



TUGAS AKHIR - TK 145501

**PABRIK PEMURNIAN GARAM DARI GARAM
RAKYAT MENJADI GARAM INDUSTRI DENGAN
METODE *VACUUM PAN***

DESY WAHYU ARIYANI
NRP. 2312 030 050

MARETNA FITRI HARDIANTI
NRP. 2312 030 102

Dosen Pembimbing
Prof. Dr.Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 1 001

PROGRAM STUDI D III TEKNIK KIMIA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2015



FINAL PROJECT - TK 145501

**SALT REFINERY PLANT FROM COMMERCIAL
SALT TO INDUSTRIAL GRADE SALT USING
VACUUM PAN METHOD**

**DESY WAHYU ARIYANI
NRP. 2312 030 050**

**MARETNA FITRI HARDIANTI
NRP. 2312 030 102**

**Supervisor
Prof. Dr.Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 1 001**

**DEPARTMENT OF D III CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2015**

LEMBAR PENGESAHAN
LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK PEMURNIAN GARAM DARI GARAM RAKYAT
MENJADI GARAM INDUSTRI DENGAN METODE
VACUUM PAN

Telah diperiksa dan disetujui oleh:

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 1 001

Mengetahui,

Ketua Program Studi
D III Teknik Kimia FTI-ITS



Ir. Budi Setiawan, M.T.
NIP. 19540220 198701 1 001

Koordinator Tugas Akhir
D III Teknik Kimia FTI-ITS



Achmad Ferdiansyah P. P., S. T., M. T.
NIP. 2300201308002


**LEMBAR PERSETUJUAN PERBAIKAN TUGAS
AKHIR**

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 16 Juni 2015, untuk tugas akhir dengan judul
“Pabrik Pemurnian Garam dari Garam Rakyat menjadi Garam Industri dengan Metode *Vacuum Pan*”, yang disusun oleh :

Desy Wahyu Ariyani (2312 030 050)
Maretna Fitri Hardianti (2312 030 102)

Mengetahui / Menyetujui

Dosen Penguji



Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc
NIP. 19580708 198701 1 001


Dosen Penguji



Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT
NIP. 19580703 198502 2 001

Mengetahui,

**Koordinator Tugas Akhir
D III Teknik Kimia FTI-ITS**



A. Ferdiansyah P.P, S.T, M.T
NIP. 2300201308002

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 1 001

PABRIK PEMURNIAN GARAM DARI GARAM RAKYAT MENJADI GARAM INDUSTRI DENGAN METODE VACUUM PAN

Nama Mahasiswa : Desy Wahyu Ariyani (2312 030 050)
: Maretna Fitri H. (2312 030 102)
Jurusan : D3 Teknik Kimia FTI – ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

Abstrak

Garam yang banyak diproduksi di Indonesia memiliki kandungan NaCl sebesar 80,12% dan masyarakat menyebutnya dengan garam rakyat. Garam ini diolah agar menghasilkan kadar NaCl sebesar 99,98% dengan kandungan impurities yang sangat kecil. Garam industri memiliki peranan penting dalam industri, seperti industri pembuatan caustic soda, soda ash, pengawetan, farmasi, dan tekstil.

Pembuatan garam dengan proses vacuum pan terdiri dari 3 tahap, yaitu tahap pemurnian bahan baku, tahap penguapan dan pengeringan, dan tahap pengendalian produk. Tahap pemurnian bahan baku dimulai dengan melarutkan NaCl 80,12% dalam tangki pelarut dengan menambahkan air proses menjadi larutan brine. Memompa brine ke reactor untuk direaksikan dengan Caustic soda, Barium Chloride, dan Soda Ash. Kemudian mengalirkan ke tangki flokulator dan selanjutnya ke clarifier untuk pemisahan sludge dan filtrat dengan proses sedimentasi. Selanjutnya tahap penguapan dan pengeringan, yaitu proses evaporasi dan pembentukan kristal. Mengeringkan kristal garam yang terbentuk dalam rotary dryer. Tahap pengolahan produk diawali dengan penggerusan kristal dengan menggunakan crusher. Sebelumnya, garam didistribusikan melalui screw conveyor dan diseleksi dengan menggunakan vibrator screen dengan ukuran 100 mesh, kemudian menampungnya di tangki penyimpanan.

Kapasitas produksi pabrik garam industri ini sebesar 250.000 ton/tahun dan bahan baku yang dibutuhkan sebanyak 874.224 kg/hari. Pabrik beroperasi secara kontinyu selama 24 jam/hari, 330 hari operasi/tahun. Bahan pembantunya berupa air sebanyak 803,153 m³/jam, NaOH 3101,18 kg/jam, Na₂CO₃ 736,8 kg/jam, BaCl₂ 4469,17 kg/jam, PAC 1,74 kg/jam, dan udara 14631, 4 kg/jam.

Kata kunci: Garam industri, Metode Vacuum Pan, Pemurnian Garam

SALT REFINERY PLANT FROM COMMERCIAL SALT TO INDUSTRIAL GRADE SALT USING VACUUM PAN METHOD

Name : Desy Wahyu A (2312 030 050)
: Maretna Fitri H. (2312 030 102)
Departement : D3 Teknik Kimia FTI – ITS
Supervisor : Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

Abstract

Salt mostly produced in Indonesia contains about $\pm 80.12\%$ NaCl, commonly known as commercial salt. This salt is treated in order to produce 99.98% NaCl with a very small content of impurities. Industrial-grade salt has an important role in the industry, such as caustic soda manufacture, soda ash, preservation, pharmaceuticals, and textiles.

Salt manufacture using vacuum pan method consists of three stages, which is: the raw material purification, evaporation and drying, and product controlling. Raw material purification is conducted by dissolving 80,12% NaCl salt in the solvent tank and adding the water process into brine solution. Pumping brine into reactor to be reacted with Caustic soda, Barium Chloride and Soda Ash. Distributing to flocculation tank, and further to clarifier for sludge and filtrate separation using sedimentation method. Evaporation and drying is conducted to evaporate the water in salt and form salt crystals. Wet salt crystals formed are dried using rotary dryer. Product processing is carried out by crystal grinding using crusher. Before, salt is distributed through screw conveyor and selected using vibrating screener of 100 mesh-size screener, then stored in the storage tank.

The production capacity of industrial salt plant is 250,000 ton /year and the raw materials needed is 874,224 kg/day. The factory operates continuously for 24 hours/day, 330 days of operation/year. The secondary materials are 803.153 m³/hours water, 3101.18 kg/hours NaOH, 736.8 kg/hours Na₂CO₃, 4469.17 kg/hours BaCl₂, 1.74 kg / hours PAC, and air rate of 14631.14 kg/hours.

Keyword: Industrial Grade Salt, vacuum pan method, salt purification

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PERSETUJUAN	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	viii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-8
I.3 Jenis dan Kegunaan Garam	I-10
I.4 Sifat Fisik dan Kimia	
I.4.1 Bahan Baku Utama	I-14
I.4.2 Bahan Baku Pendukung	I-15
I.4.3 Produk	
I.4.3.1 Produk Utama	I-21
I.4.3.2 Produk Sampung	I-21
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses	
II.1.1 Proses <i>Vacuum Pan</i>	II-1
II.1.2 Proses <i>Open Pan</i>	II-2
II.1.3 Proses <i>Rock Salt Mining</i>	II-3
II.1.4 Proses <i>Multiple Effect Evaporator</i>	II-4
II.2 Seleksi Proses	II-5
II.3 Uraian Proses Terpilih	II-6
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 Unit Penyediaan Air	VI-1
VI.2 Proses Pengolahan Air	VI-5
VI.3 Kebutuhan Steam	VI-7
VI.4 Kebutuhan Bahan Bakar	VI-8
VI.5 Kebutuhan Listrik	VI-8
VI.6 Perhitungan Kebutuhan Air	VI-9

BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	
VII.1 Kesehatan dan keselamatan Kerja Secara Umum	VII-1
VII.2 Kesehatan dan keselamatan Kerja Pabrik Garam.....	VII-3
VII.3 Alat-alat pelindung Diri	VII-7
BAB VIII INSTRUMENTASI	
VIII.1 Instrumentasi dalam Industri	VIII-1
VIII.2 Instrumentasi Pabrik Garam Industri	VIII-3
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	
IX.1 Pengolahan Limbah Industri Kimia	IX-1
IX.2 Penanganan Limbah Pabrik Garma Industri	IX-2
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	x
DAFTAR PUSTAKA	xi
APPENDIKS A NERACA MASSA	A-1
APPENDIKS B NERACA ENERGI	B-1
APPENDIKS C SPESIFIKASI PERALATAN	C-1
Proses Flow Diagram Pabrik Garam Industri	
Proses Flow Diagram Utilitas Pabrik Garam Industri	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perkembangan Impor Garam Industri di Indonesia	I-3
Tabel 1.2 Perhitungan dengan metode <i>Least Square</i>	I-4
Tabel 1.3 Perkembangan Produksi Garam Rakyat di Kabupaten Sumenep	I-6
Tabel 1.4 Produksi Garam Nasional 2009-2013	I-6
Tabel 1.5 Komposisi kandungan NaCl	I-9
Tabel 1.6 Kualitas Garam Berdasarkan Kandungan NaCl	I-11
Tabel 1.7 SNI dan SII Garam Industri	I-11
Tabel 2.1 Seleksi Proses	II-6
Tabel 4.1 Neraca Energi di Mixer (M-113)	IV-1
Tabel 4.2 Neraca Energi di Mixer Na ₂ CO ₃ (M-115).....	IV-2
Tabel 4.3 Neraca Energi di Reaktor (R-110)	IV-3
Tabel 4.4 Neraca Energi di Reaktor Netralisasi (M-216).....	IV-4
Tabel 4.5 Neraca Energi di Evaporator Effect I (V-210A)	IV-5
Tabel 4.6 Neraca Energi di Evaporator Effect II (V-210B) ...	IV-6
Tabel 4.7 Neraca Energi di Vacuum pan crystallizer (V-220).....	IV-6
Tabel 4.8 Neraca Energi di Barometric condenser (E-311)	IV-7
Tabel 4.9 Neraca Energi di Steam jet ejector (G-312)	IV-8
Tabel 4.10 Neraca Energi di Rotary Dryer (B-310).....	IV-9
Tabel 4.11 Neraca Energi di Heater (E-322).....	IV-9
Tabel 5.1 Spesifikasi Gudang Bahan Baku Garam Rakyat (F-111)	V-1
Tabel 5.2 Spesifikasi Belt Conveyor.....	V-1
Tabel 5.3 Spesifikasi Mixing Tank (M-113).....	V-2
Tabel 5.4 Spesifikasi Mixing Na ₂ CO ₃ (M-115)	V-2
Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa.....	V-3
Tabel 5.6 Spesifikasi Reaktor (R-110).....	V-4
Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Flokulator (M-212).....	V-5
Tabel 5.8 Spesifikasi Clarifier (H-213).....	V-6

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Penampung I (F-214).....	V-7
Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa.....	V-8
Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Netralisasi (R-216)	V-8
Tabel 5.12 Spesifikasi Pompa.....	V-10
Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Penampung II (F-218)	V-10
Tabel 5.14 Spesifikasi Evaporator (V-210)	V-11
Tabel 5.15 Spesifikasi Vacuum Pan Crystallizer (V-220)	V-12
Tabel 5.16 Spesifikasi Barometric Condensor (E-311).....	V-13
Tabel 5.17 Spesifikasi Jet Ejector (G-312)	V-13
Tabel 5.18 Spesifikasi Hot Well (F-313)	V-13
Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Kristalisasi (F-218).....	V-14
Tabel 5.20 Spesifikasi Pompa.....	V-14
Tabel 5.21 Spesifikasi Centrifuge (H-317)	V-15
Tabel 5.22 Spesifikasi Blower (G-321)	V-15
Tabel 5.23 Spesifikasi Cyclone (H-323).....	V-15
Tabel 5.24 Spesifikasi Screw Conveyor	V-16
Tabel 5.25 Spesifikasi Rotary Dryer (B-310)	V-16
Tabel 5.26 Spesifikasi Bucket Elevator (J-326).....	V-17
Tabel 5.27 Spesifikasi Crusher (C-326).....	V-18
Tabel 5.28 Spesifikasi Screen (H-327)	V-18
Tabel 5.29 Spesifikasi Tangki Produk (F-320)	V-18
Tabel 6.1 Standar Air Minum	VI-2
Tabel 8.1 Instrumentasi dalam Pabrik Garam Industri.....	VIII-3

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Garam Rakyat	I-14
Gambar 1.2	<i>Soda Ash</i> (Na_2CO_3)	I-17
Gambar 1.3	<i>Caustic Soda</i> (NaOH)	I-19
Gambar 1.4	<i>Hydrochloric Acid</i> (HCl).....	I-19
Gambar 1.5	<i>Barium Chloride</i> (BaCl_2).....	I-20
Gambar 1.6	<i>PAC</i>	I-20
Gambar 2.1	Diagram Proses <i>Vacuum Pan</i>	II-2
Gambar 2.2	Diagram Proses Open Pan (<i>The Grainer Process</i>).....	II-3
Gambar 2.3	Diagram Proses <i>Rock Salt Mining</i>	II-4
Gambar 2.4	Diagram Proses <i>Multiple Effect Evaporator</i>	II-5
Gambar 2.5	Diagram Proses Pembuatan <i>Sodium Chloride</i>	II-7

DAFTAR NOTASI

No.	Simbol	Keterangan	Satuan
1	Cp	Kapasitas Panas	Kal/gr°C
2	Q	Kalor	Cal
3	T	Suhu	°C
4	m	Massa	kg
5	W	Berat	kg
6	n	mol	mol
7	BM	Berat Molekul	kg/kmol
8	ΔH_f	Enthalpy pembentukan	kcal/mol
9	H	Enthalpy	kcal
10	H _v	Entalpy Vapor	kcal/kg
11	H _L	Enthalpy Liquid	kcal/kg
12	ρ	Densitas	kg/m ³
13	D	Diameter	m/in
14	H	Tinggi	m/in
15	P	Tekanan	atm / psia
16	R	jari-jari	m / in
17	ts	tebal tangki	in
18	C	factor korosi	-
19	E	Efisiensi sambungan	-
20	th	Tebal tutup atas	in
21	μ	Viskositas	cp
22	ΣF	Total friksi	-
23	gc	gravitasi	m/s ²
24	hc	Sudden contraction	kg/J
25	Ff	Friction Loss	kg/J

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai Negara kepulauan memiliki lautan yang menghasilkan berbagai sumber daya hayati dan non-hayati yang sangat besar. Laut banyak menyimpan potensi alam yang dapat dimanfaatkan, antara lain adalah garam. Selama ini garam banyak dimanfaatkan oleh manusia sebagai salah satu komposisi untuk membuat berbagai jenis makanan dengan takaran tertentu.

Garam merupakan salah satu kebutuhan yang merupakan pelengkap dari kebutuhan pangan dan merupakan sumber elektrolit bagi tubuh manusia. Walaupun Indonesia termasuk negara maritim, namun usaha meningkatkan produksi garam belum diminati, termasuk dalam usaha meningkatkan kualitasnya. Di lain pihak untuk kebutuhan garam dengan kualitas baik (kandungan kalsium dan magnesium kurang) banyak diimpor dari luar negeri, terutama dalam hal ini garam beryodium serta garam industri.

Dalam ilmu kimia, garam dapur disebut dengan *Sodium Chloride* (NaCl). NaCl merupakan salah satu senyawa kimia yang sangat penting. Akibat perubahan teknologi, penggunaan garam dapur tidak hanya pada sektor pangan saja namun juga dimanfaatkan untuk sektor-sektor lainnya yang diantaranya adalah sektor industri kimia dan farmasi. Dalam sektor ini, NaCl dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan soda. Sedangkan dalam industri farmasi, NaCl digunakan sebagai bahan pencampur obat – obatan (termasuk sebagai bahan utama industri minuman isotonik). Karena kebutuhan garam dalam sektor industri kimia semakin besar setiap tahunnya, maka proses pemurnian garam berskala besar yang dimanfaatkan untuk industri seharusnya terus berkembang agar dapat memenuhi kebutuhan pasar yang semakin meningkat setiap tahunnya.

Menurut data Badan Pusat Statistik (BPS) selama tahun 2013, Indonesia mengimpor 1,3 juta ton garam industri. Saat ini,



Indonesia bisa dapat dengan cepat mencapai target swasembada garam konsumsi sehingga dapat memenuhi kebutuhan garam konsumsi yang diperlukan. Sementara untuk kebutuhan garam industri hampir keseluruhannya harus diimpor, terutama dari Cina, Jerman, dan Australia mengingat belum adanya produsen di dalam negeri. Yang artinya untuk swasembada garam industri diperlukan usaha yang keras dari semua pihak. Oleh sebab itu, perencanaan pabrik pemurnian garam ini merupakan salah satu cara yang tepat untuk memenuhi kebutuhan *Sodium Chloride* (NaCl) dalam negeri yang cenderung meningkat setiap tahunnya. Hal ini diperkuat dengan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik mengenai kapasitas produksi sesuai data perkembangan impor garam industri tahun 2007-2013 (**Tabel 1.1**). Disamping itu untuk memenuhi kebutuhan *Sodium Chloride* (NaCl) yang semakin meningkat setiap tahunnya, maka perencanaan pabrik pemurnian garam industri ini juga merupakan langkah konkrit untuk mengurangi angka impor garam industri yang masih tinggi. Selain memiliki berbagai manfaat yang telah disebutkan, produk dari pabrik pemurnian garam ini juga dapat berpotensi sebagai produk komoditi ekspor yang dapat meningkatkan devisa negara.

Hingga saat ini, industri *Sodium Chloride* (NaCl) yang ada di Indonesia memiliki perkembangan yang stabil. Hal tersebut dapat terlihat jelas dari berkembangnya industri-industri makanan siap saji, pengawetan makanan dan minuman serta farmasi terus berkembang di Indonesia. Dengan berbagai peluang yang sangat besar tersebut, maka dapat disimpulkan jika pendirian pabrik pemurnian garam di Indonesia akan memiliki peluang investasi yang menguntungkan.

Kualitas garam yang dikelola secara tradisional pada umumnya harus diolah kembali untuk dijadikan garam konsumsi maupun untuk garam industri. Pembuatan garam dapat dilakukan dengan beberapa kategori berdasarkan perbedaan kandungan NaCl nya sebagai unsur utama garam.

Jenis garam dapat dibagi dalam beberapa kategori seperti; kategori baik sekali, baik dan sedang. Dikatakan berkisar baik



sekali jika mengandung kadar NaCl >95%, baik kadar NaCl 90–95%, dan sedang kadar NaCl antara 80–90% tetapi yang diutamakan adalah yang kandungan garamnya di atas 95%.

Pendirian pabrik Garam Industri di Indonesia dengan kapasitas yang cukup besar dirasa perlu, karena di peruntukkan mengurangi tingkat impor garam industri di Indonesia yang masih cukup tinggi dan kebutuhan garam industri terus meningkat setiap tahunnya. Menurut data Kementerian Perindustrian Indonesia perkembangan impor garam industri dari tahun 2007-2013 terus meningkat.

Tabel 1.1 Perkembangan Impor Garam Industri di Indonesia

Tahun	Impor (ton)
2007	417.438,7
2008	529.758,6
2009	675.219,3
2010	810.003,1
2011	1.086.160,6
2012	1.092.334
2013	1.293.457

(Badan Pusat Statistik, 2007-2013)

I.1.1 Kapasitas Pabrik

Untuk memudahkan analisa maka dibuat persamaan dengan cara *least square*, maka dapat diperkirakan kebutuhan impor garam industri di Indonesia pada tahun 2018 adalah sebagai berikut:

Tabel 1.2 Perhitungan dengan metode *Least Square*

No.	x (tahun)	Y	Xy	x ²
1.	2007	417.438,7	837.799.471	4.028.049
2.	2008	529.758,6	1.063.755.269	4.032.064
3.	2009	675.219,3	1.356.515.574	4.036.081
4.	2010	810.003,1	1.628.106.231	4.040.100



Bab I Pendahuluan

5.	2011	1.086.160,6	2.184.268.967	4.044.121
6.	2012	1.092.334	2.197.776.008	4.048.144
7.	2013	1.293.457	2.603.728.941	4.052.169
Jumlah	14.070	5.904.371,3	11.871.950.460	28.280.728

$$\begin{aligned}
 \Sigma Y &= (n \times c) + (m \times \Sigma X) \\
 5.904.371,3 &= (7 \times c) + (m \times 14.070) \\
 \Sigma xy &= (\Sigma x \times c) + (m \times \Sigma x^2) \\
 11.871.950.460 &= (14.070 \times c) + (28.280.728 \times m)
 \end{aligned}$$

Dari persamaan di atas, didapatkan harga $m = 148.719,5357$
 dan $c = -298.082.785,2$
 sehingga dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 Y &= (m \times x) + c \\
 Y &= (148.719,5357 \times 2018) + (-298.082.785,2) \\
 Y &= 2.033.237,9 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut dan melihat produksi garam rakyat di Indonesia, maka dapat ditentukan kapasitas pabrik sebesar 250.000 ton/tahun yang setara dengan 12,29% dari kebutuhan impor garam industri pada tahun 2018. Dari beberapa pabrik yang memproduksi garam industri seperti Mitsui & co. (Australia) memiliki kapasitas 1,3 juta ton/tahun dan Dev Salt Company (India) memiliki kapasitas 1 juta ton/tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Pabrik} &= 250.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 684,93151 \text{ ton/hari} \\
 &= 28.538,81 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Dari data kapasitas produksi per tahun beberapa pabrik tersebut, pabrik garam industri ini masuk dalam klasifikasi pabrik dengan skala menengah.

