



36	Tangki sementara dari larutan centrifuge	1	3.139	46.868.560
37	Tangki sementara dari larutan centrifuge	1	3.139	46.868.560
<b>Total</b>		<b>40</b>	<b>4.933.603</b>	<b>73.663.864.300</b>

**Tabel E.4 Harga peralatan utilitas**

No.	Nama alat	Jumlah	Harga unit (US\$)	Total harga (US\$)
	Screen	1	5.232	78119244,3
	Bak penampung sementara	1	23.834	355866603,3
	Tangki koagulasi	1	2.674	39925622,94
	Bak koagulasi	1	7.324	109354997,2
	Bak pengendapan	1	23.834	355866603,3
	Sand filter	1	49.900	745059306,3
	Bak air bersih	1	23.834	355866603,3
	Cooling tower	1	12.691	189489933
	Kation exchanger	1	3.139	46868560,37
	Deaerator	1	7.092	105890994
	Bak feed boiler	1	7.092	105890994
	Boiler	1	329.809	4924394083
	Bak penampung air lunak	1	23.834	355866603,3
	Anion exchanger	1	3.139	46868560,37
	Pompa 1	1	22.555	336769792,6
	Pompa 2	1	22.555	336769792,6
	Pompa 3	1	22.555	336769792,6
	Pompa 4	1	15.346	229131866
	Pompa 5	1	15.346	229131866
	Pompa 6	1	15.346	229131866
	Pompa 7	1	15.346	229131866
	Pompa 8	1	15.346	229131866
	Pompa 9	1	15.346	229131866
	Pompa 10	1	15.346	229131866
	Pompa 11	1	15.346	229131866
<b>TOTAL</b>		<b>25</b>	<b>713.861</b>	<b>10658693015</b>

Total harga peralatan (E) = harga peralatan proses + harga peralatan utilitas  
= Rp.73.663.864.300 + Rp. 10.658.693.015  
= Rp. 84.322.557.314

## E.4 Biaya bahan baku, bahan utilitas dan produk

### a. Biaya Bahan Baku

#### 1. Garam

Kebutuhan : 8.435,022 kg/jam  
: 66.805,382 ton/tahun

Harga/ton : Rp. 12.000.000/ ton

Harga 2029 : Rp. 12.407.732

Harga/tahun : Rp. 24.407.732

Total harga/tahun: Rp. 24.407.732

#### 2. Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>

Kebutuhan : 40,28 kg/jam  
: 319,007 ton/tahun

Harga/ton : Rp. 21.645.000 ton/tahun

Harga 2029 : Rp. 22.380.447

Total harga/tahun: Rp. 44.025.447

#### 3. NaOH

Kebutuhan : 35,436 kg/jam  
: 280,65 ton/tahun

Harga/ton : Rp. 485.000.000 ton/tahun (PT.Asahimas)

Harga 2029 : Rp. 442.542.466

Total harga/tahun: Rp. 870.542.466

**Total biaya bahan baku/tahun : Rp. 938.975.646**

### b. Biaya bahan utilitas

#### 1. Alum

Kebutuhan : 0,0022 kg/jam  
: 0,018 ton/tahun  
Harga/ton : Rp. 4.000.000/ton  
Harga 2029 : Rp. 4.135.910  
Total harga/tahun: Rp. 8.135.910

## 2. Solar boiler

Kebutuhan : 0,00227 kg/jam  
: 0,0180 ton/tahun  
Harga/ton : Rp. 4.000.000/ton  
Harga 2029 : Rp. 4.135.910  
Total harga/tahun : Rp. 10.344.182

## 3. Solar generator

Kebutuhan : 0,00227 kg/jam  
: 0,0180 ton/tahun  
Harga/ton : Rp. 4.000.000/ton  
Harga 2029 : Rp. 4.135.910  
Total harga/tahun : Rp. 10.344.182

## 4. Listrik

Kebutuhan : 3.611 Kwh  
Harga/Kwh : Rp. 1.444/Kwh (Sumber: CNBC Indonesia)  
Harga 2029 : Rp. 1.493,06  
Total harga/jam : Rp. 5.391.883 Rp/jam  
Total harga/tahun: Rp. 1.779.321.711,25 rp/tahun

**Total Harga Utilitas : Rp. 1.801.505.915**

## 5. Biaya produk

Produksi : 42.000 ton/tahun  
: 42.000.000 kg/tahun  
Harga/kg : Rp.7.000/kg (Rp. 7.000.000/ton)  
Total penjualan : Rp. 294.000.000/tahun

**Total Harga Penjualan produk : Rp. 294.000.000**

#### 6. Biaya tanah

Luas tanah dan bangunan : 10.100 m<sup>2</sup>

Harga tanah/m<sup>2</sup> : Rp. 5.000.000 (Sumber: Agen properti, menghitung NJOP)

Total harga tanah : Rp. c

Tanah timbun : 1.515 m<sup>3</sup>

Harga tanah timbun : Rp. 150.000 (sumber: [www.Mitra Bumi Sejahtera](http://www.MitraBumiSejahtera.com))

Total tanah timbun : Rp. 227.250.000

**Total biaya tanah : Rp. 294.000.000 + Rp. 227.250.000**

**: Rp. 50.727.250.000**

#### E.5 Biaya Gaji Karyawan

Gaji untuk maing-masing golongan karyawan adalah seperti yang terinci pada tabel berikut.

Tabel E.5 Perincian golongan dan gaji

No.	Jabatan	Jumlah total	Gaji (Rp)	Total gaji (Rp)
1	Direktur	1	40.000.000	40.000.000
2	Kepala teknik dan produksi	1	35.000.000	35.000.000
3	Kepala keuangan dan umum	1	35.000.000	35.000.000
4	staff ahli	3	25.000.000	75.000.000
5	Kepala bagian umum	1	20.000.000	20.000.000
6	Kepala bagian pembelian dan pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
7	Kepala bagian keuangan	1	20.000.000	20.000.000
8	Kepala bagian teknik	1	20.000.000	20.000.000
9	Kepala bagian produksi	1	20.000.000	20.000.000
10	Kepala bagian litbang	1	20.000.000	20.000.000
11	Kepala bagian personalia	1	14.000.000	14.000.000
12	Kepala seksi humas	1	14.000.000	14.000.000
13	Kepala seksi keamanan	1	14.000.000	14.000.000

14	Kepala seksi pembelian & pemasaran	1	14.000.000	14.000.000
15	Kepala seksi kas/anggaran	1	14.000.000	14.000.000
16	Kepala seksi proses	1	14.000.000	14.000.000
17	Kepala seksi pengendalian	1	14.000.000	14.000.000
18	Kepala seksi laboratorium	1	14.000.000	14.000.000
19	Kepala seksi utilitas	1	14.000.000	14.000.000
20	Kepala seksi pengembangan	1	14.000.000	14.000.000
21	Sekretaris	2	14.000.000	28.000.000
22	Fire man	6	8.000.000	48.000.000
23	Operator limbah	7	5.000.000	35.000.000
24	Operator Bengkel dan pemeliharaan	7	5.000.000	35.000.000
25	Karyawan personalia	5	5.000.000	25.000.000
26	Karyawan humas	5	5.000.000	25.000.000
27	Karyawan keamanan	7	5.000.000	35.000.000
28	Karyawan pembelian & pemasaran	8	8.000.000	64.000.000
29	Karyawan administrasi	5	8.000.000	40.000.000
30	Karyawan kas/anggaran	3	8.000.000	24.000.000
31	Karyawan proses	5	8.000.000	40.000.000
32	Karyawan pengendalian	19	8.000.000	152.000.000
33	Karyawan laboratorium	12	8.000.000	96.000.000
34	Karyawan pemeliharaan	5	8.000.000	40.000.000
35	Karyawan utilitas (operator)	10	8.000.000	80.000.000
36	Karyawan K3	6	8.000.000	48.000.000
37	Karyawan Litbang	4	7.500.000	30.000.000
38	Medis	4	10.000.000	40.000.000
39	Paramedis	4	7.000.000	28.000.000
40	Sopir	4	4500000	18.000.000
41	<i>Cleaning service</i>	10	4000000	40.000.000
42	Satpam	8	4000000	32.000.000
<b>Total</b>		<b>168</b>	<b>551.000.000</b>	<b>1.448.000.000</b>