Jika berdasarkan ketersediaan bahan baku, berikut kami tampilkan perhitungan garam rakyat yang dibutuhkan. Kandungan NaCl dalam garam rakyat = 85,6% (85,6 gram/1000ml air).



I.1.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi mahal sehingga tidak ekonomis. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, sarana dan prasarana, dampak social, dan studi lingkungan. Lokasi pabrik garam industry ini direncanakan berdiri di Kabupaten Sumenep, Madura, Jawa Timur Karena daerah tersebut memiliki laut dengan kandungan garam yang tinggi yaitu sebesar 3,5% sehingga banyak industri kecil sampai menengah memproduksi garam rakyat dari air laut. Hal ini didasarkan bahwa latar belakang pendirian pabrik merupakan diversifikasi produk yang berbahan baku garam rakyat. Pertimbangan lain alasan pemilihan lokasi ini antara lain:

1. lokasi dekat dengan bahan baku

Produksi garam rakyat di daerah Sumenep, Madura, Jawa Timur setiap tahun makin meningkat. Madura sendiri memproduksi sebanyak $\pm 42\%$ dari jumlah produksi garam rakyat di Indonesia, sehingga tidak salah jika pabrik ini didirikan di pulau Madura khususnya Sumenep. Berikut data produksi garam rakyat dari tahun ketahun menurut data dari Badan Pusat Statistik.

Tabel 1.3 Perkembangan Produksi Garam Rakyat di Kabupaten Sumenep (*PT. Garam Persero*)

Tahun	Jumlah Produksi (ton)	
	Garam Rakyat	PT. Garam
2009	210.178	135.555
2010	506	1.017
2011	132.110	60.546
2012	232.409	130.111
2013	94.693	70.569



Tabel 1.4 Produksi Garam Nasional 2009-2013

No.	Uraian	2009	2010	2011	2012	2013
I	Produksi PT. Garam (Persero)					
	Sumene p	135.000	1.017	60.546	130.111	70.569
	Pamekas an	74.702	1.741	35.751	69.358	37.964
	Sampan g	62.204	1.213	45.472	73.719	9.126
	Gresik Putih	36.084	526	24.463	34.159	9.126
	Sub Total	308.545	4.497	166.23 2	307.347	156.829
II	Produksi Garam Rakyat di Madura					
	Sumene p	210.178	506	132.11 8	232.409	94.693
	Pamekas an	97.757	225	61.450	108.432	48.703
	Sampan g	230.000	595	178.50 0	180.180	90.090
	Sub total	537.935	1.326	372.06 8	571.022	233.486
III	Produksi Garam Rakyat di Luar					
	Berbaga i kota	524.520	24.777	574.81 9	1.243.232	929.292
	Total Produksi	1.371.0 00	30.600	1.113. 118	2.071.601	1.319.60 7

(PT. Garam Persero)

Produksi garam 2013 berdasarkan provinsi menunjukkan Jawa Timur masih memberikan kontribusi produksi garam terbesar di Indonesia (47%), disusul Jawa Tengah (30%) dan Jawa Barat (10%). NTB di posisi 4 sebesar 9%. Provinsi pendukung seperti Bali berkontribusi sebesar 0,17% dari produksi nasional. Demikian pula NTT yang tidak sampai 1%.



2. Penyediaan Listrik

Penyediaan kebutuhan listrik direncanakan akan disuplay secara ekstrnal dari PLN PJU Sumenep.

3. Persediaan Air

Kebutuhan air di pabri garam industri disuplay dari air sungai yang terlebih dahulu diproses di unit pengolahan air agar layak pakai dan air sisa proses. Air sungai tersebut digunakan sebagai air proses, air pendingin, dan air sanitasi. Pengairan pada pabrik didapatkan dari sungai Kalianget, Sumenep, Jawa Timur. Selain itu, untuk kebutuhan di unit utilitas juga menggunakan air bersih yang diapatakan dari hasil proses

4. Tenaga Kerja

Sama halnya dengan pabrik pada umumnya, pabrik garam industri ini membutuhkan tenaga kerja yang cukup banyak. Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar

5. Fasilitas Transportasi

Letak geografis kabupaten Sumenep yang terletak di ujung timur Madura dan begitu strategis (dekat dengan pulau bali) maka untuk menuju wilayah Kabupaten Sumnenep sudah tersedia beberapa fasilitas untuk menunjang lancarnya transportasi, antara lain:

- a. Terminal bus Arya Wiraja – merupakan terminal bus terbesar di Sumenep melayani seluruh penumpang dari luar daerah Sumenep
- b. Pelabuhan Kalianget – merupakan saran transportasi laut yang melayani penumoang dari daratan Sumenep ke wilayah kepulauan mauuon sebaliknya, sekain itu juga pekabuhan Kalianget melayani jalur transportasi laut Kalianget-Jangkar, Situbondo
- c. Bandar udara Trunojoyo Sumenep- merupakan bandara yang berdiri pada tahun 1970-an yang saat ini berada pada tahap pengembangan, yang direncanakan pula bahwa pada tahun mendatang bandara ini akan beroperasi untuk penerbangan dengan kapasitas besar.



Lokasi pabrik direncanakan pula dekat dengan jalan raya. Hal ini memudahkan proses distribusi bahan baku maupun produk.

I.2 Dasar Teori

Natrium Chlorida merupakan salah satu bahan yang banyak digunakan oleh masyarakat dalam pengolahan makanan dan bahan baku dalam berbagai industri kimia. Industri kimia paling banyak menggunakan Natrium Chlorida sebagai bahan bakunya adalah industri Chlor Alkali. Produk utama dari industri ini adalah chlorine (Cl_2) dan Natrium Hidroksida (NaOH), yang banyak dibutuhkan oleh industri lain, seperti industri pulp dan kertas, tekstil, deterjen, sabun, dan pengolahan limbah (*Lesdantina & Istikomah, 2009*).

Natrium Chloride terdiri dari dua unsur, yaitu Natrium dan Chlorin. Prosentase dari unsur ini adalah Na 39,4% dan Cl 60,6% di setiap unit formula. Calcium Sulphate dan Magnesium Sulphate adalah impuritis terbesar dalam kandungan garam industri. Garam adalah mineral yang paling banyak di distribusikan dan memiliki 4 meode yang berbeda menurut terjadinya, yaitu deposito luas garam batu (1), larutan garam (2), sebagai produk sublimasi dekat gunung berapi (3), dan sebagai efflorescent (*Rahman, Islam, & farrukh, 2010*).

Menurut Peraturan Menteri perdagangan (2012), garam adalah senyawa kimia yang komponen utamanya mengandung Natriu Klorida (NaCl) dan mengandung senyawa air, magnesium, kalsium, sulfat, dan bahan tambahan iodium, *anti-caking* atau *free-flowing* maupun tidak. Berdasarkan kegunaannya, garam dapat dibedakan menjadi 2 kategori, yakni garam konsumsi dan garam industri. Garam konsumsi adalah garam yang dipergunakan untuk konsumsi dengan kadar NaCl paling sedikit 94,7% dihitung dari basis kering, sedangkan garam industri adalah garam yang dipergunakan sebagai bahan baku atau bahan penolong untuk kebutuhan industri dengan kadar NaCl paling sedikit 97% dihitung dari basis kering.

**Tabel 1.5** Komposisi kandungan NaCl

Komposisi	Banyaknya (%)
Cl	55,5
Na	30,8
SO ₄	7,7
Mg	3,7
Ca	1,2
K	1,1

I.2.1 Sumber dan Teknologi Pembuatan Garam

I.2.1.1 Sumber Garam

Sumber garam yang didapat dialam berasal dari :

1. Air laut, air danau asin (3% NaCl)

Yang bersumber air laut terdapat di Mexico, Brazilia, RRC, Australia dan Indonesia yang mencapai ± 40 %. Adapun yang bersumber dari danau asin terdapat di Yordania (Laut Mati), Amerika Serikat (Great Salt Lake) dan Australia yang mencapai produksi ± 20 % dari total produk dunia.

2. Deposit dalam tanah, tambang garam (95-99% NaCl)

Terdapat di Amerika Serikat, Belanda, RRC, Thailand, yang mencapai produksi ± 40 % total produk dunia.

3. Sumber air dalam tanah

Sangat kecil, karena sampai saat ini dinilai kurang ekonomis maka jarang (sama sekali tidak) dijadikan pilihan usaha. Di Indonesia terdapat sumber air garam di wilayah Purwodadi, Jawa Tengah (Burhanuddin, 2001)

4. Larutan garam alamiah (20-25% NaCl)

Dari jumlah 41 ton produksi garam di USA bersumber pada batuan garam (30%), larutan garam alamiah (56%) dan air laut (14%), sedangkan pemakaiannya adalah : 50% untuk pembuatan NaOH, 6% untuk pembuatan Na₂CO₃, 21% untuk dipakai di jalan raya dan 3% sebagai bahan pengawet dan makanan.

(Suryani, 2013)



I.3 Jenis dan Kegunaan Garam

I.3.1 Jenis-jenis Garam

Garam dikelompokan 3 jenis yaitu :

1. K-1 yaitu kualitas terbaik yang memenuhi syarat untuk bahan industri maupun untuk konsumsi dengan komposisi sebagai berikut:
 - NaCl : 85,6 %
 - MgCl₂ : 2,56 %
 - CaSO₄ : 1,02 %
 - MgSO₄: 0,81 %
 - H₂O : 9,43%
 - Impuritis: 0,58 %
2. K-2 yaitu kualitas di bawah K-1, garam jenis ini harus dikurangi kadar berbagai zat agar memenuhi standart sebagai bahan baku industri.
3. K-3 merupakan garam kualitas terendah sebagai produksi rakyat.

Berikut jenis-jenis garam yang biasanya digunakan:

1. Garam Industri

Garam industri yaitu jenis garam dengan kadar NaCl sebesar 97 % dengan kandungan impurities (sulfat, magnesium dan kalsium serta kotoran lainnya) yang sangat kecil. Kegunaan garam industri antara lain untuk industri perminyakan, pembuatan soda dan chlor, penyamakan kulit dan *pharmaceutical salt*.

Sesuai dengan SK Menteri Perindustrian Nomor 29/M/SK/2/1995 tentang pengesahan serta penerapan Standar Nasional Indonesia (SNI), kadar NaCl untuk garam industri haruslah 98,5 %. Namun sampai saat ini, semua produksi garam di Indonesia belum memenuhi SNI maupun SII, sehingga untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, khususnya garam industri, Negara Indonesia masih harus mengimpor (*Widayat, 2009*).

Kualitas garam dapat diklasifikasikan berdasarkan kandungan NaCl dan kandungan airnya. Berdasarkan hal tersebut diatas, maka dapat dibedakan menjadi 3 kualitas garam.

**Tabel 1.6** Kualitas Garam Berdasarkan Kandungan NaCl

Kualitas I	NaCl > 98%	Kandungan air maksimum 4%
Kualitas II	94,4% < NaCl < 98%	Kandungan air maksimum 5%
Kualitas III	NaCl < 94%	Kandungan air >5%

Tabel 1.7 SNI dan SII Garam Industri

Parameter	SNI (%)	SII (%)
NaCl, min	98,5	98,5
H ₂ O	3	4
Ca, max	0,10	0,10
Mg, max	0,06	0,06
SO ₄ , max	0,20	0,20

(Widayat, 2009).

2. Garam Konsumsi

Garam konsumsi merupakan jenis garam dengan kadar NaCl sebesar 97 % atas dasar bahan kering (dry basis), kandungan impuritis (sulfat, magnesium dan kalsium) sebesar 2%, dan kotoran lainnya (lumpur, pasir) sebesar 1% serta kadar air maksimal sebesar 7%. Kelompok kebutuhan garam konsumsi antara lain untuk konsumsi rumah tangga, industri makanan, industri minyak goreng, industri pengasinan dan pengawetan ikan.

3. Garam Pengawetan

Jenis garam ini biasa ditambahkan pada proses pengolahan pangan tertentu. Penambahan garam tersebut bertujuan untuk mendapatkan kondisi tertentu yang



memungkinkan enzim atau mikroorganisme yang tahan garam (halotoleran) bereaksi menghasilkan produk makanan dengan karakteristik tertentu. Kadar garam yang tinggi menyebabkan mikroorganisme yang tidak tahan terhadap garam akan mati. Kondisi selektif ini memungkinkan mikroorganisme yang tahan garam dapat tumbuh. Pada kondisi tertentu penambahan garam berfungsi mengawetkan karena kadar garam yang tinggi menghasilkan tekanan osmotik yang tinggi dan aktivitas air rendah. Kondisi ekstrim ini menyebabkan kebanyakan mikroorganisme tidak dapat hidup. Pengolahan dengan garam biasanya merupakan kombinasi dengan pengolahan yang lain seperti fermentasi dan enzimatis. Contoh pengolahan pangan dengan garam adalah pengolahan acar (*pickle*), pembuatan kecap ikan, pembuatan daging kering, dan pembuatan keju.

4. Garam Dapur

Garam dapur/laut dibuat melalui penguapan air laut, dengan proses sederhana, dan meninggalkan sejumlah mineral dan elemen lainnya (tergantung sumber air). Jumlah mineral yang tidak signifikan menambah cita rasa dan warna pada garam laut. Sehingga, tekstur garam laut di pasaran lebih bervariasi. Beberapa diantaranya lebih kasar, namun ada juga yang lebih halus. Garam jenis ini mengandung $\pm 0,0016\%$ yodium.

Komposisi rata-rata garam dapur (menurut standar SNI) yaitu:

- NaCl = minimal 94,9 %
- Air (H_2O) = maksimal 5 %
- Iodium = 30- 80 mg /kg sebagai KIO_3
- Fe_2O_3 = maksimal 100 mg/kg
- Ca dan Mg = maksimal 1 % dihitung sebagai Ca
- SO_4 = maksimal 2%
- Bagian yang tidak larut dalam air = maksimal 0,5%

Ciri-ciri garam dapur :

- a) Garam dapur dibuat melalui proses sederhana dari penguapan atau evaporasi air laut, sehingga dianggap sebagai garam yang paling alamiah dengan tekstur yang lebih kasar.



b) Mengandung yodium dalam jumlah yang sedikit.

5. Garam Meja

Berbeda dengan garam laut, garam meja ditambah dari cadangan garam di bawah tanah. Proses pembuatan garam meja lebih berat untuk menghilangkan mineral dan biasanya mengandung aditif untuk mencegah penggumpalan. Kebanyakan dari garam meja di pasaran telah ditambahkan yodium, nutrisi penting yang terjadi secara alami dalam jumlah kecil dalam garam laut. Garam ini bebas yodium, Mg, Ca dan K_2 .

Ciri-ciri:

Garam meja merupakan hasil tambang dari dalam tanah, dan diproses secara lebih rumit untuk menghilangkan mineral lain yang ikut dalam proses penambangan tersebut. Teksturnya lebih halus sehingga lebih mudah larut dalam air, biasanya diberi tambahan zat adiktif untuk mencegah penggumpalan dan tambahan zat gizi lain agar komposisinya menyerupai garam air laut.

I.3.2 Kegunaan Garam Industri

Garam Industri banyak digunakan sebagai bahan baku di beberapa macam industri, seperti industri kimia, farmasi, pengawetan dan tekstil. Berikut jenis industri yang menggunakan garam sebagai bahan baku:

- a. Industri Kimia
 - pembuat sodium hidroksida
 - pembuat soda ash
 - pembuat unit chlorine
 - pembuatan unsur Na dan Cl
- b. Industri Farmasi
 - sebagai bahan baku obat-obatan
 - sebagai bahan pembuat shampo
- c. Industri Pengawet
 - sebagai pembuat pengawet makanan dan ikan
- d. Industri Tekstil



- sebagai pewarna pakaian
(Salina, 2008)

I.4 Sifat Fisika dan Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

Adapun karakteristik dari garam rakyat adalah sebagai berikut :

- Nama Lain : Crude Sea Salt
- Rumus Molekul : NaCl (komponen utama)
- Rumus Bangun : Na – Cl



Gambar 1.1 Garam Rakyat

d. Sifat Fisik

- Berat molekul : 58,4
- Titik lebur : 801 °C
- Warna : putih
- Bau : tidak berbau
- Kelarutan dalam air : 35,9 mg/100mL (25°C)
- Bentuk : kristal
- Specific Gravity : 2,16
- Melting Point : 800,4°C
- Boiling Point : 1413°C
- Solubility, Cold Water : 35,7 kg/ 100 kg H₂O
(H₂O=0°C)
- Solubility, Hot Water : 39,8 kg/ 100 kg H₂O
(H₂O=100°C)

(Cheetham Salt Limited Material Safety Data Sheet, 2009)



e. Sifat Kimia

- Dapat bereaksi dengan asam maupun basa
- Tidak beracun
- Mudah dipisahkan dari larutan garam-air

(Kirk, R.E and Othmer D.F.)

Komposisi garam rakyat yang digunakan sebagai bahan baku:

Komponen	% Berat
NaCl	80,1170
MgCl ₂	3,0741
MgSO ₄	1,9572
CaSO ₄	2,591
H ₂ O	9,6945
Impurities	2,5673

(Sulistyaningsih, 2010)

I.4.2 Bahan Baku Pendukung

1. Air

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia H₂O: satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar, yaitu pada tekanan 100 kPa (1 bar) and temperatur 273,15 K (0 °C). Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang penting, yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik.

Keadaan air yang berbentuk cair merupakan suatu keadaan yang tidak umum dalam kondisi normal, terlebih lagi dengan memperhatikan hubungan antara hidrida-hidrida lain yang mirip dalam kolom oksigen pada tabel periodik, yang mengisyaratkan bahwa air seharusnya berbentuk gas, sebagaimana hidrogen sulfida. Dengan memperhatikan tabel periodik, terlihat bahwa unsur-unsur yang mengelilingi oksigen



adalah nitrogen, fluor, dan fosfor, sulfur dan klor. Semua elemen-elemen ini apabila berikatan dengan hidrogen akan menghasilkan gas pada temperatur dan tekanan normal. Alasan mengapa hidrogen berikatan dengan oksigen membentuk fase berkeadaan cair, adalah karena oksigen lebih bersifat elektronegatif ketimbang elemen-elemen lain tersebut (kecuali fluor).

Tarikan atom oksigen pada elektron-elektron ikatan jauh lebih kuat dari pada yang dilakukan oleh atom hidrogen, meninggalkan jumlah muatan positif pada kedua atom hidrogen, dan jumlah muatan negatif pada atom oksigen. Adanya muatan pada tiap-tiap atom tersebut membuat molekul air memiliki sejumlah momen dipol. Gaya tarik-menarik listrik antar molekul-molekul air akibat adanya dipol ini membuat masing-masing molekul saling berdekatan, membuatnya sulit untuk dipisahkan dan yang pada akhirnya menaikkan titik didih air. Gaya tarik-menarik ini disebut sebagai ikatan hidrogen.

Air sering disebut sebagai pelarut universal karena air melarutkan banyak zat kimia. Air berada dalam kesetimbangan dinamis antara fase cair dan padat di bawah tekanan dan temperatur standar. Dalam bentuk ion, air dapat dideskripsikan sebagai sebuah ion hidrogen (H^+) yang berasosiasi (berikatan) dengan sebuah ion hidroksida (OH^-).