Maka, dalam setahun dibutuhkan gaji karyawan sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Total gaji karyawan/tahun} &= 12 \text{ bulan} + 2 \text{ bulan (tunjangan)} \times \text{total gaji/bulan} \\
 &= 14 \text{ bulan} \times \text{Rp. } 1.448.000.000 \\
 &= \text{Rp. } 202.720.000,00
 \end{aligned}$$

## E.6 Total Investasi, Total Capital Investment (TCI)

### E.6.1 Modal Tetap, *Fixed Capital Investment* (FCI)

#### a. Biaya langsung (*Direct Cost*)

Tabel E.6 Biaya langsung (*Direct cost*)

No.	Item	Fraksi	Biaya (Rp)
1	Harga peralatan (E)		84.322.557.314
2	Biaya pengiriman, fraksi (E)	0,10	8.432.255.731
Subtotal: Peralatan			92.754.813.046
3	Instalasi	0,47	43.594.762.132
4	Instrumen dan kontrol	0,36	33.391.732.697
5	Perpipaan	0,68	63.073.272.871
6	Instalasi listrik	0,11	10.203.029.435
7	Bangunan dan <i>service</i>	0,18	16.695.666.348
8	Pengembalian lahan	1,10	9.275.481.305
9	<i>Service facilities</i>	0,70	64.928.369.132
Total <i>direct cost</i> (TDC)		2,02	333.917.326.965

#### b. Biaya tidak langsung (*Indirect Cost*)

Tabel E.7 Biaya tidak langsung (*Indirect cost*)

NO.	Item	Fraksi	Biaya (Rp)
1	<i>Engineering and supervisi</i>	0,32	29.681.540.175
2	Biaya konstruksi	0,34	31.536.636.436
3	<i>Legal expenses</i>	0,04	3.710.192.522
4	Biaya kontraktor	0,19	17.623.414.479
5	Biaya tak terduga	0,37	34.319.280.827
Total <i>indirect cost</i> (TIC)		1,29	116.871.064.438

#### Menghitung *Fixed Capital Investment* (FCI):

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{TDC} + \text{TIC} \\ &= \text{Rp. } 333.917.326.965 + \text{Rp. } 116.871.064.438 \\ &= \text{Rp. } 450.788.391.403 \end{aligned}$$

### E.6.2 Modal Kerja/*Working Capital Investment* (WCI)

$$\text{WCI} = 0,75 \times \text{peralatan terkirim}$$

$$= 0,75 \times \text{Rp.}8.432.255.731$$

$$= \text{Rp.} 69.566.109.784$$

### E.6.3 Total Capital Investment (TCI)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp.} 450.788.391.403 + \text{Rp.} 69.566.109.784$$

### E.7 Total Production Cost (TPC)

#### E.7.1 Total Manufacturing Cost (TMC)

Tabel E.8 Total Direct Production Cost (TDPC)

No.	Item	Total Harga (Rp)
1	Biaya bahan baku	Rp. 2.740.481.562
2	Operating labor (OP). 30% dari bahan baku	Rp.822.144.461
3	Pengawasan langsung. 10% dari OP	Rp. 82.214.447
4	Maintenance dan perbaikan (MP). 10% dari FCI	Rp. 45.078.839.140
5	Utilitas 17% dari TPC	0,17 x TPC
6	Operating supplies 15% dari MP	Rp.6.761.825.871
7	Patent and royalties. 5% dari TPC	0,05 x TPC
8	Biaya laboratorium. 10% dari OP	Rp. 82.214.447
<b>TDPC</b>		<b>Rp. 55.567.716.936 + 0,22 TPC</b>

Tabel E.9 Total Fixed Charges (TFC)

No.	Item	Total Harga (Rp)
1	Depresiasi. 10% dari FCI + 3% dari bangunan	Rp. 45.579.715.131
2	Pajak lokal. 5% dari FCI	Rp. 22.539.419.570
3	Asuransi. 1% dari FCI	Rp. 4.507.883.914
4	Bunga pinjaman. 10% dari (tanah + bangunan)	Rp. 2.597.134.765
<b>Total Fixed Charges (TFC)</b>		<b>Rp. 75.224.153.380</b>

Plant Overhead Cost (POC) 10% dari TPC

$$\text{POC} = 0,1 \text{ TPC}$$

$$\text{Total Manufacturing Cost (TMC)} = \text{TDPC} + \text{TFC} + \text{POC}$$

$$= \text{Rp. } 130.791.873.316 + 0,32 \text{ TPC}$$

### E.7.2 Biaya Pengeluaran Umum/Total General; Expenses (TGE)

Biaya pengeluaran umum meliputi:

1. Biaya administrasi. 3% dari TPC = 0,03 x TPC
2. Distribusi dan pemasaran 10% dari TPC = 0,1 x TPC
3. *Research and Development*. 5% dari TPC = 0,05 x TPC

$$\text{Total General Expenses (TGE)} = 0,18 \text{ TPC}$$

Menentukan nilai *Total Production Cost* (TPC):

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{TMC} + \text{TGE} \\ &= \text{Rp. } 71.240.666.585 \end{aligned}$$

Tabel E.10 *Total Manufacturing Cost* (TMC)

Item	Total Harga (Rp)
<i>Patent &amp; Royalty</i> 5% dari TPC	Rp. 3.562.033.329
<i>Plant Overhead Cost</i> (POC) 10% TPC	Rp. 7.124.066.658
<b>TMC</b>	Rp. 153.588.886.623

Tabel E.11 Pengeluaran *General Expenses* (TGE)

No.	Item	Total Harga (Rp)
1	TCI	Rp. 520.354.501.187
2	Modal sendiri 70% TCI	Rp. 364.248.150.831
3	Pinjaman 30% x TCI	Rp. 156.106.350.356
4	TPC	Rp. 71.240.666.585
5	Depresiasi	Rp. 45.579.715.131
6	Harga penjualan produk (SC)	Rp. 294.000.000.000
7	Laba sebelum pajak (penjualan produk -TPC)	Rp. 222.759.333.415
8	Pajak perusahaan 25% dari laba sebelum pajak	Rp. 55.689.833.354
9	Laba setelah pajak	Rp. 167.069.500.061

### E.8 Analisa Ekonomi Metode *Linier*

Data-data yang dibutuhkan untuk menghitung analisa ekonomi secara *linier* adalah sebagai berikut:

Tabel E.12 Analisa ekonomi metode *linier*

No.	Item	Total harga (Rp)
1	TCI	Rp. 520.354.501.187



2	Modal sendiri 70% TCI	Rp. 364.248.150.831
3	Modal pinjaman 30% TCI	Rp. 156.106.350.356
4	TPC	Rp. 71.240.666.585
5	Depresiasi	Rp. 45.579.715.131
6	Harga penjualan produk (SC)	Rp. 294.000.000.000
7	Laba sebelum pajak (Penjualan produk-TPC)	Rp. 222.759.333.415
8	Pajak perusahaan 25% dari laba sebelum pajak	Rp. 55.689.833.354
9	Laba setelah pajak	Rp. 167.069.500.061

### E.8.1 Rate of Return (ROR)

a. Sebelum pajak

$$\text{ROR} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{ROR} &= \frac{\text{Rp.222.759.333.415}}{\text{Rp.520.354.501.187}} \times 100\% \\ &= 43\% \end{aligned}$$

b. Setelah pajak

$$\text{ROR} = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{ROR} &= \frac{\text{Rp.167.069.500.061}}{\text{Rp.520.354.501.187}} \times 100\% \\ &= 32\% \end{aligned}$$

### E.8.2 Analisa Titik Impas/Break Event Point (BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

FC = biaya pengeluaran tetap, meliputi:

Depresiasi = Rp. 45.579.715.131

Pajak total = Rp. 22.539.419.570

Asuransi = Rp. 4.507.883.914

Bunga pinjaman = Rp. 2.597.134.765

**Fixed Cost (FC) = Rp. 75.224.153.380**

SVC = Biaya semi variabel, meliputi:

Gaji karyawan = Rp. 20.271.000.00

*Plant overhead cost* = Rp. 7.124.066.658

Laboratorium = Rp. 82.214.447

*General expenses* = Rp. 12.823.319.985

Pemeliharaan = Rp. 45.078.839.140

*Operating supplies* = Rp. 6.761.825.871

**Semi variabel cost (SVC) = Rp. 92.142.266.102**

**Hasil penjualan (SC) = Rp. 294.000.000.000**

VC = Biaya variabel . meliputi:

Biaya bahan baku = Rp. 938.975.647

Baya utilitas = Rp. 2.740.481.562

*Patent & royalties* = Rp. 3.562.033.329

**Variable cost (VC) = Rp. 7.241.490.538**

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{SC} - \text{VC} - (0,7 \times \text{SVC})} \\ &= 34,8 \% \end{aligned}$$

### **E.9 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi**

Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada perhitungan di atas adalah sebagai berikut:

1. *Fixed Capital Investment* = Rp.450.788.391.403
2. *Working Capital Investment* = Rp.69.566.109.784
3. *Total Capital Investment* = Rp.520.354.501.187
4. Total biaya produksi = Rp.71.240.666.585
5. Hasil penjualan = Rp.294.000.000.000
6. Laba bersih = Rp.167.069.500.061

### E.10 Analisa Ekonomi Metode Cash Flow

Total Capital Investment TCI : Rp.520.354.501.187

Modal sendiri (*equity*) 70% dari TCI : Rp.364.248.150.831

Modal pinjaman (*loan*) 30% dari TCI : Rp.156.106.350.356

Biaya produksi TPC : Rp.71.240.666.585

Depresiasi 10% dari FCI : Rp.45.579.715.131

Harga jual produk : Rp.294.000.000.000

Masa konstruksi : 3 tahun

Umur pabrik : 20 tahun

Pengembalian pinjaman : 10 tahun

Bungan pinjaman : 12%

Pajak : 25%

Kapasitas produksi: tahun pertama : 80%

Tahun kedua : 90%

Tahun ke-3 s/d ke-18 : 100%

Tahun ke-19 : 90%

Tahun ke-20 : 80%

a. Pada tahun -2

Biaya sendiri digunakan 50% : Rp.182.124.075.416

Biaya pinjaman bank 50% dari total pinjaman : Rp.78.053.175.178

Total investasi pada tahun -2 : Rp. 260.177.250.594

b. Pada tahun -1

biaya sendiri digunakan 50% : Rp.182.124.075.416

biaya pinjaman bank 50% dari total pinjaman : Rp.78.053.175.178

bunga bank 12% dari jumlah pinjaman tahun-2 : Rp.9.366.381.021

total investasi pada tahun pertama : Rp. 269.543631.615

c. Pada tahun 0 (masa konstruksi berakhir)

Bunga bank 12% dari jumlah pinjaman tahun-1 : Rp. 9.366.381.021

Pembayaran pinjaman : Rp.174.839.112.399

Total investasi sampai pabrik selesai dibangun : Rp. 539.087.263.230

### E.10.1 Laju Pengembalian Modal

Pembuatan *cash flow* bertujuan untuk mengetahui beberapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang dikeluarkan.

Persentase depresiasi : 10% FCI

Laba sebelum pajak : Hasil penjualan- biaya produksi- bunga sisa pinjaman

Pajak : 25% dari laba sebelum pajak

Laba sesudah pajak : Laba sebelum pajak

*Actual cash flow* : Laba sesudah pajak

*Net cash flow* : *Actual cash flow* - Pengembalian pinjaman

*Dissscounted cash flow* :  $\frac{\text{Net cash flow}}{(1+i)^n}$

Dimana: :