Adapun karakteristik dari air adalah sebagai berikut :

- a. Rumus Molekul : H_2O
- b. Sifat Fisik
 - Berat molekul : 18
 - Titik lebur : $0^\circ C$
 - Titik didih : $100^\circ C$
 - Densitas : 1000 kg/m^3
 - Viskositas : $0,001 \text{ Pa.s}$
- c. Sifat Kimia
 - Pada fase liquid, dapat melarutkan zat-zat kimia lain
 - pH : 7

(Kirk, R.E and Othmer D.F)



2. Soda Ash (Na_2CO_3)

Soda ash (juga dikenal sebagai soda pencuci dan soda abu), Na_2CO_3 , adalah garam natrium dari asam karbonat yang mudah larut dalam air. Natrium karbonat murni berwarna putih, bubuk tanpa warna yang menyerap embun dari udara, punya rasa alkalin/pahit, dan membentuk larutan alkali yang kuat.

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

Adapun karakteristik dari soda ash adalah sebagai berikut :

a. Sifat Fisik

- Berat Molekul : 105,98
- Specific Gravity : 2,54 g/cm^3
- Titik Didih : 1600 $^\circ\text{C}$
- Titik Lebur : 851 $^\circ\text{C}$
- Melting Point : 851 $^\circ\text{C}$
- Boiling Point : terdekomposisi di atas 851 $^\circ\text{C}$



Gambar 1.2 Soda Ash (Na_2CO_3)

b. Sifat Kimia

- Kelarutandalam air : 22 g/100 ml (20 $^\circ\text{C}$)
- Mudah larut dalam kristal, etanol
- Solubility, cold water : 7,1 kg/ 100 kg H_2O ($\text{H}_2\text{O} = 0^\circ\text{C}$)
- Solubility, hot water : 48,5 kg/ 100 kg H_2O ($\text{H}_2\text{O} = 104^\circ\text{C}$)

(Kirk, R.E and Othmer D.F)



3. Caustic Soda (NaOH)

Natrium hidroksida (NaOH), juga dikenal sebagai soda kaustik atau sodium hidroksida, adalah sejenis basalogam kaustik. Natrium Hidroksida terbentuk dari oksida basa Natrium Oksida dilarutkan dalam air. Natrium hidroksida membentuk larutan alkalin yang kuat ketika dilarutkan ke dalam air. Ia digunakan di berbagai macam bidang industri, kebanyakan digunakan sebagai basa dalam proses produksi bubur kayu dan kertas, tekstil, air minum, sabun dan deterjen. Natrium hidroksida adalah basa yang paling umum digunakan dalam laboratorium kimia.

Natrium hidroksida murni berbentuk putih padat dan tersedia dalam bentuk pelet, serpihan, butiran ataupun larutan jenuh 50% yang biasa disebut larutan Sorensen. Ia bersifat lembap cair dan secara spontan menyerap karbon dioksidadari udara bebas. Ia sangat larut dalam air dan akan melepaskan panas ketika dilarutkan, karena pada proses pelarutannya dalam air bereaksi secara eksotermis. Ia juga larut dalam etanol dan metanol, walaupun kelarutan NaOH dalam kedua cairan ini lebih kecil daripada kelarutan KOH. Ia tidak larut dalam dietil eter dan pelarut non-polar lainnya. Larutan natrium hidroksida akan meninggalkan noda kuning pada kain dan kertas. (*Kirk, R.E and Othmer D.F*).

Adapun karakteristik dari NaOH adalah sebagai berikut :

a. Sifat fisik

- Berat Molekul : 40 g/mol
- Densitas : 1,04 g/cm³
- Titik Didih : 1388 °C (1661 K)
- Titik Lebur : 323 °C (596 K)
- Berada pada fase larutan pada suhu 12,3–61,8 °C
- Berupa Kristal monohidrat berwarna putih (-28 hingga -24°C)



Gambar 1.3 *Caustic Soda (NaOH)*

b. Sifat Kimia

- Kelarutan dalam air : 111 g/100 mL (20 °C)
- Kelarutan dalam ethanol : 13,9 g/100 mL
- Kelarutan dalam methanol : 23,8 g/100 mL
- Larut dalam lemak

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

4. Asam Klorida (HCl)



Gambar 1.4 *Hydrochloric Acid (HCl)*

Sifat Fisik :

1. Densitas : 1,159 kg/L
2. Viskositas : 1,80 mPa.s
3. Titik Didih : 84°C
4. Titik Leleh : -43°C

Sifat Kimia:



1. pH : 3,3
2. Mudah larut dalam air pada semua konsentrasi
3. Bersifat korosif

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

5. Barium Klorida (BaCl_2)



Gambar 1.5 *Barium Chloride* (BaCl_2)

Sifat Fisik :

1. Berat Molekul : 208,23 g/mol
2. Densitas : 3,86 g/cm³
3. Titik Didih : 1560°C
4. Titik Lebur : 962°C

Sifat Kimia :

1. Larut dalam air

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

6. PAC



Gambar 1.6 *PAC*

**Sifat Fisik :**

1. Bentuk : Cair
2. Densitas : 1190 kg/m^3
3. Titik Didih : 100°C
4. Titik Beku : -20°C
5. Sp. Gravity : 1,02

Sifat Kimia :

1. Larut dalam air
2. Stabil pada tekanan dengan temperatur yang normal

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

I.4.3 Produk**I.4.3.1 Produk Utama**

Produk utama yang dihasilkan dari proses produksi garam industri dari garam rakyat adalah garam dengan kandungan natrium 99,98% dengan bentuk Kristal yang ditimbang secara otomatis dan packing dalam kemasan per ton yang telah disiapkan untuk dipasarkan.

I.4.3.2 Produk Samping

Produk garam industri ini memiliki produk samping berupa endapan yang dihasilkan dari unit pengendapan di *clarifier* serta air garam (*brine*) dari unit pengeringan (*Dryer*).



Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB II

MACAM URAIAN PROSES

Dalam mendirikan suatu pabrik, perlu mengetahui proses-proses apa saja yang bias digunakan agar dapat memilih proses yang paling menguntungkan. Beberapa tahun perkembangan dalam teknologi, proses pembuatan dan pemurnian garam (*sodium chloride*) dilakukan dengan beberapa macam bahan baku alami dan beberapa macam metode yang digunakan.

II.1 Macam Proses

Ada beberapa metode pembuatan serta pemurnian garam (*sodium chloride*) dengan bahan baku brine (*saturated sea water*) maupun garam kasar (garam rakyat). Metode yang paling umum dilakukan adalah sebagai berikut:

1. Proses *Vacuum Pan*
2. Proses *Open Pan (The Grainer Process)*
3. Proses *Rock Salt Mining* (Penambangan Garam)
4. Proses *Multiple-Effect Evaporator*

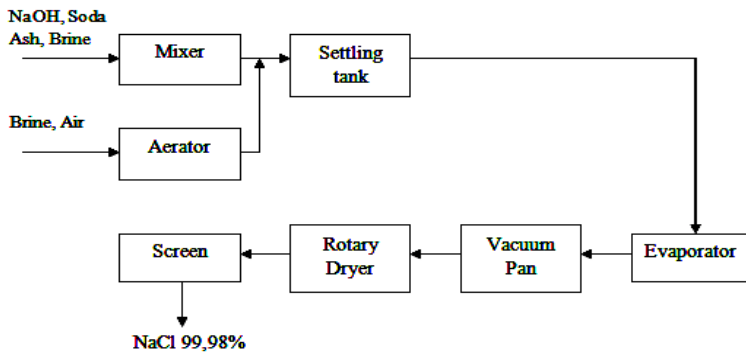
II.1.1 Proses *Vacuum Pan*

Pada proses ini biasanya digunakan *saturated brine* atau leburan garam kasar, yang berasal dari dalam tanah atau laut. *Saturated brine* dapat juga diperoleh dari hasil samping produksi *Sodium Carbonate* (Na_2CO_3) dengan proses Solvay. Pertama-tama *saturated brine* (leburan garam) dari air dalam tanah memiliki kadar H_2S yang terlarut dalam garam NaCl maksimum 0.015%. Perlakuan pendahuluan dari bahan baku brine adalah dengan aerasi untuk menghilangkan kandungan *Hidrogen Sulfide*. Penambahan sedikit *Chlorine* dimaksudkan untuk mempercepat penghilangan H_2S dalam brine. Brine setelah proses aerasi, kemudian diumpankan dalam tangki pengendap untuk mengendapkan lumpur atau solid yang tidak diinginkan.

Pengendapan dibantu dengan penambahan campuran caustic soda, soda ash dan barium chloride sehingga didapat



larutan garam. Setelah proses pengendapan, kemudian larutan garam dipekatkan pada evaporator single efek (*single effect evaporation*). Larutan garam pekat atau jenuh kemudian masuk ke *vacuum pan crystallizer*. Garam yang telah dimurnikan kemudian dikeringkan pada dryer dan kemudian disaring untuk mendapatkan ukuran yang seragam. Garam (*sodium chloride*) kemudian siap dikemas dan dipasarkan.



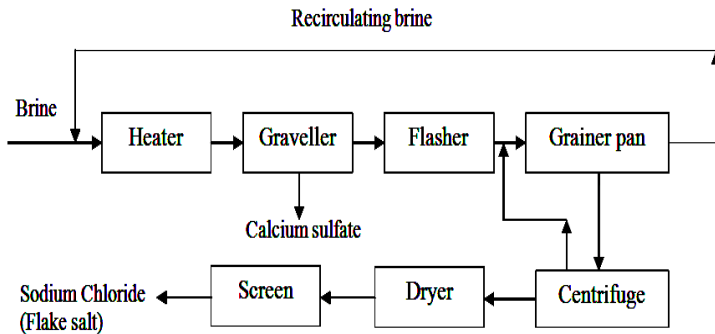
Gambar 2.1 Diagram Proses *Vacuum Pan*

II.1.2 Proses Open Pan (*The Grainer Poces*)

Pembuatan garam dengan proses open pan ini menggunakan bahan baku brine yang berasal dari proses pemanasan air laut. Proses ini disebut juga proses “Grainer”, dimana air laut dijenuhkan dengan cara memanaskan pada heater pada suhu 230°F (110°C). Larutan brine panas kemudian diumpankan pada graveller yang berfungsi untuk memisahkan *Calcium Sulfate* pada larutan brine. Larutan brine kemudian didinginkan pada flasher dengan suhu yang dijaga agar garam (NaCl) masih dalam kondisi larut dalam air. Larutan brine dingin kemudian diumpankan ke open pan yang berfungsi untuk menguapkan air dengan suhu operasi 205°F (96°C) sehingga dihasilkan kristal garam yang kemudian dipisahkan dari mother liquor pada *centrifuge*. Mother liquor kemudian direcycle kembali pada open pan, sedangkan kristal garam yang terpisah kemudian



ditambahkan kalium yodat untuk penambahan kandungan yodium pada garam. Garam (*sodium chloride*) kemudian dikeringkan pada dryer dan kemudian disaring untuk mendapatkan ukuran yang seragam. Garam (*sodium chloride*) kemudian siap dikemas dan dipasarkan.

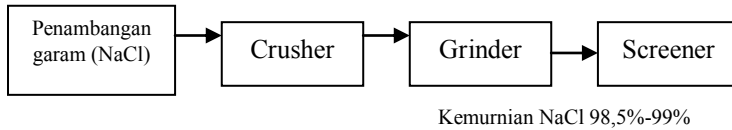


Gambar 2.2 Diagram Proses Open Pan (*The Grainer Process*)

II.1.3 Proses *Rock Salt Mining* (Penambangan Garam)

Penambangan garam (NaCl) yang telah dilakukan pada beberapa tambang garam dan didapat kualitasnya masih kurang bagus, dimana : warna garam agak coklat, ada yang abu-abu. Setelah penambangan batuan garam, batuan garam kemudian dihancurkan dengan penghancur (*crusher*), dan kemudian dihancurkan lagi sampai mendapatkan kualitas akhir.

Beberapa peralatan yang umum digunakan dalam penambangan garam ini adalah beberapa buah penghalus (*grinder*) dan screen dengan berbagai ukuran. Penggunaan garam dengan kualitas rendah mempunyai harga jual yang rendah pula, akan tetapi masih diperlukan pada industri ice cream maupun industri kulit.

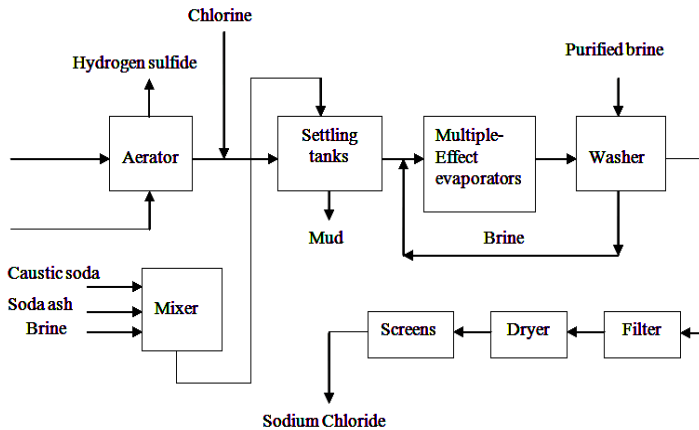


Gambar 2.3 Diagram Proses *Rock Salt Mining* (Kaufmann, 1960)

II.1.4 Proses *Multiple Effect Evaporator*

Pada proses ini biasanya digunakan *saturated brine* atau leburan garam kasar, yang berasal dari dalam tanah atau laut. *Saturated brine* dapat juga diperoleh dari hasil samping produksi *Sodium Carbonate* (Na_2CO_3) dengan proses Solvay. Pertama-tama *saturated brine* (leburan garam) dari air dalam tanah memiliki kadar H_2S yang terlarut dalam garam NaCl maksimum 0.015%. Perlakuan pendahuluan dari bahan baku brine adalah dengan aerasi untuk menghilangkan kandungan *Hidrogen Sulfide*. Penambahan sedikit *Chlorine* dimaksudkan untuk mempercepat penghilangan H_2S dalam brine. Brine setelah proses aerasi, kemudian diumpankan dalam tangki pengendap untuk mengendapkan lumpur atau solid yang tidak diinginkan.

Pengendapan dibantu dengan penambahan campuran caustic soda, soda ash dan barium chloride sehingga didapat larutan garam. Setelah proses pengendapan, kemudian larutan garam dipekatan pada evaporator multi efek (*Multiple Effect Evaporation*). Larutan garam pekat kemudian dicuci dengan brine untuk memurnikan garam. Larutan garam kemudian difiltrasi pada filter untuk proses pemisahan garam dan larutan brine. Garam yang terpisah kemudian ditambahkan kalium yodat untuk penambahan kandungan yodium pada garam. Garam yang telah dimurnikan kemudian dikeringkan pada dryer dan kemudian disaring untuk mendapatkan ukuran yang seragam. Garam (*sodium chloride*) kemudian siap dikemas dan dipasarkan.



Gambar 2.4 Diagram Proses *Multiple Effect Evaporator*

II.2 Seleksi Proses

Berdasarkan macam–macam uraian proses diatas, maka dapat disimpulkan perbandingan masing-masing proses sebagai berikut :



Tabel 2.1 Seleksi Proses

Parameter	Macam Proses			
	Vacuum Pan	Open Pan	Rock Salt Mining	Multiple Effect Evaporator
Bahan Baku Utama	Garam Kasar / Brine	Garam Kasar / Brine	Batuan Garam	Garam Kasar / Brine
Bahan Baku Pembantu	Soda Ash, Caustic Soda, Air	Steam, Air	-	Soda Ash, Caustic Soda, Air
Yields Produk	99 - 99,9%	98,5 - 99,4 %	98,5 - 99 %	99-99,8%
Peralatan	Mahal	Sederhana	Mahal	Mahal
Utilitas	Mahal	Ekonomis	Ekonomis	Mahal
Instrumentasi	Mahal	Sederhana	Mahal	Mahal

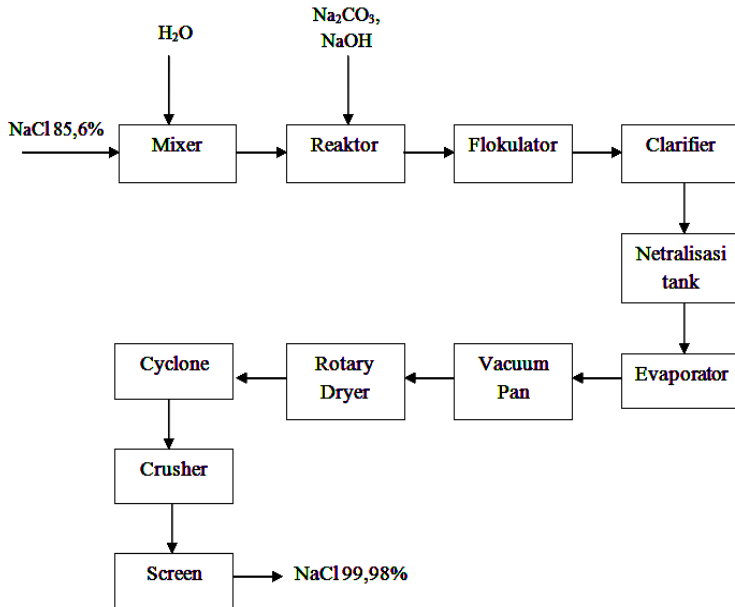
Dari uraian diatas, maka dipilih pembuatan *Sodium Chloride* dari garam kasar/brine dengan proses vacuum pan, dengan beberapa pertimbangan, yaitu :

- Bahan baku mudah didapat di dalam negeri.
- Dapat dibuat dengan bahan baku garam rakyat
- Yields yang dihasilkan lebih tinggi dibanding proses lainnya.
- Produk yang dihasilkan memenuhi standar pasar.



II.3 Uraian Proses Terpilih

Berikut adalah blok diagram pembuatan *sodium chloride* (NaCl) dengan proses *vacuum pan* setelah melalui beberapa inovasi proses agar lebih efektif dan efisien.



Gambar 2.5 Diagram Proses Pembuatan *Sodium Chloride*

Pada pra rencana pabrik pemurnian garam ini dapat dibagi menjadi 3 Unit proses, dengan pembagian sebagai berikut :

1. **Unit Pemurnian Bahan Baku**
2. **Unit Penguapan dan Pengeringan**
3. **Unit Pengendalian Produk**

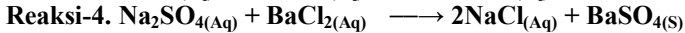
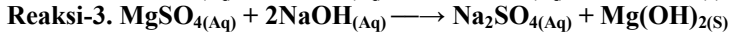
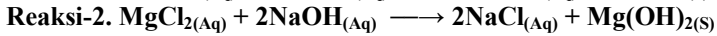
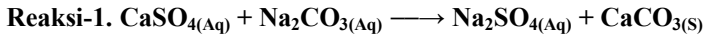
Adapun uraian dan penjelasan proses adalah sebagai berikut :



II.3.1 Unit Pemurnian Bahan Baku

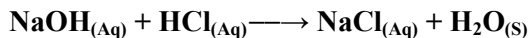
Pertama-tama garam rakyat dengan kadar NaCl 85,6% dilarutkan dalam tangki Pelarut (*Mixer*) dengan penambahan air proses dari utilitas menjadi larutan *brine* dan komponen-komponen yang pengotor menjadi larut. Pelarutan garam dilakukan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Setelah itu, larutan *brine* dipompa ke dalam reaktor untuk direaksikan dengan *Caustic Soda*, *Barium Chloride*, dan *Soda Ash*.

Reaksi yang terjadi :



Reaksi yang berlangsung selama 1 jam ini bersifat eksotermis namun tidak digunakan air pendingin untuk menjaga kondisi operasi karena diharapkan suhu larutan naik sehingga mengurangi beban *Evaporator*. Produk reaktor kemudian dialirkan ke dalam tangki flokulator. Dalam tangki flokulator ini terjadi proses penghilangan impurities dengan penambahan flokulan. Fungsi dari flokulan adalah untuk membentuk flok-flok dari impurities terlarut dan tidak terlarut sehingga lebih mudah untuk diendapkan. Keluaran dari flokulator kemudian dialirkan ke dalam *clarifier*. Didalam *clarifier* terjadi proses pemisahan *sludge* dan filtrat dengan proses sedimentasi. *Sludge* berupa limbah padat yang terdiri dari CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$, dan BaSO_4 kemudian dialirkan ke unit *waste water treatment*, sedangkan filtrat berupa larutan *brine* dipompa menuju Tangki Penampung sebelum dialirkan kembali ke dalam tangki netralisasi. Larutan *brine* yang masuk ke dalam tangki netralisasi direaksikan dengan HCl untuk menghilangkan kandungan NaOH dalam *brine* serta menghasilkan NaCl yang lebih banyak.

Reaksi yang terjadi :





Hasil dari proses netralisasi berupa larutan *brine* bebas NaOH ditampung terlebih dahulu di dalam tangki penampung sebelum menuju *evaporator* untuk proses selanjutnya.

II.3.2 Unit Penguapan dan Pengeringan

Larutan *brine* yang telah murni dipisahkan di dalam *single effect evaporator* hingga mencapai kondisi *saturated brine*. Di dalam *evaporator* ini larutan diuapkan kandungan airnya hingga mencapai konsentrasi 50%. Larutan *brine* yang telah mencapai kondisi jenuh tersebut dipompa menuju *Vacuum Pan Crystallizer*. *Saturated brine* tersebut dipisahkan kembali hingga mencapai konsentrasi 75% agar terbentuk kristal-kristal garam. *Slurry* (campuran kristal garam dan *mother liquor*) kemudian dipompa menuju tangki penampung untuk sementara sebelum dialirkan menuju *centrifuge*. Di dalam *centrifuge* campuran kristal garam dengan *mother liquor* dipisahkan satu sama lain dan filtrat yang dihasilkan (*mother liquor*) dikembalikan ke dalam *Vacuum Pan Crystallizer*. Padatan (kristal garam) yang telah dipisahkan kemudian dikeringkan pada *rotary dryer* setelah sebelumnya melewati *screw conveyor*.

Pada *rotary dryer* terjadi proses pengeringan kristal *sodium chloride* pada suhu 110°C dengan bantuan udara panas secara berlawanan arah. Bahan yang keluar dari *rotary dryer* ini memiliki konsentrasi NaCl sebesar 99,98%. Udara panas dan padatan terikat kemudian dipisahkan di dalam *cyclone*, dimana padatan yang terikat akan jatuh ke *screw conveyor* untuk proses selanjutnya dan udara panas dibuang ke pengolahan limbah gas.

II.3.3 Unit Pengendalian Produk

Padatan terikat ke *cyclone* diumpahkan secara bersamaan dengan produk bawah *rotary dryer* menuju ke *screw conveyor* untuk proses pendinginan sampai suhu kamar (32°C). Kristal *sodium chloride* kemudian diumpahkan dengan *bucket elevator* menuju *crusher* untuk dihaluskan hingga mencapai ukuran 100 mesh. Kristal kemudian disaring pada *screener*, dimana produk



yang tidak lolos saringan direcycle kembali ke *crusher* dengan *belt conveyer* dan produk kristal *sodium chloride* ukuran 100 mesh ditampung pada *silosodium chloride* sebagai produk akhir.

BAB III **NERACA MASSA**

Kapasitas produksi	= 250000 ton/tahun = 757577 kg/hari = 31566 kg/jam
Waktu Operasi	= 330 hari/tahun (24jam/hari)
Satuan Massa	= kg
Basis	= 1 jam

Untuk memenuhi kebutuhan kapasitas produk, maka dibutuhkan bahan baku garam rakyat sebesar 36426 kg/jam.

Data komposisi garam rakyat yang dipakai :

Komponen	% Berat
NaCl	80.12
CaSO ₄	2.59
MgCl ₂	3.07
MgSO ₄	1.96
Impurities	2.57
H ₂ O	9.69

(Sulistyaningsih,2010)



Komposisi bahan baku garam rakyat sebagai *raw material*:

Komponen	% Berat	Berat (kg)
NaCl	80.12	29184.67
CaSO ₄	2.59	943.44
MgCl ₂	3.07	1118.28
MgSO ₄	1.96	713.95
Impurities	2.57	936.15
H ₂ O	9.69	3529.70
Total	100	36426

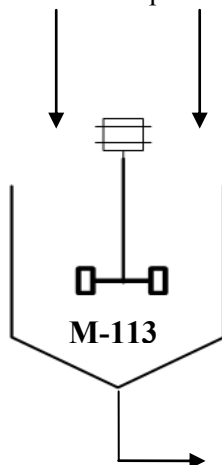
1. MIXER (M-113)

Fungsi : melarutkan garam rakyat dengan penambahan air proses

Kondisi Operasi :
 - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C

Garam dari gudang
<1>

Air proses <2>



Larutan brine ke
reactor R-110
<3>



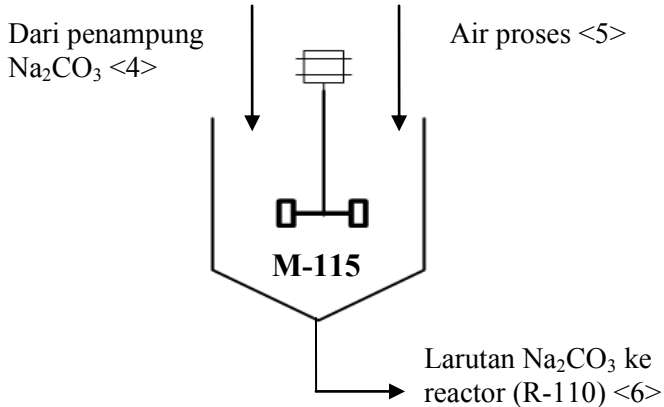
Neraca Massa			
Bahan Masuk Dari Gudang Garam Rakyat		Bahan Keluar Ke Reaktor (R-110)	
Aliran <1> (kg/jam)		Aliran <3> (kg/jam)	
NaCl	29184.67	NaCl	29184.67
CaSO ₄	943.44	CaSO ₄	943.44
MgCl ₂	1118.28	MgCl ₂	1118.28
MgSO ₄	713.95	MgSO ₄	713.95
Impurities	936.15	Impurities	936.15
H ₂ O	3529.70	H ₂ O	535356.74
Aliran <2> (kg/jam)			
Air proses dari utilitas			
H ₂ O	531827.04		
Total	568253.24	Total	568253.24



2. MIXER Na_2CO_3 (M-115)

Fungsi : Melarutkan Na_2CO_3 dengan penambahan air

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C



Komposisi Soda Ash:

Komponen	% Berat
Na_2CO_3	99.8
NaCl	0.08
Na_2SO_4	0.10
H_2O	0.02
Total	100

(Data komposisi Soda Ash dari OCI Chemical Corp)



Neraca Massa			
Bahan Masuk Dari Penampung Na₂CO₃		Bahan Keluar Ke Reaktor (R-110)	
Aliran <4> (kg/jam)		Aliran <6> (kg/jam)	
Na ₂ CO ₃	735.33	Na ₂ CO ₃	735.33
NaCl	0.59	NaCl	0.59
Na ₂ SO ₄	0.74	Na ₂ SO ₄	0.74
H ₂ O	0.15	H ₂ O	2165.72
Aliran <5> (kg/jam)			
Air proses dari utilitas			
H ₂ O	2165.57		
Total	2902.37	Total	2902.37

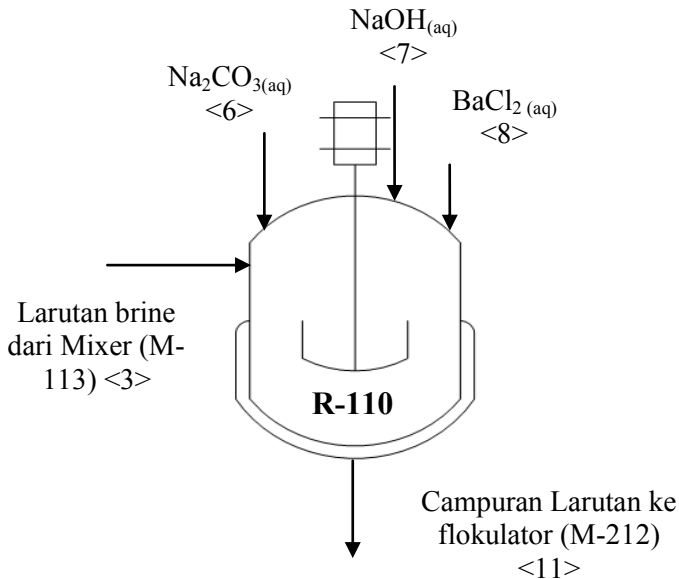


3. REAKTOR (R-110)

Fungsi : Mereaksikan komponen-komponen pengotor didalam larutan brine dengan NaOH, Na₂CO₃, dan BaCl₂ agar menghasilkan produk berupa suspensi padat.

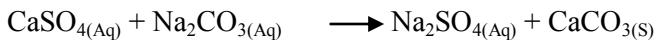
Kondisi Operasi :

- Tekanan Operasi = 1 atm
- Suhu operasi = 30°C
- Waktu Tinggal = 1 jam

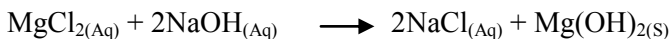


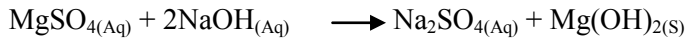
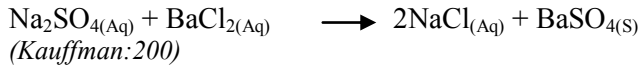
Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

-Reaksi-1.



-Reaksi-2.



**-Reaksi-3.****-Reaksi-4.**



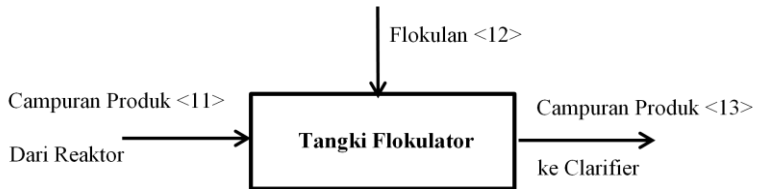
NERACA MASSA			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Mixer (M-113) Aliran <3>		Ke Tangki Flokulator Aliran <11>	
NaCl	29184.67	NaCl	32070.86
CaSO ₄	943.44	BaSO ₄	3003.80
MgCl ₂	1118.28	NaOH	70.88
MgSO ₄	713.95	CaCO ₃	693.70
Impurities	936.15	Mg(OH) ₂	1027.82
H ₂ O	535356.74	Impurities	936.15
Dari Mixer (M-115) Aliran <6>		H ₂ O	261829.36
Na ₂ CO ₃	735.33		
NaCl	0.59		
Na ₂ SO ₄	0.74		
H ₂ O	2165.72		
Dari Storage Tank Aliran <7>			
NaOH	1488.57		
H ₂ O	1612.61		
Dari Storage Tank Aliran <8>			
BaCl ₂	2681.50		
H ₂ O	1787.67		
Total	578725.96	Total	578725.96



4. Tangki Flokulator (M-212)

Fungsi : Mengendapkan padatan dengan penambahan flokulan

Kondisi Operasi : - Tekanan operasi : 1 atm
- Suhu Operasi : 55°C

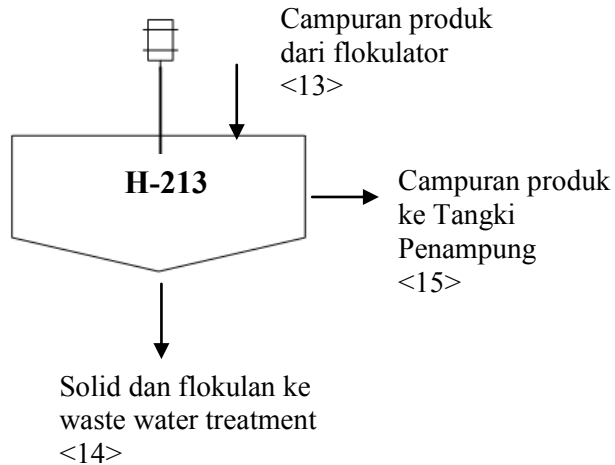


Neraca Massa			
Bahan Masuk Dari Reaktor (R-101)		Bahan Keluar Ke Clarifier (H-213)	
Aliran <11> (kg/jam)		Aliran <13> (kg/jam)	
NaCl	32070.86	NaCl	32070.86
BaSO ₄	3003.80	BaSO ₄	3003.80
NaOH	70.88	NaOH	70.88
CaCO ₃	693.70	CaCO ₃	693.70
Mg(OH) ₂	1027.82	Mg(OH) ₂	1027.82
Impurities	936.15	Impurities	936.15
H ₂ O	540922.73	H ₂ O	540922.73
Aliran <12> (kg/jam)		Flokulan	1.74
Flokulan			
Flokulan	1.74		
Total	578727.70	Total	578727.70

**5. Clarifier (H-213)**

Fungsi : Memisahkan padatan pengotor dari larutan brine dengan proses sedimentasi

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
: - Suhu Operasi = 55°C





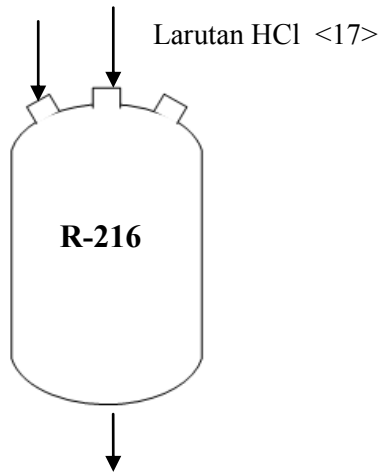
Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Flokulator		Ke Waste Water Treatment	
Aliran <13>		Aliran <14>	
Liquid :		NaCl	641.42
NaCl	32070.86	NaOH	1.42
NaOH	70.88	H ₂ O	10818.45
H ₂ O	540922.73	BaSO ₄	3003.80
Solid :		CaCO ₃	693.70
BaSO ₄	3003.80	Mg(OH) ₂	1027.82
CaCO ₃	693.70	Impurities	936.15
Mg(OH) ₂	1027.82	Flokulan	1.74
Impurities	936.15	Ke Tangki Penampung I	
Flokulan	1.74	Aliran <15>	
		NaCl	31429.45
		NaOH	69.47
		H ₂ O	530104.28
Total	578727.70	Total	578727.70

**6. Tangki Netralisasi (R-216)**

Fungsi : Menghilangkan NaOH dalam brine dengan cara mereaksikan dengan asam HCl.

Kondisi Operasi: - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 55°C

Campuran produk
dari tangki
penampung I
<16>



Larutan garam ke tangki
penampung II <18>

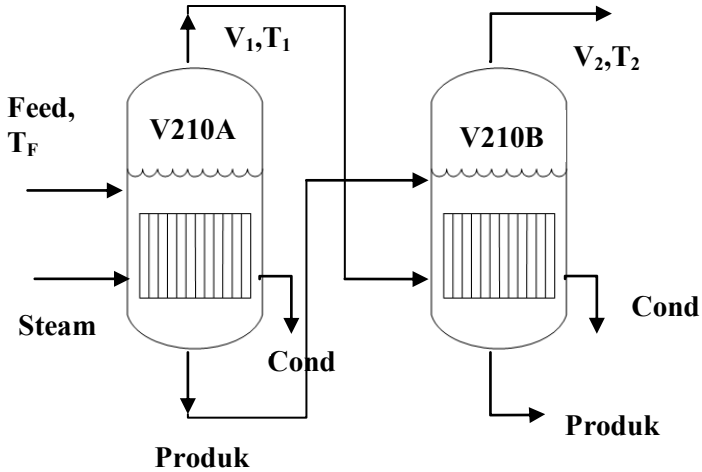


Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Penampung I		Ke Tangki Penampung II	
Aliran <16>		Aliran <18>	
NaCl	31429.45	NaCl	31531.04
NaOH	69.47	H ₂ O	530270.24
H ₂ O	530104.28		
Dari Storage Tank			
Aliran <17>			
HCl	63.39		
H ₂ O	134.70		
Total	561801.28	Total	561801.28



7. Double Effect Evaporator (V-210A dan V210B)

Fungsi : Untuk mengurangi kandungan air dalam larutan garam (brine) sehingga dapat meningkatkan konsentrasi NaCl di dalam brine agar lebih pekat.



Saturated brine tercapai jika konsentrasi NaCl sekitar 25-50% (Kauffman, 1968).

jadi dapat ditentukan konsentrasi larutan brine keluar (X_L) pada masing-masing effect sebesar :

Effect I = 0.19

Effect II = 0.50



Neraca Massa Effect I			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Penampung II		Ke Evaporator Effect II	
Aliran <19>		Aliran <21>	
NaCl	31531.04	NaCl	31531.04
H ₂ O	530270.24	H ₂ O	134421.80
		Ke Evaporator Effect II	
		Aliran <20>	
		Uap Air :	
		H ₂ O	395848.44
Total	561801.28	Total	561801.28

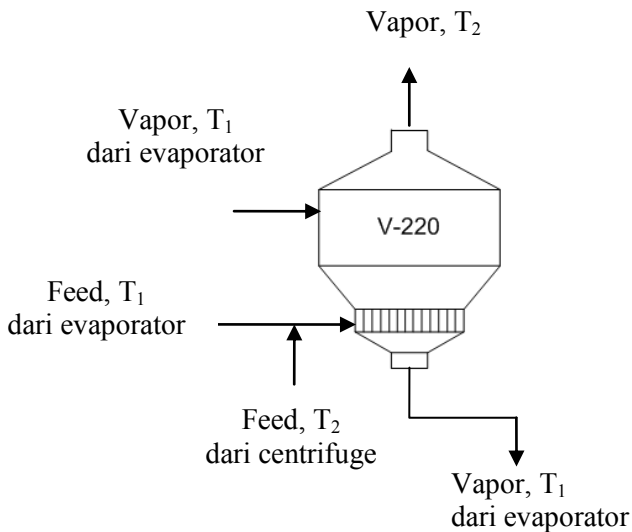
Neraca Massa Effect II			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Evaporator Effect I		Ke Vacuum Pan	
Aliran <21>		Aliran <23>	
NaCl	31531.04	NaCl	31531.04
H ₂ O	134421.80	H ₂ O	31531.04
		Ke Vacuum Pan	
		Aliran <24>	
		Uap Air :	
		H ₂ O	102890.76
Total	165952.84	Total	165952.84



8. Vacuum Pan Crystallizer (V-220)

Fungsi : Pemanasan lebih lanjut sehingga didapat larutan brine dengan konsentrasi NaCl 75% serta membentuk kristal-kristal garam.

Kondisi operasi : - Tekanan Operasi = 0.7 atm
 - suhu Operasi = 90°C



Jenis crystallizer yang digunakan pada proses kristalisasi ini adalah Vacuum Pan Crystallizer. Crystallizer jenis ini adalah jenis crystallizer yang biasa dipakai di industri gula/garam.

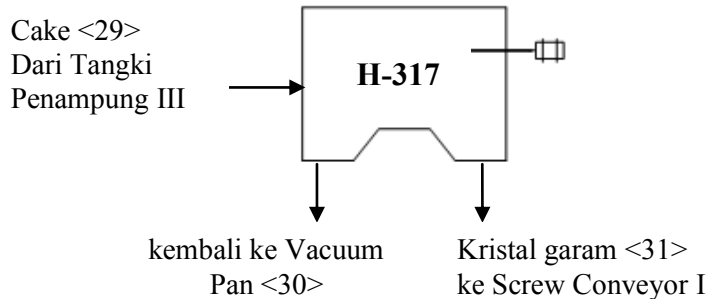


Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Evaporator		Ke Tangki Penampung III	
Aliran <23>		Aliran <26>	
NaCl	31531.04	NaCl	35626.28
H ₂ O	31531.04	H ₂ O	11875.43
Dari Centrifuge		uap air :	
Aliran <30>		H ₂ O	30937.27
NaCl	4095.24		
H ₂ O	11281.65		
Total	78438.97	Total	78438.97

9. Centrifuge (H-317)

Fungsi : Memisahkan kristal-kristal NaCl dengan cairan.