i : *interest rate*

n : tahun

Tabel E.13 Laju pengembalian modal

Tahun ke-	Net Cash Flow	Present Value	
		i=0,3500000	i=0,3470000
1	111.831.097.476	82.837.849.982	83.022.344.080
2	130.111.599.494	71.391.824.139	71.710.181.935
3	148.392.101.512	60.312.798.460	60.716.677.470
4	149.965.653.523	45.149.893.523	45.553.465.482
5	151.539.205.535	33.795.288.917	34.173.308.520
6	153.112.757.546	25.293.490.564	25.633.375.756
7	154.686.309.558	18.928.469.469	19.225.547.143
8	156.259.861.569	14.163.718.519	14.418.054.720
9	157.833.413.581	10.597.295.217	10.811.615.393
10	159.406.965.593	7.928.108.953	8.106.461.745
11	178.464.428.844	6.574.764.673	6.737.644.826
12	178.464.428.844	4.870.196.054	5.001.963.493
13	178.464.428.844	3.607.552.633	3.713.410.166
14	178.464.428.844	2.672.261.209	2.756.800.420
15	178.464.428.844	1.979.452.748	2.046.622.435
16	178.464.428.844	1.466.261.295	1.519.393.048
17	178.464.428.844	1.086.119.477	1.127.982.960
18	178.464.428.844	804.532.946	837.403.831
19	161.757.478.838	540.160.432	563.482.004
20	145.050.528.832	358.792.988	375.117.566
<b>Total</b>		<b>394.358.832.198</b>	<b>398.050.852.994</b>

Dengan melakukan interpolasi antara nilai 0,3500000 dan nilai 0,3470000. Maka diperoleh *interest rate* (i) 0,3479247. Maka didapatkan nilai IRR = 24,76% maka harga IRR yang diperoleh lebih besar daripada bunga pinjaman yaitu sebesar 12%.

#### E.10.2 Waktu Pengembalian Modal *Pay Out Time* (POT)

Tabel E.13 *Cummulative net cash flow*

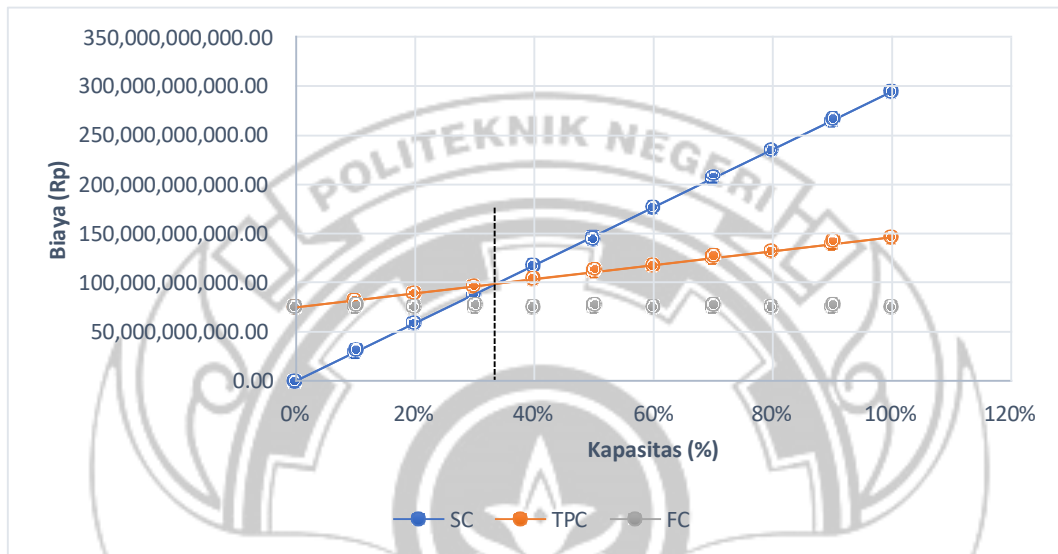
<b>No.</b>	<b><i>Net Cash Flow</i></b>	<b><i>Cummulative Net Cash Flow</i></b>
1	111.831.097.476	111.831.097.476
2	130.111.599.494	241.942.696.970
3	148.392.101.512	390.334.798.481
4	149.965.653.523	540.300.452.004
5	151.539.205.535	691.839.657.539
6	153.112.757.546	844.952.415.085
7	154.686.309.558	999.638.724.643
8	156.259.861.569	1.155.898.586.213
9	157.833.413.581	1.313.731.999.794
10	159.406.965.593	1.473.138.965.386
11	178.464.428.844	1.651.603.394.231
12	178.464.428.844	1.830.067.823.075
13	178.464.428.844	2.008.532.251.919
14	178.464.428.844	2.186.996.680.763
15	178.464.428.844	2.365.461.109.607
16	178.464.428.844	2.543.925.538.451
17	178.464.428.844	2.722.389.967.295
18	178.464.428.844	2.900.854.396.139
19	161.757.478.838	3.062.611.874.977
20	145.050.528.832	3.207.662.403.809