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C

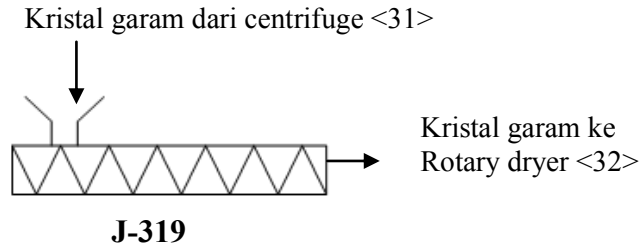




Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Penampung III		ke Vacuum Pan	
Aliran <29>		Aliran <30>	
Liquid :		Liquid :	
NaCl	4310.78	NaCl	4095.24
H ₂ O	11875.43	H ₂ O	11281.66
Solid :		ke Screw Conveyor I	
NaCl	31315.50	Aliran <31>	
		Solid :	
		NaCl	31531.04
		H ₂ O	593.77
Total	47501.71	Total	47501.71

**10. Screw Conveyor I (J-319)**

Fungsi : Mendistribusikan kristal NaCl menuju Rotary dryer

Kondisi Operasi :
- Tekanan Operasi = 1 atm
- Suhu Operasi = 30°C

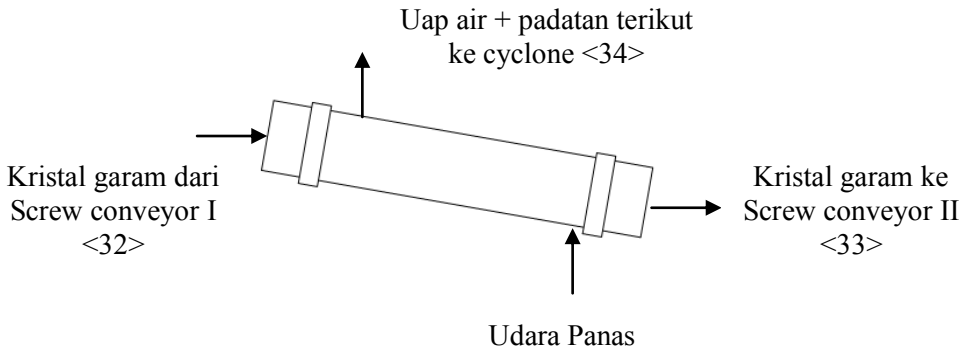
Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Centrifuge		Ke Rotary Dryer	
Aliran <31>		Aliran <32>	
NaCl	31531.04	NaCl	31531.04
H ₂ O	593.77	H ₂ O	593.77
Total	32124.81	Total	32124.81



11. Rotary Dryer (B-310)

Fungsi : Meringankan Kristal NaCl dengan udara panas

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 100°C



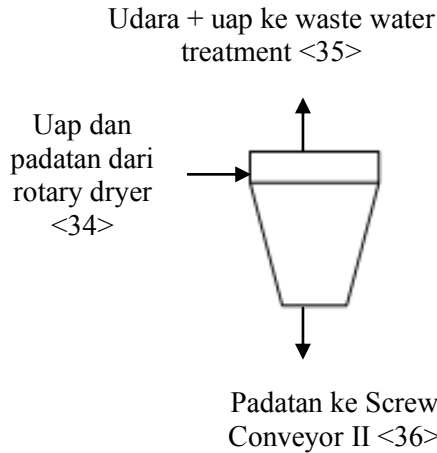
Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Screw Conveyor I		Ke Cyclone	
Aliran <32>		Aliran <34>	
NaCl	31531.04	NaCl	315.31
H ₂ O	593.77	H ₂ O	564.08
		Ke Screw Conveyor II	
		Aliran <33>	
		NaCl	31215.73
		H ₂ O	29.69
Total	32124.81	Total	32124.81



12. Cyclone (H-323)

Fungsi : Memisahkan padatan dan udara panas

Kondisi operasi :
- Tekanan Operasi = 1 atm
- Suhu Operasi = 110°C



Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Rotary Dryer		Ke Waste Water Treatment	
Aliran <34>		Aliran <35>	
NaCl	315.31	NaCl	6.31
H ₂ O	564.08	H ₂ O	552.80
		Ke Screw Conveyor II	
		Aliran <36>	
		NaCl	309
		H ₂ O	11.28
Total	879.39	Total	879.39



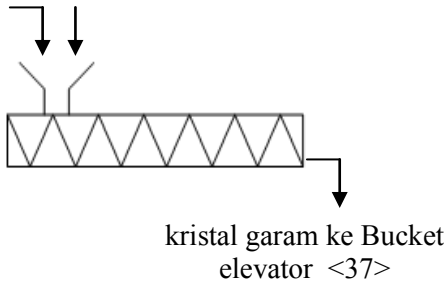
13. Screw Conveyor II (J-324)

Fungsi : Mendistribusikan kristal garam kering menuju cruser

- Kondisi operasi :
- Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C

Kristal garam dari rotary dryer <33>

Solid dari cyclone <36>

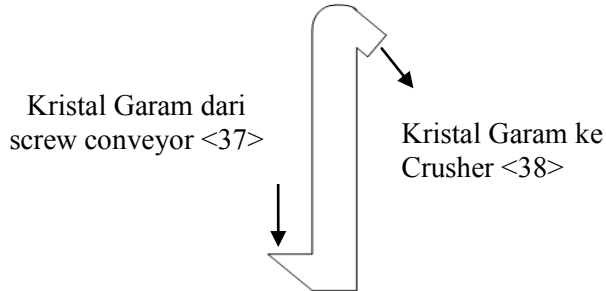


Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Rotary Dryer		Ke Bucket elevator	
Aliran <33>		Aliran <37>	
NaCl	31215.73	NaCl	31524.73
H ₂ O	29.69	H ₂ O	40.97
Dari Cyclone			
Aliran <36>			
NaCl	309		
H ₂ O	11.28		
Total	31565.70	Total	31565.70

**14. Bucket Elevator (J-325)**

Fungsi : Mendistribusikan kristal garam kering menuju crusher

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C



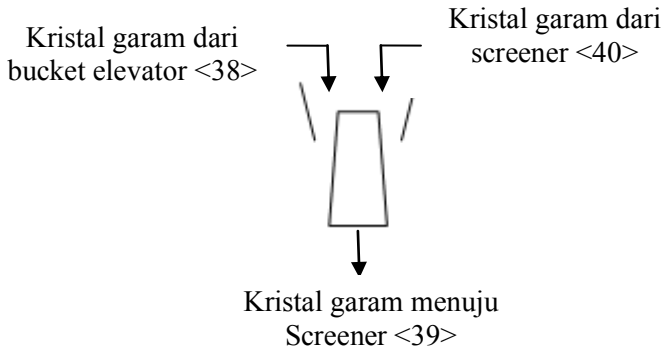
Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Screw Conveyor II		Ke crusher	
Aliran <37>		Aliran <38>	
NaCl	31524.73	NaCl	31524.73
H ₂ O	40.97	H ₂ O	40.97
Total	31565.70	Total	31565.70



15. Crusher (C-326)

Fungsi : Untuk menghaluskan kristal menjadi ukuran yang sangat kecil (100mesh).

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C



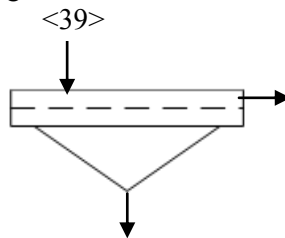
Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Bucket Elevator		Ke Screener	
Aliran <38>		Aliran <39>	
NaCl	31524.73	NaCl	35027.48
H ₂ O	40.97	H ₂ O	45.52
Dari Screener			
Aliran <40>			
NaCl	3502.75		
H ₂ O	4.55		
Total	35073	Total	35073

**16. Screener (H-327)**

Fungsi : Untuk memisahkan produk kristal NaCl dengan ukuran 100 mesh.

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C

Kristal garam dari crusher



Kristal garam ke
crusher <42>

Kristal garam ke
packaging <41>

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Crusher		Ke crusher	
Aliran <39>		Aliran <42>	
NaCl	35027.48	NaCl	3502.75
H ₂ O	45.52	H ₂ O	4.55
		ke Packaging	
		Aliran <41>	
		NaCl	31524.73
		H ₂ O	40.97
Total	35073	Total	35073

Komponen kristal garam keluar dari screener menuju Packaging :



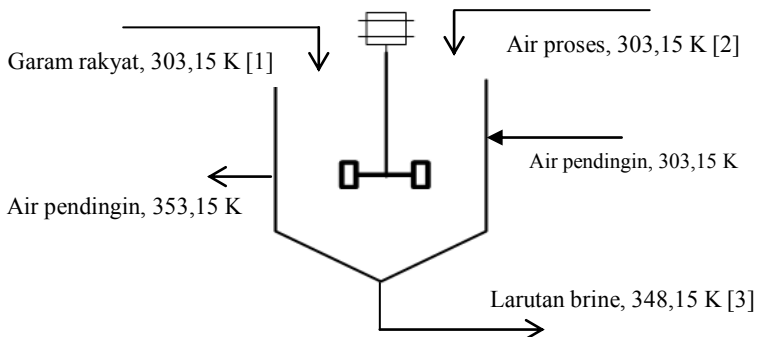
Komponen	Berat	% Berat
	(kg/jam)	
NaCl	31524.73	99.87
H ₂ O	40.97	0.13
Total	31565.70	100

Berdasarkan standar, kadar Sodium Chloride (NaCl) pada garam industri = 98,5% (*Standar Nasional Indonesia*). Maka, produk Sodium Chloride (NaCl) yang dihasilkan sesuai dengan standar.

**BAB IV
NERACA ENERGI**

Kapasitas produksi : 249961.85 ton/tahun
: 757460.16 kg/hari
Bahan baku : 35.500 kg/jam
Waktuoperasi : 24 jam/hari
1 tahun : 330 hari
SatuanEnergi : kalori (kal)
T reference : 25 °C = 298.15 K

1. MIXER (M-113)



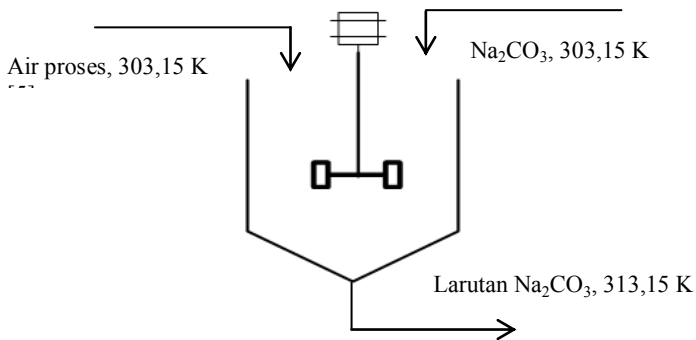
Tabel 4.1 Neraca Energi di Mixer (M-113)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Garam rakyat [1] :		Aliran [3] :	
NaCl	30090.72	NaCl	305621.63
CaSO ₄	665.40	CaSO ₄	9068.28
MgCl ₂	1085.49	MgCl ₂	10954.79
MgSO ₄	794.27	MgSO ₄	7942.73
SiO ₂ (impuritis)	852.34	SiO ₂ (impuritis)	9365.90
H ₂ O	17624844.92	H ₂ O	26731967.89



Air proses [2]:			
H ₂ O	2655571944.49		
		ΔH solution	-16425176.01
		Q serap	2662580532.42
Total	2673230277.63	Total	2673230277.63

2. MIXER Na₂CO₃ (M-115)

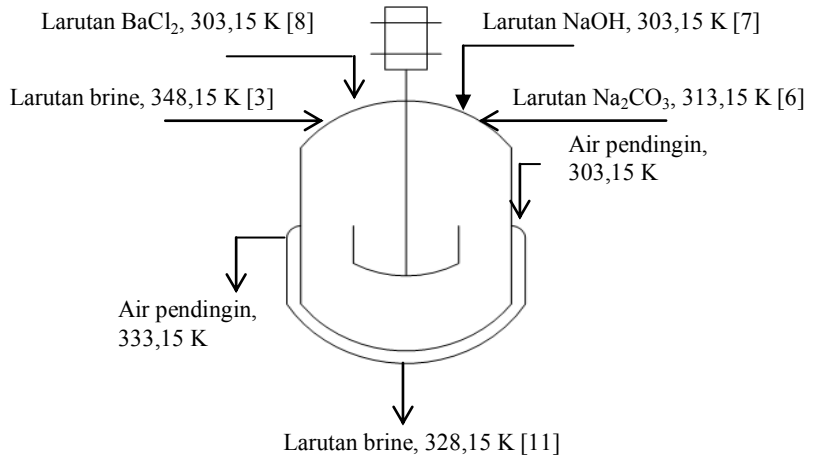


Tabel 4.2 Neraca Energi di Mixer Na₂CO₃ (M-115)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Na ₂ CO ₃ [4] :		Aliran [6] :	
Na ₂ CO ₃	1002403.49	Na ₂ CO ₃	3007210.47
NaCl	607.74	NaCl	1829.57
Na ₂ SO ₄	850.95	Na ₂ SO ₄	2552.86
H ₂ O	735.81	H ₂ O	32442195.59
Air proses [5] :			
H ₂ O	10813329.38	ΔH solution	38629083.98
Q Supply	65542047.46	Q Loss	3277102.37
Total	77359974.85	Total	77359974.85



3. REAKTOR (R-110)



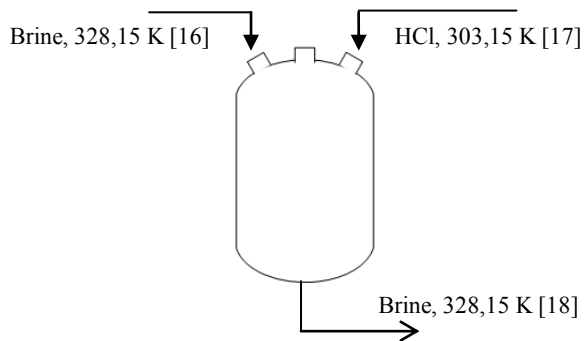
Tabel 4.3 Neraca Energi di Reaktor (R-110)

Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [3] :		Aliran [11] :	
NaCl	305621.63	NaCl	200125966.31
MgCl ₂	9068.28	BaSO ₄	9241.55
MgSO ₄	10954.79	NaOH	978200.68
CaSO ₄	7942.73	CaCO ₃	4313.14
SiO ₂ (impuritis)	9365.90	Mg(OH) ₂	9675.68
H ₂ O	26731967894.12	SiO ₂ (impurities)	5394.86
Aliran [6] :		H ₂ O	16205936934.47
Na ₂ CO ₃	3007.21		
NaCl	1.83		
Na ₂ SO ₄	2.55		



H ₂ O	32442195.59		
Aliran [7] :			
NaOH	3423702.37		
H ₂ O	8052262.67		
Aliran [8] :		ΔH reaksi	-1071194216.17
BaCl ₂	1161.07		
H ₂ O	8926371.80	Q serap	11449284042.02
Total	26785159552.55	Total	26785159552.55

4. TANGKI NETRALISASI (R-216)



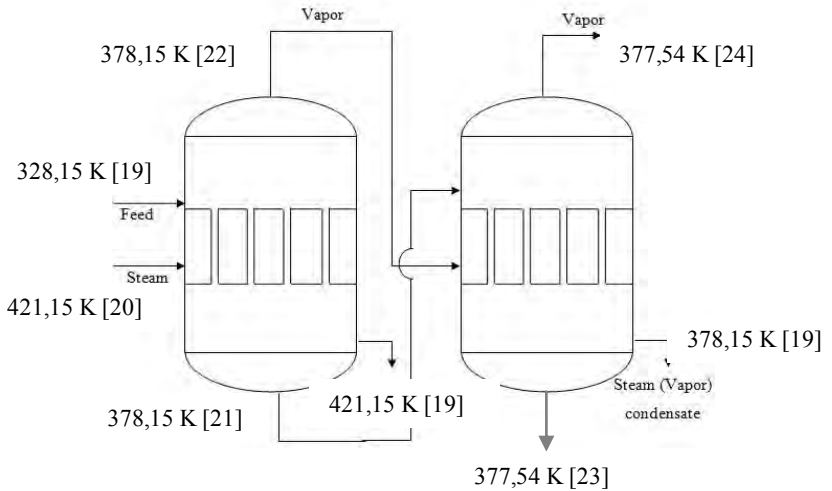
Tabel 4.4 Neraca Energi di Reaktor Netralisasi (M-216)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [16] :		Aliran [18] :	
NaCl	196123446.99	NaCl	196694413.03
NaOH	958636.66	H ₂ O	15881755895.82
H ₂ O	15881818195.78		
Aliran [17] :			



HCl	194918.45		
H ₂ O	672596.21		
		ΔH reaksi	-41577.81
Total	16078408731.05	Total	16078408731.05

5. DOUBLE EFFECT EVAPORATOR (V-210)



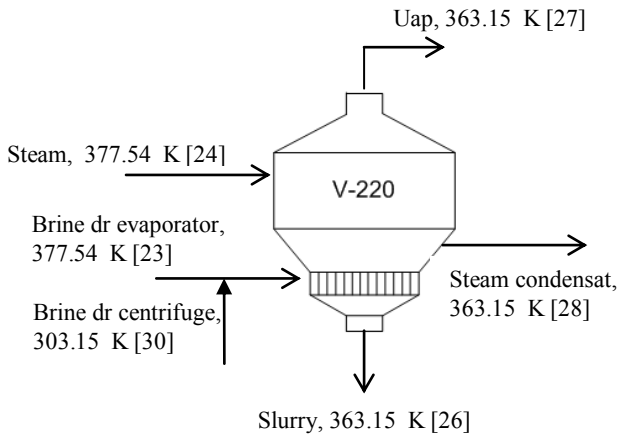
Tabel 4.5 Neraca Energi di Evaporator Effect I (V-210A)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [19] :		Aliran [21] :	
NaCl	196694413.03	NaCl	533741493.45
H ₂ O	15881755895.82	H ₂ O	10739334201.40
		Aliran [22] :	
		H ₂ O (uap air)	253960200700.11
Q steam	262268237985.38	Q Loss	13113411899.27
Total	278346688294.23	Total	278346688294.23

**Tabel 4.6** Neraca Energi di Evaporator Effect II (V-210B)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [21] :		Aliran [23] :	
NaCl	533741493.45	NaCl	529543107.95
H ₂ O	10739334201.40	H ₂ O	2499807688.56
		Aliran [24] :	
Condensat		H ₂ O (uap air)	66026365673.48
Q steam	214341320212.05	156558679436.91	9785775849.50
Total	225614395906.90	225614395906.90	78830851425.65

6. VACUUM PAN CRYSTALLYZER (V-220)

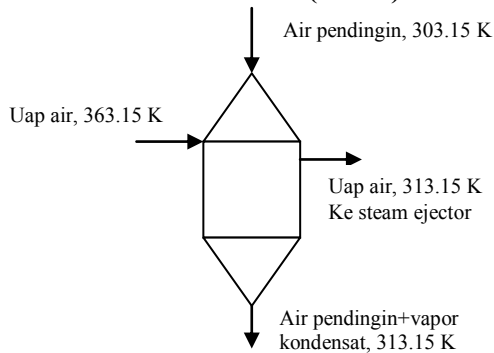
**Tabel 4.7** Neraca Energi di Vacuum pan crystallizer (V-220)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [23] :		Aliran [26] :	
NaCl	531158555.51	NaCl	487495371.18



H ₂ O	2499807688.56	H ₂ O	775762250.21
Aliran [30] :		Aliran [27] :	
NaCl	4232988.82	H ₂ O (uap air)	19652124779.04
H ₂ O	56332677.39		
Q supply	17823850490.15		
Total	20915382400.43	Total	20915382400.43

7. BAROMETRIC CONDENSOR (E-311)

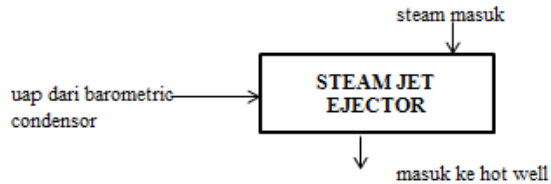


Tabel 4.8 Neraca Energi di Barometric condenser (E-311)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [27] :		Uap air ke G-312	
H ₂ O (uap air)	17807590057.62	H ₂ O (uap air)	3598967227.81
		Kondensat ke F-313	
		H ₂ O	1399914305.32
		Q serap	12808708524.48
Total	17807590057.62	Total	17807590057.62



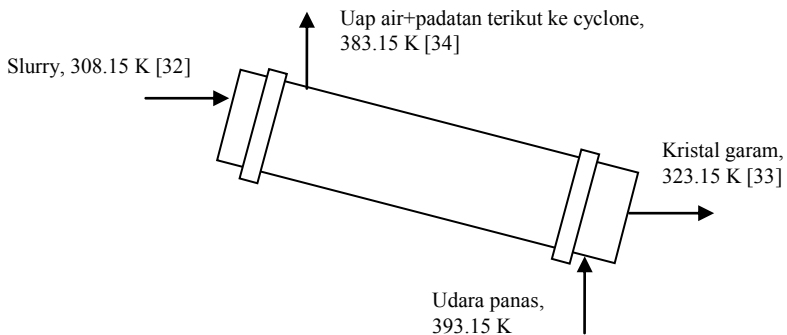
8. STEAM JET EJECTOR (G-312)



Tabel 4.9 Neraca Energi di Steam jet ejector (G-312)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Uap dari E-311	3598967227.81	Kondensat ke F-313	231572423485.02
Steam	240161478545.89	Q loss	12188022288.69
Total	243760445773.70	Total	243760445773.70

9. ROTARY DRYER (B-310)

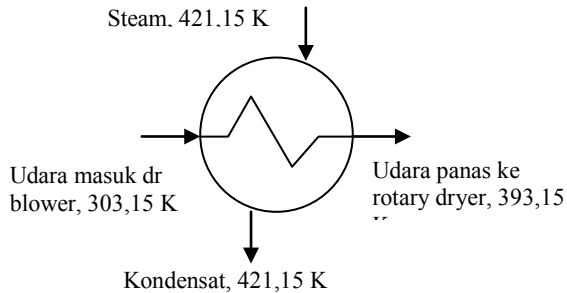




Tabel 4.10 Neraca Energi di Rotary Dryer (B-310)

Masuk		Keluar	
Komponen	H (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [32] :		Aliran [33] :	
NaCl	65133.05	NaCl	164837.72
H ₂ O	5929756.82	H ₂ O	741219.60
		Aliran [34] :	
		NaCl	5680.62
		H ₂ O	47882786.34
Udara masuk	347518399.13	Udara keluar	304718764.71
Total	353513289.00	Total	353513289.00

10. HEATER (E-322)



Tabel 4.11 Neraca Energi di Heater (E-322)

H in (kal)		H out (kal)	
H masuk	17028244.46	H keluar	335800259.8
Qsupply	434225994.99	Kondensat	98676505.16
		Qloss	16777474.49
Total	451254239.45	Total	451254239.45



Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB V SPESIFIKASI PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam pabrik pemurnian garam rakyat adalah sebagai berikut :

Tabel 5.1 Spesifikasi Gudang Bahan Baku Garam Rakyat (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Gudang bahan baku
Kode	F-111
Fungsi	Menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan
Kapasitas	376.17 m ³ /hari
Panjang	13.15 m
Lebar	6.58 m
Tinggi	5 m
Bahan Konstruksi	Beton
Tipe	Housing

Tabel 5.2 Spesifikasi Belt Conveyor

Spesifikasi	Belt Conveyor (J-112)	Belt Conveyor (J-329)
Kode	J-112	J-329
Fungsi	Mengangkut garam rakyat dari gudang ke tangki pencampur	Mengembalikan produk yang tidak lolos screening kembali ke crusher
Kapasitas	36 ton/jam	2.81 ton/jam
Panjang Conveyor	45 m	21 m
Lebar Belt	0.61 m	0.46 m



Tinggi	3.90 m	1.75 m
Speed	6783.62 meter/jam	1012.04 meter/jam
Tipe	Continous Flow Conveyor	Continous Flow Conveyor
Power	1 Hp	1 Hp

Tabel 5.3 Spesifikasi Mixing Tank (M-113)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Mixing Tank
Kode	M-113
Fungsi	Melarutkan garam rakyat dengan penambahan air proses
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dished head dan bagian bawah konis 90 ⁰
Bahan Konstruksi	Stainless Steel tipe 316. Grade M (SA-240)
Kapasitas	35.5 ton/jam
Tebal Tangki	0.01 m
Tinggi Tangki	4.17 m
Diameter Tangki	2.41 m
Power	67.3 HP
Jumlah	1 buah

Tabel 5.4 Spesifikasi Mixing Na₂CO₃ (M-115)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Mixing Na ₂ CO ₃
Kode	M-115
Fungsi	Melarutkan soda ash (Na ₂ CO ₃)
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Pengelasan	Double welded butt joint
Bahan Konstruksi	Stainless Steel tipe 316. Grade M (SA-



	240)
Kapasitas	6.79 ton/jam
P design	23.23 psi
Diameter dalam tangki	48.984 inch
Diameter luar tangki	54.000 inch
Tinggi liquid dalam silinder	81.545 inch
Tinggi liquid dalam tangki	91.454 inch
Tinggi silinder	97.967 inch
Tinggi tutup atas	10.097 inch
Tinggi tutup bawah	10.097 inch
Pengaduk	
Type	Flat six blade turbine with disk
Jumlah	1 buah
Power	5 HP
Diameter pengaduk	0.373 m
Panjang pengaduk	0.093 m
Lebar pengaduk	0.075 m
Jarak dari dasar	0.415 m
Kecepatan putaran	90 rpm

Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Pompa dari Mixer (M-113) ke Reaktor (R-110)	Pompa dari Tangki Penampung (F-214) ke Tangki Netralisasi (R-216)
Kode	L-114	L-115
Fungsi	Memompa bahan dari mixer (M-113) ke Reaktor (R-110)	Memompa bahan dari tangki penampung (F-214) ke tangki netralisasi (R-216)



Jumlah	1 buah	1 buah
Tipe	Centrifugal pump	Centrifugal pump
Bahan	Stainless steel 304	Stainless steel 304
Kapasitas	35500 kg/jam	5037.87 kg/jam
Diameter pipa	10 in IPS sch. 40	2 in IPS sch. 40
Panjang pipa	13 m	32.558 m
Head pompa	23.604 lbf.ft/lbm	26.344 lbf.ft/lbm
Effisiensi pompa	65 %	40 %
Effisiensi motor	82 %	80 %
Power Pompa	5 HP	1 HP

Tabel 5.6 Spesifikasi Reaktor (R-110)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Reaktor
Kode	R-110
Fungsi	Mereaksikan pengotor-pengotor yang ada di dalam feed dengan penambahan BaSO_4 , Na_2CO_3 , dan NaOH
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Pengelasan	Double welded butt joint
Bahan Konstruksi	Stainless Steel tipe 316. Grade M (SA-240)
Kapasitas	278.72 ton/jam
P design	30.511 psi
Diameter dalam tangki	230.353 inch
Diameter luar tangki	240.000 inch
Tinggi liquid dalam silinder	383.477 inch
Tinggi liquid dalam tangki	435.590 inch
Tinggi silinder	460.705 inch
Tinggi tutup atas	52.425 inch



Tinggi tutup bawah	52.425 inch
Tinggi tangki	565.556 inch
Tebal silinder	3/8 inch
Tebal tutup atas	1/3 inch
Tebal tutup bawah	1/3 inch
Pengaduk	
Type	Flat six blade turbine with disk
Jumlah	1 buah
Power	550 HP
Diameter pengaduk	1.755 m
Panjang pengaduk	0.439 m
Lebar pengaduk	0.351 m
Jarak dari dasar	1.950 m
Kecepatan putaran	90 rpm

Tabel 5.7 Spesifikasi Tangki Flokulator (M-212)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Flokulator
Kode	M-212
Fungsi	Mengendapkan padatan dengan penambahan flokulan
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Pengelasan	Double welded butt joint
Bahan Konstruksi	Stainless Steel tipe 316. Grade M (SA-240)
Kapasitas	278.730 ton/jam
P design	24.382 psi
Diameter dalam tangki	134.712 inch
Diameter luar tangki	138.000 inch
Tinggi liquid dalam silinder	224.261 inch
Tinggi liquid dalam	251.210 inch



Bab V Spesifikasi Peralatan

tangki	
Tinggi silinder	269.425 inch
Tinggi tutup atas	27.199 inch
Tinggi tutup bawah	27.199 inch
Tinggi tangki	323.822 inch
Tebal silinder	1/4 inch
Tebal tutup atas	1/4 inch
Tebal tutup bawah	1/4 inch
Pengaduk	
Type	Flat six blade turbine with disk
Jumlah	1 buah
Power	35 HP
Diameter pengaduk	1.027 m
Panjang pengaduk	0.257 m
Lebar pengaduk	0.205 m
Jarak dari dasar	1.141 m
Kecepatan putaran	90 rpm

Tabel 5.8 Spesifikasi Clarifier (H-213)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Clarifier
Kode	H-213
Fungsi	Tempat terjadinya pemisahan antara larutan brine dengan berbagai macam impurities yang membentuk flok
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical 120 ⁰
Bahan Konstruksi	Stainless Steel. tipe 316. grade M (SA-240)
Pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas	278.730 ton/jam
Jumlah	1 buah
P design	30.56 psi



Diameter dalam tangki	230.761 inch
Diameter luar tangki	240.000 inch
Tinggi liquid dalam silinder	384.695 inch
Tinggi liquid dalam tangki	453.977 inch
Tinggi silinder	461.522 inch
Tinggi tutup atas	52.582 inch
Tinggi tutup bawah	52.582 inch
Tinggi tangki	583.386 inch
Tebal silinder	3/8 inch
Tebal tutup atas	1/3 inch
Tebal tutup bawah	5/8 inch

Tabel 5.9 Spesifikasi Tangki Penampung I (F-214)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Penampung I
Kode	F-214
Fungsi	Menampung larutan brine hasil clarifier
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	Stainless Steel. tipe 316. grade M (SA-240)
Pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas	277.947 ton/jam
Jumlah	1 buah
P design	30.422 psi
Diameter dalam tangki	230.139 inch
Diameter luar tangki	240.000 inch
Tinggi liquid dalam silinder	383.122 inch
Tinggi liquid dalam tangki	435.152 inch
Tinggi silinder	460.278 inch



Tinggi tutup atas	52.343 inch
Tinggi tutup bawah	52.343 inch
Tinggi tangki	564.965 inch
Tebal silinder	3/8 inch
Tebal tutup atas	1/3 inch
Tebal tutup bawah	1/3 inch

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Pompa dari Reaktor (R-110) ke Flokulator (M-212)	Pompa dari Tangki Penampung I (F-214) ke Tangki Netralisasi (R-216)
Kode	L-211	L-215
Fungsi	Memompa bahan dari reaktor (R-110) ke Flokulator (M-212)	Memompa bahan dari tangki penampung I (F-214) ke tangki netralisasi (R-216)
Jumlah	1 buah	1 buah
Tipe	Centrifugal pump	Centrifugal pump
Bahan	Stainless steel 304	Stainless steel 304
Kapasitas	296322.77 kg/jam	293976.7 kg/jam
Diameter pipa	12 in IPS sch. 40	12 in IPS sch. 40
Panjang pipa	16.026 m	18.228 m
Head pompa	8.270 lbf.ft/lbm	8.361 lbf.ft/lbm
Effisiensi pompa	72 %	60 %
Effisiensi motor	84 %	85 %
Power Pompa	5 HP	10 HP

Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Netralisasi (R-216)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Netralisasi
Kode	R-216
Fungsi	Menetralisir NaOH yang berlebih pada



	larutan brine dengan HCl
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Pengelasan	Double welded butt joint
Bahan Konstruksi	Stainless Steel tipe 316. Grade M (SA-240)
Kapasitas	272.516 ton/jam
P design	29.651 psi
Diameter dalam tangki	5.933 inch
Diameter luar tangki	12.000 inch
Tinggi liquid dalam silinder	363.006 inch
Tinggi liquid dalam tangki	365.976 inch
Tinggi silinder	467.204 inch
Tinggi tutup atas	3.158 inch
Tinggi tutup bawah	3.158 inch
Tinggi tangki	473.520 inch
Tebal silinder	1/5 inch
Tebal tutup atas	1/5 inch
Tebal tutup bawah	1/5 inch
Pengaduk	
Type	Flat six blade turbine with disk
Jumlah	1 buah
Power	550 HP
Diameter pengaduk	1.780 m
Panjang pengaduk	0.445 m
Lebar pengaduk	0.356 m
Jarak dari dasar	1.978 m
Kecepatan putaran	90 rpm



Tabel 5.12 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Pompa dari Tangki Netralisasi (R-216) ke Tangki Penampung II (F-218)	Pompa dari Tangki Penampung II (F-218) ke Evaporator Effect I (V-210A)
Kode	L-217	L-219
Fungsi	Memompa bahan dari tangki netralisasi (R-216) ke Tangki Penampung II (F-218)	Memompa bahan dari tangki penampung II (F-218) ke evaporator effect I (V-210A)
Jumlah	1 buah	1 buah
Tipe	Centrifugal pump	Centrifugal pump
Bahan	Stainless steel 304	Stainless steel 304
Kapasitas	288230.9 kg/jam	288230.9 kg/jam
Diameter pipa	12 in IPS sch. 40	12 in IPS sch. 40
Panjang pipa	18.075 m	35.447 m
Head pompa	19.476 lbf.ft/lbm	94.920 lbf.ft/lbm
Effisiensi pompa	70 %	70 %
Effisiensi motor	87 %	88 %
Power Pompa	15 HP	50 HP

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Penampung II (F-218)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Penampung II
Kode	F-218
Fungsi	Menampung larutan brine hasil netralisasi
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	Stainless Steel. tipe 316. grade M (SA-240)



Pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas	272.506 ton/jam
Jumlah	1 buah
P design	30.326 psi
Diameter dalam tangki	228.627 inch
Diameter luar tangki	228.000 inch
Tinggi liquid dalam silinder	380.605 inch
Tinggi liquid dalam tangki	431.719 inch
Tinggi silinder	457.255 inch
Tinggi tutup atas	51.427 inch
Tinggi tutup bawah	51.427 inch
Tinggi tangki	560.108 inch
Tebal silinder	3/8 inch
Tebal tutup atas	1/3 inch
Tebal tutup bawah	1/3 inch

Tabel 5.14 Spesifikasi Evaporator (V-210)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Evaporator
Kode	V-210
Fungsi	Menguapkan air pada larutan NaCl hingga jenuh
Type	Vertical long tube evaporator
Bahan Konstruksi	Stainless Steel. tipe 316. grade M (SA-240)
Pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas	288.23 ton/jam
Jumlah	2 buah
Bagian bawah	
Luas perpindahan panas	571.127 m ²
Ukuran tube	1500 in BWG 18. 33 ft
Banyak tube	1215 buah



Ukuran pitch	1.880 in
Tinggi shell	10.867 m
Diameter shell	1.829 m
Tebal shell	0.006 m
Tebal tutup bawah	0.006 m
Bagian atas	
Tinggi drum	11.83 m
Diameter drum	6.096 m
Tebal silinder	0.011 m
Tebal tutup atas dan bawah	0.010 m

Tabel 5.15 Spesifikasi Vacuum Pan Crystallizer (V-220)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Vacuum Pan Crystallizer
Kode	V-220
Fungsi	a. Pemanasan lebih lanjut sehingga didapat larutan brine lewat jenuh b. Membentuk kristal-kristal garam
Bagian Shell	
Diameter vacuum pan	4.3 m
Diameter Cernterwall	4.3 m
Tinggi Vacuum pan	10.3 m
Tebal Shell	1/5 in
Tebal tutup	1/4 in
Tube Calandria	
Ukuran	6 in sch 40 standart IPS
OD	6.6 in
ID	6.1 in
Panjang tube	16 ft
Jumlah tube	770 buah
Tinggi vacuum pan	5.9 m
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 203 grade C
Jumlah	1 buah

**Tabel 5.16** Spesifikasi Barometric Condensor (E-311)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-311
Fungsi	Mengkondensasikan uap dari vacuum pan crystallizer
Tipe	Barometric condenser
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 grade B
Kapasitas	30932.5 kg/jam
Luas penampang	52.585 ft ²
Diameter condensor	102 inch
Jumlah air pendingin	224921 kg air pendingin/jam
Kevacuman maksimum	30.7 inHg
Diameter kolom barometric	1.013 ft
Batas keamanan	1.5 ft
Tinggi kolom barometric	24 ft
Jumlah	1 buah

Tabel 5.17 Spesifikasi Jet Ejector (G-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-312
Fungsi	Menarik gas – gas yang tidak terkondensasi pada barometric kondensor
Tipe	Single stage steam jet ejector
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 283 Grade C
Kebutuhan steam	804252.60 kg/jam
Jumlah	1 buah

Tabel 5.18 Spesifikasi Hot Well (F-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Hot Well
Kode	F-313
Fungsi	Menampung kondensat
Kapasitas	804252.6 kg/jam



Panjang	53.891 ft
Lebar	26.946 ft
Tinggi	26.946 ft
Bahan Konstruksi	Beton
Jumlah	1 buah

Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Kristalisasi (F-218)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Penampung Kristalisasi
Kode	F-315
Fungsi	Menampung hasil proses kristalisasi
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	Stainless Steel. tipe 316. grade M (SA-240)
Kapasitas	38.042 ton/jam
Jumlah	1 buah
Tebal tangki	0.010 psi
Tinggi tangki	5.398 inch
Diameter tangki	2.877 inch

Tabel 5.20 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Pompa dari Tangki Penampung III (F-315) ke Centrifuge (H-317)
Kode	L-316
Fungsi	Memompa bahan dari tangki penampung III (F-315) ke centrifuge (H-317)
Jumlah	1 buah
Tipe	Reciprocating
Bahan	Stainless steel 304
Kapasitas	47494.39 kg/jam
Diameter pipa	4 in IPS sch. 40
Panjang pipa	17 m
Head pompa	18.546 lbf.ft/lbm
Effisiensi pompa	43 %



Effisiensi motor	83 %
Power Pompa	5 HP

Tabel 5.21 Spesifikasi Centrifuge (H-317)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Centrifuge
Kode	H-317
Fungsi	Memisahkan kristal garam dengan pelarutnya
Jenis	Centrifuge type disk
Rate Volumetrik feed	681.90 m ³ /jam
Diameter Bowl	0.61 m
Diameter Disk	0.495 m
Jumlah Disk	144 buah
Kecepatan Putar	4000 rpm
Settling Velocity	0.30 m/s
Power Motor	7.5 HP
Jumlah	1 buah

Tabel 5.22 Spesifikasi Blower (G-321)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-321
Fungsi	Menghembuskan udara ke furnace
Tipe	Centrifugal
Kapasitas	2.21 kg/s
Power	350 HP
Jumlah	1 buah

Tabel 5.23 Spesifikasi Cyclone (H-323)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Cyclone
Kode	H-323
Fungsi	Menangkap padatan yang terikat dengan udara panas dari rotary dryer
Kecepatan feed masuk	20 m/menit



Dimensi Cyclone	Bc	1.3 m
	Dc	5.2 m
	De	2.6 m
	Hc	2.6 m
	Lc	10.4 m
	Sc	0.6 m
	Zc	10.4 m
Jumlah	Jc	1.3 m
Jumlah		1 buah

Tabel 5.24 Spesifikasi Screw Conveyor

Spesifikasi	Screw Conveyor (J-319)	Screw Conveyor (J-324)
Kode	J-319	J-324
Fungsi	Memindahkan bahan dari centrifuge ke rotary dryer	Memindahkan bahan dari rotary dryer ke bucket elevator
Jumlah	1 buah	1 buah
Tipe	Plain spoutes or chutes	Plain Spoutes or chutes
Kapasitas	529 cuft/jam	31240.604 kg/jam
Panjang	50 ft	15 ft
Diameter	9 in	0.75 ft
Kecepatan putar	55 rpm	62 rpm
Power	1 HP	5 HP

Tabel 5.25 Spesifikasi Rotary Dryer (B-310)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Rotary Dryer
Kode	B-310
Fungsi	Mengeringkan kristal garam dengan udara panas
Inside Diameter	1.015 m



Dryer	
Outside Diameter Dryer	1.017 m \approx 4 ft (1.219 m)
Kapasitas	32119.86 kg/jam
Panjang Dryer	8.098 m \approx 28 ft (8.5344 m)
Kecepatan Putar Dryer	14.775 m
Waktu Tinggal	16.356 m
Jumlah Flight	4 buah
Tinggi Flight	0.1 m
Tebal Flight	0.006 m
Power	134.782 kW
Jumlah	1 buah

Tabel 5.26 Spesifikasi Bucket Elevator (J-326)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-326
Fungsi	Memindahkan bahan dari screw conveyor (J-325) ke crusher (C-327)
Ukuran	8 in x 5 in x 5 ½ in
Bucket Spacing	14 in
Kapasitas	27 ton/jam
Tinggi Elevator	60 m
Ukuran feed (max)	1 in
Bucket Speed	225 m/min
Lebar belt	9 in
Power total	4 HP
Alat pembantu	Hooper chute (pengumpan)
Putaran head shaft	43 rpm
Jumlah	1 buah



Tabel 5.27 Spesifikasi Crusher (C-326)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	C-326
Fungsi	Menghaluskan kristal garam hingga ukuran 100 mesh
Tipe	Cone Crusher
Discharge Setting	0.3 in
Kapasitas	31.56 ton/jam
Kecepatan	575rpm
Power motor	30 HP
Bahan	Carbon steel
Jumlah	1 buah

Tabel 5.28 Spesifikasi Screen (H-327)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-327
Fungsi	Memisahkan kristal garam menjadi ukuran 100 mesh
Kapasitas	35.067 ton/jam
Tipe	High Speed Vibrating Screen
Ukuran	50 mesh
Luas total	2.98 ft ²

Tabel 5.29 Spesifikasi Tangki Produk (F-320)

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Produk
Kode	F-320
Fungsi	Menampung produk dengan kemurnian 99.98 %
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dished head dan bagian bawah konis 120 ⁰
Bahan Konstruksi	Stainless Steel. tipe 316. grade M (SA-240)
Kapasitas	31.561 ton/jam



Tebal Tangki	0.013 m
Tinggi Tangki	3.870 m
Diameter Tangki	2.261 m
Jumlah	1 buah



Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB VI UTILITAS

Dalam suatu industri, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik Garam Industri ini antara lain:

1. Air

Air pabrik Garam Industri dari garam rakyat dengan proses vacuum pan ini digunakan sebagai air pendingin, air sanitasi, dan air proses.