Dengan cara interpolasi antara tahun ke-3 dan ke-4 maka diperoleh waktu pengembalian modal selama 3,87 tahun atau 4 tahun. Maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

### **E.9.3 Analisa Titik Impas/*Break Event Point* (BEP)**

Analisa *Break Event Point* digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

*Fixed Cost (FC)* : Rp. 75.224.153.380  
*FC + 0,3 SVS* : Rp. 102.866.833.211  
*Total production cost (TPC)* : Rp. 71.240.666.585  
*Hasil penjualan (SC)* : Rp. 294.000.000.000



Gambar E.1 Grafik BEP

Dari Gambar, *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh pada pabrik ini adalah sebesar 34,8%.

#### E.9.4 Shut Down Point (SDP)

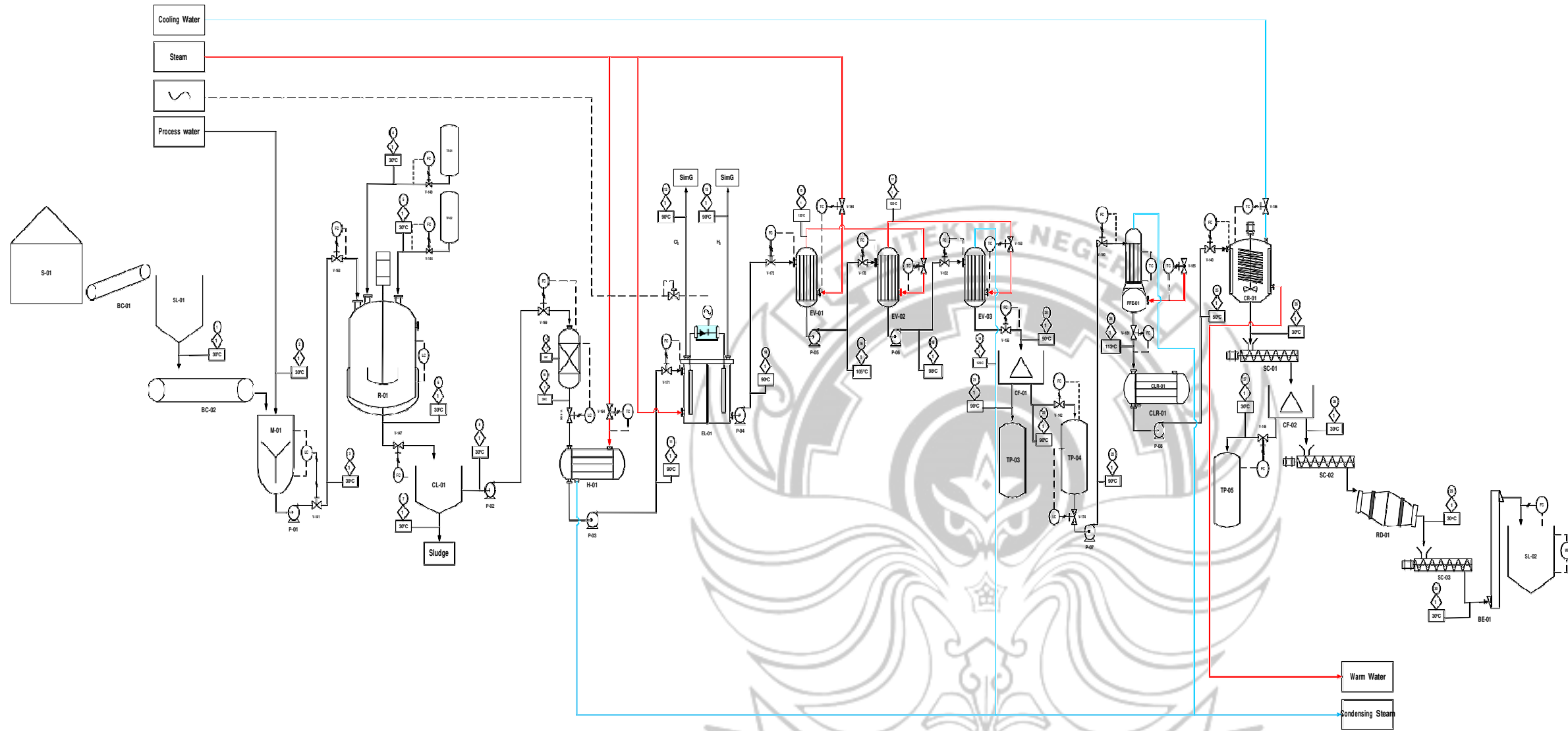
*Shut down point* adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3 \times SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