2. Steam

Steam dalam pabrik digunakan sebagai pemanasan (menaikkan suhu).

3. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses serta untuk penerangan.

4. Bahan bakar

Bahan bakar digunakan untuk bahan bakar boiler.

VI.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air di Pabrik garam industri disuplai dari air sungai yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan Air agar layak pakai dan air sisa proses. Air sungai tersebut digunakan sebagai air proses, air pendingin, dan air sanitasi. Pengairan pada pabrik didapatkan dari sungai Kalianget, Sumenep. Air sungai Kalianget perlu disaring terlebih dahulu untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang berukuran makro maupun mikro sebelum masuk ke bak penampungan. Selanjutnya air sungai dimasukkan dalam bak penampung. Air di dalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai dengan keperluan pemakainya. Selain itu, untuk kebutuhan di unit utilitas juga menggunakan air bersih yang didapatkan dari hasil proses.



VI.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Pada umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

- a. Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Tidak berbau
 - Kelarutan $<1 \text{ mg SiO}_3/\text{lt}$
- b. Syarat kimia :
 - pH berkisar antara 6,5 – 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
 - Tidak mengandung zat-zat beracun
 - Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg
- c. Syarat Biologi :
 - Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

Tabel 6.1 Standar Air Minum

KANDUNGAN	BATASAN YANG DIIZINKAN
Bakteri <i>E. Coli</i>	0 jumlah per 100 ml sampel
Total zat padat terlarut (TDS)	500 mg/l
Kekeruhan	5 NTU
Timbal	0,01 mg/l
Nitrit (NO_2^-)	3 mg/l
Nitrat (NO_3^-)	50 mg/l
Sianida	0,07 mg/l
Aluminium	0,2 mg/l
Besi	0,3 mg/l
Kesadahan	500 mg/l
Khlorida	250 mg/l



Mangan	0,4 mg/l
pH	6,5 – 8,5
Seng	3 mg/l
Sulfat	250 mg/l

(Permenkes RI, 2010)

VI.1.2 Air Proses

Air proses adalah air yang dipakai sebagai bahan baku dan bahan pembantu proses pabrik garam industri. Beberapa hal yang harus diperhatikan untuk air proses adalah :

- Alkalinitas
- pH berkisar antara 6,5-8,5
- Kekeruhan
- Kesadahan
- Warna
- Air yang digunakan tidak mengandung Fe dan Mn

VI.1.3 Air Pendingin

Fungsi air pendingin adalah mendinginkan mesin – mesin dan peralatan lainnya seperti bantalan proses turbin pompa, palung pendingin, dan turbin. Air pendingin diperoleh dari air sungai yang telah mengalami proses penyaringan dan pengendapan, menggunakan sand filter atau pasir / kerikil sebagai medianya, lalu ditampung pada bak penampung. Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor- faktor sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dijernihkan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur dingin
- Tidak terdekomposisi

Syarat air pendingin tidak boleh mengandung :



- Turbidity kurang dari 50 ppm SiO₂
- Hardness, memberikan kecenderungan membentuk kerak pada alat-alat proses.
- pH antara 7,5-8,5
- Kadar Fe < 5 ppm, menyebabkan korosi pada alat.
- Kadar H₂S < 5 ppm
- Kadar Mg < 0,5 ppm
- Silika
- Menyebabkan pembentukan kerak.
- Minyak, menyebabkan terganggunya film corosion pada inhibitor, menurunkan heat transfer dan memicu pertumbuhan mikroorganisme.

Mengingat kebutuhan air pendingin cukup besar, maka perlu digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air yang diambil dari sungai dengan memakai cooling water.

VI.1.3 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler adalah :

1. Zat-zat penyebab korosi
Korosi di dalam ketel disebabkan karena air pengisi mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida, H₂, atau NH₃. Oksigen dan CO₂ masuk dalam air karena aerasi maupun kontak terjadi dalam atmosfer.
2. Zat penyebab "scale foaming"
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan foam (busa) pada boiler, karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :



- pH = 8,5 – 9,5
- Hardness = 1 ppm sebagai CaCO_3
- O_2 terlarut = 0,02 ppm
- CO_2 terlarut = 25 ppm
- Fe^{3+} = 0,05 ppm
- Ca^{2+} = 0,01 ppm
- SiO_2 = 0,1 ppm
- Cl_2 = 4,2 ppm

Setelah dari unit pengolahan, air ini digunakan sebagai air umpan boiler, yang terlebih dahulu dilakukan pelunakan air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang dapat menyebabkan pembentukan kerak. Kerak akan menghalangi proses perpindahan panas sehingga menyebabkan over-heating yang memusat dan dapat menyebabkan pecahnya pipa.

VI.2 Proses Pengolahan Air

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya:

1. Pengolahan secara fisika

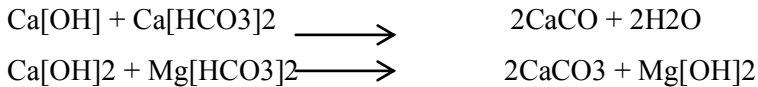
Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara mengendapkan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya disaring untuk mengurangi kotoran seperti sampah, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak skimming, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara overflow dari skimming dialirkan ke bak koagulator dan flokulator.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan dan flokulan. Pada bak koagulator dan flokulator dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) dan pengadukan lambat (4-8 rpm). Dalam bak koagulator ditambahkan bahan kimia yaitu $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ /tawas yang bertujuan untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan menjadi lebih



cepat. Setelah terbentuk gumpalan-gumpalan, air dialirkan ke dalam bak flokulator serta ditambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai. Tujuan pengadukan lambat disini adalah untuk membantu memperbesar flok – flok sehingga menjadi berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat.



Dari bak flokulator secara overflow air dialirkan ke bak sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada bak sedimentasi kemudian air secara overflow masuk pada bak penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan secara overflow dialirkan ke dalam sand filter untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem pressure. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCl})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya. Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa

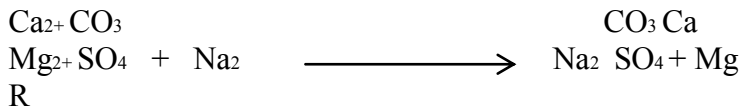


menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa. Pada atmospheric cooling tower berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah digunakan dan akan disirkulasi.

3. Pelunakan Air Untuk Mengurangi Kesadahan

Ion exchanger terdiri dari kation dan anion exchanger. Pada kation exchanger, ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^{+} dari resin kation $[RNa_2]$, sedangkan pada anion exchanger ion negatif seperti Cl^{-} diikat oleh resin basa kuat $[ROH]$. Reaksi yang terjadi pada reaksi demineralisasi yaitu :

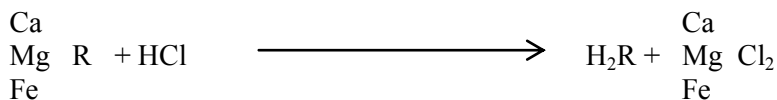
o Kation exchanger



Resin akan jenuh setelah bekerja selama 36 jam yang ditunjukkan dengan kenaikan konduktivitas anion, penurunan FMA [*free mineral acid*], kenaikan pH, total hardness lebih besar dari 0.

Untuk efektifitas operasi, unit ini juga dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin, yaitu dengan menambahkan larutan HCl ke dalam kation exchanger dan larutan NaOH untuk anion exchanger. Regenerasi yang terjadi yaitu :

Kation exchanger, dengan menggunakan HCl 5%



VI.3 Kebutuhan Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. Pada pabrik garam industri ini steam



mempunyai peranan yang sangat penting, steam yang digunakan adalah saturated steam. Steam digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari:

- Turbin, dengan fluida penggerakannya berupa air.
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin dan solar.

Pada pabrik asam asetat ini, steam yang digunakan adalah steam jenuh (saturated steam) dengan suhu 148°C dan tekanan 4,5 bar (*Ulrich, 1984*). Kebutuhan steam untuk pabrik garam industri adalah sebagai berikut :

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Evaporator (V-210)	395.848,44
2.	Heater (E-322)	662,67
3.	Steam Ejector (G-312)	474.286,75
Total		870.793,86

VI.4 Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik DME ini ada 2, yaitu minyak IDO (Industrial Diesel Oil) dan solar. Jika minyak IDO tidak mencukupi untuk bahan bakar diesel dan boiler maka digunakan bahan bakar solar. Minyak IDO dipompakan ke boiler dengan menggunakan gear pump, dimana kebutuhan untuk minyak IDO sebesar 2000-3000 liter/hari yang diperoleh dari Pertamina.

VI.5 Kebutuhan Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik ini disupplay oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sewaktu - waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing - masing ruangan atau halaman di sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik garam industri diperoleh dari PLN PJU Sumenep dengan daya 900 MW.



VI.6 Perhitungan Kebutuhan Air

VI.6.1 Air Sanitasi

Menurut Metcalf et.al (1991) kebutuhan air domestic untuk tiap orang adalah 40-100 liter per hari. Untuk keperluan sanitasi dibutuhkan $0,1 \text{ m}^3/\text{hari}$ untuk tiap karyawan.

(Diambil 100 liter per hari)

$$\begin{aligned}\text{Untuk 300 orang karyawan} &= 300 \times 0,1 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 30 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1.250 \text{ liter/jam} \\ &= 30.000 \text{ liter/hari}\end{aligned}$$

Asumsi kebutuhan air sanitasi pada laboratorium dan lain-lain sekitar 50% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

$$\begin{aligned}\text{Maka} &= 0,5 \times 1.250 \text{ liter/jam} \\ &= 625 \text{ liter/jam} \\ &= 15.000 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi, kebutuhan air sanitasi keseluruhan adalah} \\ &= 1.250 + 625 \text{ (liter/jam)} \\ &= 1.875 \text{ liter/jam} \\ &= 45.000 \text{ liter/hari} \\ &= 45 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

VI.6.2 Air Proses

Dari appendix A neraca massa, kebutuhan air proses pada pabrik ini meliputi:

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Mixer (M-113)	531.827,04
2.	Mixer Na_2CO_3 (M-115)	2.165,57
Total		533.992,61

Menghitung kebutuhan air proses:

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} \text{ pada suhu } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Maka total kebutuhan air proses} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} \\ &= \frac{533.992,61}{995,68}\end{aligned}$$



$$= 536,309 \text{ m}^3/\text{hari}$$

VI.6.3 Air Pendingin

Dari appendix B, kebutuhan air pendingin pada pabrik ini meliputi:

No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Mixer (M-113)	53.308,97
2.	Reaktor (R-110)	386.565,4
3.	Baromatic Condensor (G-311)	30.937,3
Total		467.294,07

Menghitung kebutuhan air pendingin:

$$\rho \text{ H}_2\text{O pada suhu } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka total kebutuhan air pendingin} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho \text{ H}_2\text{O}} \\ &= \frac{467.294,07}{995,68} \\ &= 469,322 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka dilakukan *recycle* air pendingin. Diasumsikan 90% dari total kebutuhan air pendingin kembali ke cooling tower. Air pendingin yang di-*recycle* :

$$\begin{aligned} &= 90\% \times 469,322 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 422,39 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Jadi, kebutuhan air pendingin yang diambil dari air sungai sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin :

$$\begin{aligned} &= 10\% \times 1.510,253 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 46,93 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

VI.6.4 Air Umpan Boiler

Air yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan

Dari appendix B neraca panas, kebutuhan steam pada pabrik ini meliputi:



No.	Nama peralatan	Kebutuhan Air (kg/hari)
1.	Evaporator (V-210)	519.544,78
2.	Heater (E-322)	662,67
3.	Steam Ejector (G-312)	474.286,75
Total		994.494,2

Menghitung kebutuhan air boiler:

ρ steam pada suhu $148^{\circ}\text{C} = 0,525 \text{ kg/m}^3$ (*Geankoplis, 2003*)

$$\begin{aligned}\text{Maka total kebutuhan air pendingin} &= \frac{\text{massa } H_2O}{\rho H_2O} \\ &= \frac{994.494,2}{995,68} \\ &= 998,81 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Air boiler yang di-*recycle* sejumlah 80% dari kebutuhan boiler:

$$= 0,8 \times 998,81 \text{ m}^3/\text{hari} = 799,048 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air boiler yang diambil dari air sungai sebesar

20% dari kebutuhan total air boiler :

$$= 0,2 \times 998,81 \text{ m}^3/\text{hari} = 199,762 \text{ m}^3/\text{hari}$$

• Total awal kebutuhan air:

= air sanitasi + air proses + air pendingin + air umpan boiler

$$= (45 + 536,309 + 469,322 + 998,81) \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 2.049,441 \text{ m}^3/\text{hari}$$

• Total air yang di-*recycle*:

- Air Pendingin : $90\% \times$ total air pendingin = $422,39 \text{ m}^3/\text{hari}$

- Air boiler : $80\% \times$ total air boiler = $799,048 \text{ m}^3/\text{hari}$

Total air yang di-*recycle* = $(422,39 + 799,048) \text{ m}^3/\text{hari}$

$$= 1.221,438 \text{ m}^3/\text{hari}$$

• Make up Water:

- Air Pendingin : $10\% \times$ total air pendingin = $46,93 \text{ m}^3/\text{hari}$

- Air boiler : $20\% \times$ total air boiler = $174,914 \text{ m}^3/\text{hari}$

Total air yang sungai yang di dibutuhkan

$$= (46,93 + 174,914) \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 221,844 \text{ m}^3/\text{hari}$$



Keseluruhan air yang dibutuhkan (diambil dari sungai):

- Air sanitasi = 45 m³/hari
- Air pendingin = 46,93 m³/hari
- Air boiler = 174,914 m³/hari
- Air proses = 536,309 m³/hari

TOTAL = 803,153 m³/hari

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja adalah segala upaya atau pemikiran yang ditujukan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya. Pada pabrik minyak ikan lemuru menggunakan proses *wet rendering* ini, kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari dan menimbulkan terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan.

Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja ditinjau dari berbagai pendekatan, antara lain :

- Pendekatan kemanusiaan
Berupaya mencegah terjadinya penderitaan bagi tenaga kerja dan ikut serta menciptakan terwujudnya kesejahteraan hidup.
- Pendekatan ekonomis
Berupaya meningkatkan keuntungan dengan menghindari kerugian bagi tenaga kerja dan perusahaan.
- Pendekatan sosial
Berupaya menghindari kerugian bagi masyarakat baik langsung maupun tidak langsung.

Menurut UU No.1 Th. 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

- Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
- Melindungi sumber – sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
- Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.
- Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung



jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi, tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

VII.1.1. Sebab- Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Secara umum, terjadinya kecelakaan disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut:

1. Lingkungan Fisik
Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Kecelakaan terjadi akibat dari:
 - Kesalahan perencanaan.
 - Aus atau rusaknya peralatan.
 - Kesalahan pada waktu pembelian.
 - Terjadinya ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
 - Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.
 - Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, lambat, bising dan salah penerangan.
2. Manusia
Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) dapat terjadi akibat beberapa hal, yang antara lain adalah sebagai berikut:



- Kurangnya pengetahuan dan ketrampilan karyawan.
 - Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
3. Sistem Manajemen
- Kecelakaan yang disebabkan karena sistem manajemen, dapat terjadi akibat beberapa hal di bawah ini, yaitu:
- Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja.
 - Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi.
 - Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya.
 - Kurangnya penerapan prosedur yang baik.
 - Tidak adanya inspeksi peralatan.

VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Garam Industri

Kesehatan dan keselamatan kerja pada pabrik garam industry merupakan usaha untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di lokasi pabrik garam industri, yaitu dengan diperhatikannya tindakan pencegahan terhadap tiga faktor utama penyebab kecelakaan tersebut, diantaranya:

1 Lingkungan Fisik

Cara menanggulangi bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

1. Bahaya dalam proses *plant*
Dalam design proses harus diperhatikan *flammable* dan *Explosive*, desain peralatan harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang akan diolah maupun produk yang dihasilkan.
2. Bahaya Kebocoran
Kebocoran yang terjadi terutama pada sambungan pipa. Perpipaan diletakkan di atas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang dibawah tanah, maka harus dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak



tertentu untuk mencegah adanya bakteri yang dapat masuk ke dalam bahan baku, sehingga menurunkan kualitas dan kuantitas produk. Dan juga susunan *valve* dan perpipaan yang baik sangat membantu keselamatan kerja.

3. Bahaya *Thermis*

Peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi harus diberi isolasi, untuk menghindari terjadinya kecelakaan dan menghindari kehilangan panas yang dibutuhkan alat tersebut. Untuk menghindari suhu ruangan yang terlalu tinggi maka perlu adanya ventilasi udara yang cukup pada ruangan tersebut, sebab bila suhu ruangan tinggi akan menimbulkan kondisi cepat lelah para pekerja dan dapat menurunkan efisiensi kerja.

4. Bahaya Kebakaran

Terjadinya kebakaran dapat disebabkan oleh:

- Kemungkinan nyala terbuka dari unit utilitas, laboratorium, dan lain-lain.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak.

Untuk mengatasi kemungkinan tersebut dilakukan :

- Melarang kegiatan merokok di daerah yang mudah terbakar
- Menempatkan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada daerah rawan kebakaran.
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi yang ada.

2. Manusia/Karyawan

Bahaya yang diakibatkan oleh manusia/karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Pada waktu *maintenance* ataupun pada waktu *shut down* para pekerja harus menggunakan alat pelindung diri, seperti helm, sarung tangan, masker dan lain sebagainya disesuaikan dengan kebutuhan.



2. Memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja.
3. Pemberian pengarahan, training *Fire Fighting Brigade* (FFB) yang dilakukan 1 kali dalam seminggu untuk menangani bila sewaktu – waktu terjadi kebakaran dan bahan baku petunjuk keselamatan kerja tentang diri sendiri, bahan kimia dan lain-lain.
4. Memberikan dan mengawasi kelengkapan alat pelindung diri karyawan sebelum memasuki lokasi pabrik.
5. Adanya poliklinik mempunyai sarana yang dapat memadai dalam memberikan pertolongan darurat. Selain itu setiap karyawan harus memahami cara memberikan pertolongan pertama bila ada kecelakaan.