diperoleh:

$$SDP = 12,4\%$$


**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA  
MENGUNAKAN METODE ELEKTROLISIS SEL DIAFRAGMA KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN**



Keterangan Alat	
SL	Silo
M	Mixer Tank
R	Reaktor
CL	Clarifier
IE	Ion Exchange
EL	Elektrolizer
EV	Evaporator
FFE	Falling Film Evaporator
CF	Centrifuge
CR	Crystallizer
RD	Rotary Dryer
H	Heater
CLR	Cooler
BC	Belt Conveyor
SC	Screw Conveyor
TP	Tangki Penyimpanan
P	Pompa

Keterangan Instrument	
LC	Level Controller
FC	Flow Controller
WI	Weight Indicator
—	Sinyal Pneumatik
---	Sinyal Elektrik
—	Piping
⊘	Control valve
○	Nomor arus
◇	Tekanan
□	Suhu (°C)

Komponen	Kg/Jam																														
	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18	F19	F20	F21	F22	F23	F24	F25	F26	F27	F28	F29	F30	
NaCl	7931.14		7931.14			8027.36	160.55	7866.82	2.20	7864.62	7864.62			314.58		314.58		314.58		314.58	314.58		2344.30	1432.46	911.83	911.83	0.81	0.77	0.0405	0.03968	0.0008098
H2O	421.87	17999.74	18421.61			18421.61	368.43	18053.18	5.04	18048.14	18048.14			15722.01	2066.38	13655.63	7654.91	6000.72	3533.04	2467.68	123.38										
CaCl2	42.19		42.19																												
MgCl2	42.19		42.19																												
Na2CO3				40.29																											
NaOH					35.45									5167.06		5167.06		5167.06		5167.06		5167.06		5167.06	5167.06	775.06	775.06				
CaCO3						38.05	37.29		0.76																						
Mg(OH)2						25.83	25.32		0.76																						
Cl2												4579.91																			
H2													129.19																		
NaOH.H2O																															
Total	8437.38	17999.74	26437.12	40.29	35.45	26512.86	591.59	25920.00	8.76	25912.76	25912.76	4579.91	129.19	21203.66	2066.38	19137.27	7654.91	11482.36	3533.04	7949.33	437.97	7511.36	1432.46	6078.90	6078.90	6078.90	775.83	5303.07	0.04	5303.03	



**PRODI D-4 TEKNOLOGI REKAYASA  
KIMIA BERKELANJUTAN  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG  
2024**

**PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA  
MENGUNAKAN METODE ELEKTROLISIS SEL  
DIAFRAGMA KAPASITAS 42.000 TON/TAHUN**

Digambar Oleh :

- Andi Arum Alfika (431 20 007)
- Denov Ekayanti Ramadhani (431 20 014)

Dosen Pembimbing :

- Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T.
- M. Badai, S.T., M.T.