VII.2.1 Yang Harus Diperhatikan Dalam Keselamatan Dan Kesehatan Kaerja

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam keselamatan dan kesehatan kerja pada pabrik sirup glukosa ini adalah sebagai berikut :

1. Bahaya dalam proses pabrik
 - Eksplosifitas desain peralatan untuk hal ini harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang diolah seperti pada pemakaian HCl pada reaksi yang ada, gas hydrogen bertekanan yang mudah terbakar.
 - Mechanical, bahaya yang ditambahkan pada alat-alat yang bergerak dan penempatan dari alat-alat bangunannya.
2. Plant layout

Dalam penyusunan layout tata letak masalah keselamatan kerja harus diperhatikan, pembagian plant serta penempatan tata letak yang benar dalam setiap unit tidak hanya membantu efisiensi kerja dan pemeliharaannya tetapi juga diperhatikan safety penyebab penyebaran api dan adanya ledakan.
3. Utilitas

Pembangkit dan pembagian utilitas dalam suatu pabrik



mempunyai fungsi yang sangat penting. Fasilitas ini harus diletakkan agak jauh tetapi praktis dalam suatu unit operasi. Terutama sekali pada daerah-daerah yang menghasilkan gas atau bahan yang mudah meledak.

4. Bangunan

Faktor keselamatan kerja, disini penting sekali terutama antara bangunan dan peralatan operasi dari suatu proses harus diatur dan mempunyai jarak yang cukup sehingga kemungkinan bahaya yang timbul bisa dicegah misalnya kebakaran.

5. Mechanical Design dan Safety

Untuk konstruksi yang aman semua mechanical design harus sesuai dengan metode yang berlaku serta memperhatikan faktor keselamatan dan kesehatan kerja.

6. Pelistrikan

- Dipasang alat operasi jarak jauh (remote shut down) dari alat-alat operasi starter yang dipasang ditempat.
- Perawatan yang baik terhadap peralatan atau kabel-kabel.
- Diberikan peringatan pada daerah-daerah sumber tegangan listrik.
- Menutup daerah yang bertegangan listrik tinggi.

7. Anti pemadam api

Alat pemadaman api atau kebakaran pada suatu pabrik merupakan suatu alat yang sangat perlu dan harus disediakan pada setiap unit pabrik. Karena pentingnya air sebagai pemadam, maka distribusi air sangatlah penting. Cara lain untuk memadamkan api dengan cepat adalah dengan menggunakan foam atau gas inert seperti CO₂.

8. Sistem Alarm Pabrik

Semua sistem alarm harus dipasang pada pabrik, serta alat pengaman untuk karyawan supaya semua personel karyawan mengetahui dan segera bersiap dan menindak lanjuti kalau ada kebakaran atau bahaya lainnya.



VII.3 Alat – Alat Pelindung Diri

Untuk melindungi para karyawan dari bahaya kecelakaan kerja pihak perusahaan semestinya juga menyediakan alat – alat pelindung diri yang cukup. Untuk pabrik Sorbitol ini dibutuhkan alat – alat pelindung diri, diantaranya :

- a. **Alat Pelindung Kepala**
Yaitu : Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras.
Diberikan kepada semua karyawan yang berada pada area unit produksi (saat terjun ke lapangan).
- b. **Alat Pelindung Mata**
Yaitu : Welding mask atau welding glasses, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan berfungsi untuk pencegahan awal jika ada partikel – partikel berbahaya akibat dari proses.
- c. **Alat Pelindung Telinga**
Yaitu : Ear plug (dapat menahan suara sampai 39dB) dan ear muff (sampai 41 Db)
Diberikan kepada karyawan operator peralatan (mesin) terutama yang berkecepatan putar tinggi.
- d. **Alat Perlindungan Pernafasan**
Yaitu : Cartridge respirator (berupa full face mask dan half mask), berfungsi untuk melindungi pernafasan dari udara yang terkontaminasi dengan kadar toksisitas rendah sampai sedang
Digunakan oleh karyawan yang menangani tangki penyimpanan HCl.
- e. **Alat Pelindung Tangan**
Yaitu : Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis chrom (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda panas)
Diberikan kepada karyawan operating unit, power station,



- serta karyawan yang menangani maintenance.
- f. Alat pelindung Kaki
Yaitu : Sepatu pengaman (safety shoes), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa dan terlindung dari lumpur dari hasil samping
Diberikan pada semua karyawan saat berada di area plan terutama yang menangani bagian, tangki penyimpan, limbah & hasil samping serta produksi.
- g. Tali atau Sabuk Pengaman
Yaitu : berfungsi untuk mengamankan tubuh pekerja atau karyawan pada saat kontrol di tower – tower atau tangki yang tinggi dan perlu penanganan yang khusus demi mempermudahnya
Diberikan pada karyawan bagian operator kontrol.

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*).

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

- a. Penunjuk (*indicator*)
Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.
- b. Pengirim (*Transmitter*)
Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal *recorder*, *indicator* atau alarm.
- c. Pencatat (*Recorder*)
Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik. Biasanya hasil pencatatan *recorder* ini terlukis dalam bentuk kurva diatas kertas.
- d. Pengatur (*Controller*)
Controller adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang



diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

e. Katup pengatur (*Control valves*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

- *Sensitivity*
- *Readability*.
- *Accuracy*
- *Precision*
- Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan peralatan instrumentasi pada kondisi proses.
- Faktor – faktor ekonomi

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

1. Pengatur suhu :

a. *Temperature Indicator* (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer , termokopel

b. *Temperatur Controller* (TC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

2. Pengaturan Tekanan (*pressure*)

a. *Pressure Indicator* (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat



- dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut.
Jenis *pressure* indikator antara lain : *pressure gauge*
- b. *Pressure Controller* (PC)
Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
3. Pengatur aliran (flow)
 - a. *Flow Controller* (FC)
Fungsi : Menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis *flow controller* yaitu *Control valve*
 4. Pengaturan tinggi permukaan (“level”) :
 - a. *Level indicator* (LI)
Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu cairan.
 - b. *Level Indicator Control* (LIC)
Sebagai alat penunjukkan untuk mengetahui ketinggian operasi dan untuk mengendalikan atau mengatur level operasi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik Garam Industri

Berikut ini macam-macam instrumentasi yang digunakan di pabrik garam industri:

Tabel 8.1 Instrumentasi dalam Pabrik Garam Industri

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
Mixer (M-113)	- Flowrate Controller - Temperature Controller	- Untuk mengontrol aliran air proses yang masuk ke Mixer - Untuk mengontrol suhu air pendingin pada jacket Mixer
Mixer Na ₂ CO ₃ (M-115)	- Flowrate Controller	- Untuk mengontrol aliran air proses



	- Temperature Controller	yang masuk ke Mixer - Untuk mengontrol suhu air pendingin pada jacket Mixer
Reaktor (R-110)	- Level Controller - Temperature Controller	- Untuk mengatur ketinggian brine tetap dalam reaktor tetap terjaga - Untuk mengontrol suhu air pendingin pada jacket reactor - Untuk mengontrol suhu fluida pada reactor
Flokulator (M-212)	- Concentration Controller	- Untuk mengontrol konsentrasi brine dalam flokulator
Tangki Netralisasi (R-216)	- Concentration Controller	- Untuk mengontrol konsentrasi brine dalam flokulator
Evaporator (V-210)	- Temperature Controller - Flowrate Controller - Level Controller - Concentration	- Untuk mengatur suhu dalam evaporator - Untuk mengatur flowrate feed dan steam yang masuk evaporator - Untuk mengatur ketinggian fluida pada reactor, agar massa yang keluar dan yang masuk tetap dalam keadaan steady state



	Controller	
		- Untuk mengatur konsentrasi bahan yang keluar evaporator
Vacuum Pan (V-220)	- Temperature Controller - Pressure Controller	- Untuk mengatur suhu dalam Vacuum Pan - Untuk mengontrol tekanan dalam Vacuum Pan agar sesuai dengan kondisi operator
Rotary Dryer (B-310)	- Temperature Controller - Concentration Controller	- Untuk mengatur suhu udara panas yang masuk dan keluar Rotary Dryer - Mengatur konsentrasi bahan keluar rotary dryer
Heat Exchanger (E-322)	- Temperature Controller	- Untuk mengontrol temperatur steam



Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

IX.1 Pengolahan Limbah Industri Kimia

Proses pembuatan sodium chloride (NaCl) akan menghasilkan limbah berupa limbah padat dan cair. Limbah-limbah yang dihasilkan, mayoritas berasal dari proses filtrasi pada tahap *pre treatment* bahan baku. Limbah-limbah tersebut akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah untuk dilakukan tahap pengolahan agar limbah dapat dimanfaatkan kembali dan dapat mencapai baku mutu yang ditentukan untuk dibuang kembali ke lingkungan.

IX.2 Penanganan Limbah Pabrik Garam Industri

Rincian limbah-limbah hasil proses produksi adalah sebagai berikut:

- **Limbah Cair**

Limbah cair adalah *waste liquid* yang dihasilkan selama proses produksi sodium chloride (NaCl) berlangsung. *Waste liquid* berupa air pendingin dari jacket pendingin pada Mixer dan Reaktor akan diproses ke *Cooling Tower Water Return*, sedangkan kondensat dari *Barometric Condensor*, *Steam Ejector*, *Evaporator*, dan *Crystallizer* dari *Heat Exchanger* akan dengan rinciannya adalah sebagai berikut:

Jaket Pendingin Mixer (M-113 dan M-115)

Komponen	Massa (kg/hari)
Air Pendingin (H ₂ O)	66.304,94
Total	66.304,94

Jaket Pendingin Reaktor (R-110)

Komponen	Massa (kg/hari)
Air Pendingin (H ₂ O)	386.565,40
Total	386.565,40



Baromatic Condensor (G-311)

Komponen	Massa (kg/hari)
Air Pendingin (H ₂ O)	1.282.100,56
Total	1.282.100,56

Steam Evaporator (V-210)

Komponen	Massa (kg/hari)
Steam Condensat	519.544,78
Total	519.544,78

Steam Heater (E-322)

Komponen	Massa (kg/hari)
Steam Condensat	662,62
Total	662,62

Steam Ejector (G-312)

Komponen	Massa (kg/hari)
Steam Condensat	474.286,75
Total	474.286,75

Pengolahan limbah cair dilakukan dengan cara filtrasi, yaitu penghilangan komponen-komponen padat maupun tersuspensi yang terbawa oleh air pendingin atau steam condensate. Total limbah cair yang dihasilkan saat proses produksi adalah sebesar 2.151.558,59 kg/hari. Air yang diperoleh dari hasil treatment masing-masing sumber limbah akan dimanfaatkan kembali untuk memenuhi kebutuhan sistem utilitas, yaitu sebagai air umpan Boiler sebesar untuk menghasilkan kebutuhan steam sebesar 647.829,74 kg/hari, sebagai air umpan untuk Cooling Tower untuk menghasilkan kebutuhan air pendingin sebesar 1.503.728,85 kg/hari, dan sebagai air proses untuk memenuhi kebutuhan utilitas lainnya.

**Limbah Padat**

Limbah padat yang dihasilkan selama proses produksi sodium chloride (NaCl) berlangsung adalah waste produk berbentuk cake dihasilkan dari proses filtrasi pada Clarifier, dan Cyclone. Rinciannya adalah sebagai berikut:

Clarifier (H-213)

Komponen	Massa (kg/hari)
NaCl	641,42
NaOH	1,42
H ₂ O	10.845,73
BaSO ₄	3003,80
CaCO ₃	693,70
Mg(OH) ₂	1027,82
Impurities	936,15
Flokulan	1,74
Total	17.151,79

Cyclone (H-323)

Komponen	Massa (kg/hari)
NaCl	6,31
H ₂ O	552,80
Total	559,11

Limbah padat yang dihasilkan berbentuk sludge, yang akan diolah dengan memisahkan lumpur aktif dan air filtratnya dengan clarifier agar sesuai dengan baku mutu dan diijinkan untuk dikembalikan ke lingkungan.



Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi	= 250000 ton/tahun = 757577 kg/hari = 31566 kg/jam
Waktu Operasi	= 330 hari/tahun (24jam/hari)
Satuan Massa	= kg
Basis	= 1 jam

Untuk memenuhi kebutuhan kapasitas produk, maka dibutuhkan bahan baku garam rakyat sebesar 36426 kg/jam.

Data komposisi garam rakyat yang dipakai :

Komponen	% Berat
NaCl	80.12
CaSO ₄	2.59
MgCl ₂	3.07
MgSO ₄	1.96
Impurities	2.57
H ₂ O	9.69

(Sulistyaningsih,2010)

Berdasarkan data komposisi bahan baku di atas, maka perhitungan untuk berat setiap komponen bahan baku, sebagai berikut:

- **NaCl**

$$\text{Berat NaCl} = \frac{80.12}{100} \times 36426 = 29184.67\text{kg}$$

- **CaSO₄**

$$\text{Berat CaSO}_4 = \frac{2.59}{100} \times 36426 = 943.44\text{kg}$$

- **MgCl₂**

$$\text{Berat MgCl}_2 = \frac{3.07}{100} \times 36246 = 1118.28\text{kg}$$

- **MgSO₄**

$$\text{Berat MgSO}_4 = \frac{1.96}{100} \times 36246 = 713.95\text{kg}$$

- **Impurities**

$$\text{Berat Impurities} = \frac{2.57}{100} \times 36246 = 936.15\text{kg}$$

- **H₂O**

$$\text{Berat H}_2\text{O} = \frac{9.69}{100} \times 36246 = 3529.70\text{kg}$$

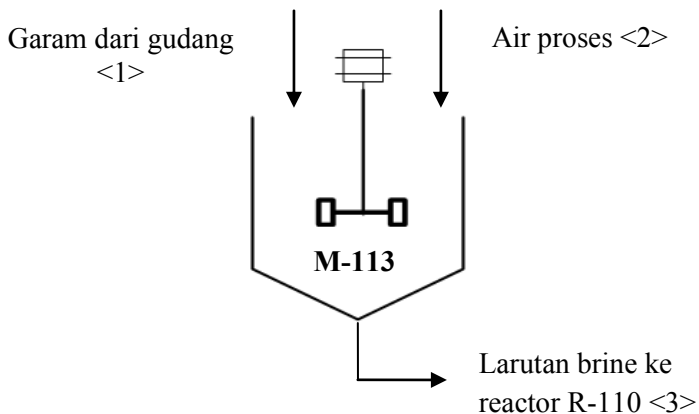
Komposisi bahan baku garam rakyat sebagai *raw material*:

Komponen	% Berat	Berat (kg)
NaCl	80.12	29184.67
CaSO ₄	2.59	943.44
MgCl ₂	3.07	1118.28
MgSO ₄	1.96	713.95
Impurities	2.57	936.15
H ₂ O	9.69	3529.70
Total	100	36426

1. MIXER (M-113)

Fungsi : melarutkan garam rakyat dengan penambahan air proses

Kondisi Operasi :
- Tekanan Operasi = 1 atm
- Suhu Operasi = 30°C



Komponen masuk Mixer (M-113):

Komponen	% Berat	Berat (kg)
NaCl	80.12	29184.67
CaSO ₄	2.59	943.44
MgCl ₂	3.07	1118.28
MgSO ₄	1.96	713.95
Impurities	2.57	936.15
H ₂ O	9.69	3529.70
Total	100	36426

Data kelarutan komponen bahan baku dalam air :

Komponen	% Berat	Berat (kg)	Kelarutan (kg/100 kg H ₂ O)
NaCl	80.12	29184.67	36.3
CaSO ₄	2.59	943.44	0.209
MgCl ₂	3.07	1118.28	56.59
MgSO ₄	1.96	713.95	45.3
Impurities	2.57	936.15	tidak larut
H ₂ O	9.69	3529.70	-
Total	100	36426	

(Data kelarutan pada suhu 30⁰C dari Perry 7ed, tabel 2-120)

Keterangan:

1. Impurities tidak dihitung kebutuhan airnya karena dianggap berupa padatan yang tidak larut dalam air.

Berdasarkan data kelarutan komponen bahan baku diatas, maka perhitungan kebutuhan air proses yang ditambahkan dalam mixer M-113, sebagai berikut:

- **NaCl**

Berat NaCl sebesar 29184.67 kg

Berat air proses yang ditambahkan untuk melarutkan NaCl =

$$\frac{100}{36.3} \times 29184.67 = 80398.54 \text{ kg}$$

- **CaSO₄**

Berat CaSO₄ sebesar 943.44 kg

Berat air proses yang ditambahkan untuk melarutkan CaSO₄ =

$$\frac{100}{0.209} \times 943.44 = 45140602 \text{ kg}$$

- **MgCl₂**

Berat MgCl₂ sebesar 1118.28 kg

Berat air proses yang ditambahkan untuk melarutkan MgCl₂ =

$$\frac{100}{56.59} \times 1118.28 = 1976.12 \text{ kg}$$

- **MgSO₄**

Berat MgSO₄ sebesar 713.95 kg

Berat air proses yang ditambahkan untuk melarutkan MgSO₄ =

$$\frac{100}{45.3} \times 713.95 = 1576.06 \text{ kg}$$

Jumlah air proses yang dibutuhkan untuk melarutkan seluruh komponen = $80398.54 + 451406.02 + 1976.12 = 535356.74$ kg

Karena H₂O yang terdapat dalam feed sebesar 3529.7 kg, maka kebutuhan air proses yang ditambahkan sebanyak $535356.74 - 3529.7 = 531827.04$ kg

Neraca Massa			
Bahan Masuk Dari Gudang Garam Rakyat		Bahan Keluar Ke Reaktor (R-110)	
Aliran <1> (kg/jam)		Aliran <3> (kg/jam)	
NaCl	29184.67	NaCl	29184.67
CaSO ₄	943.44	CaSO ₄	943.44
MgCl ₂	1118.28	MgCl ₂	1118.28
MgSO ₄	713.95	MgSO ₄	713.95
Impurities	936.15	Impurities	936.15
H ₂ O	3529.70	H ₂ O	535356.74
Aliran <2> (kg/jam)			
Air proses dari utilitas			
H ₂ O	531827.04		
Total	568253.24	Total	568253.24

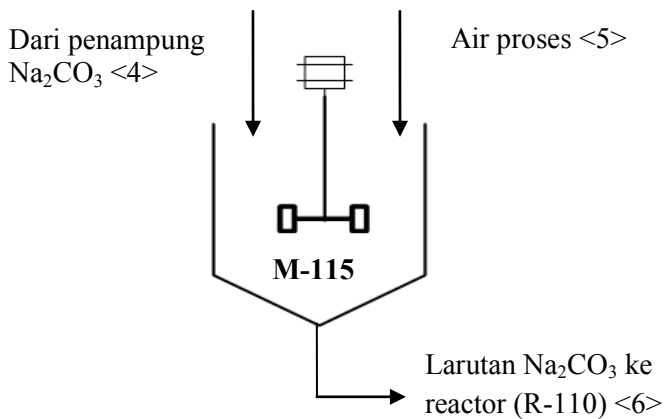
Komponen keluar Mixer (M-113):

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	29184.67	5.14
CaSO ₄	943.44	0.17
MgCl ₂	1118.28	0.20
MgSO ₄	713.95	0.13
Impurities	936.15	0.16
H ₂ O	535356.74	94.21
Total	568253.24	100

2. MIXER Na₂CO₃ (M-115)

Fungsi : Melarutkan Na₂CO₃ dengan penambahan air

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C

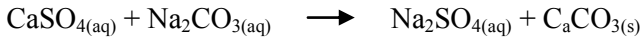


Komposisi Soda Ash:

Komponen	% Berat
Na ₂ CO ₃	99.8
NaCl	0.08
Na ₂ SO ₄	0.10
H ₂ O	0.02
Total	100

(Data komposisi Soda Ash dari OCI Chemical Corp)

Berat Na₂CO₃ dihitung berdasarkan kebutuhan Na₂CO₃ yang terdapat pada reaksi I dalam Reaktor (R-110), yakni:



-Berat Molekul CaSO₄ = 136

-Berat Molekul Na₂CO₃ = 106

Sehingga jumlah mol CaSO₄ dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Mol CaSO}_4 &= \frac{\text{berat CaSO}_4}{\text{Berat Molekul CaSO}_4} \\ &= \frac{943.44\text{kg}}{136} \\ &= 6.94 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Menurut *Kauffman (1968)*, reaksi antara CaSO₄ dengan Na₂CO₃ merupakan reaksi sempurna, sehingga masing-masing komponen memiliki jumlah mol yang sesuai dengan koefisiennya.

	CaSO _{4(aq)}	+ Na ₂ CO _{3(aq)}	→	Na ₂ SO _{4(aq)}	+ CaCO _{3(s)}
m	6.94	6.94	-	-	-
r	6.94	6.94	6.94	6.94	6.94
s	-	-	6.94	-	6.94

maka berdasarkan stoikiometri diatas, berat Na_2CO_3 yang dibutuhkan

$$= \text{mol Na}_2\text{CO}_3 \times \text{berat molekul Na}_2\text{CO}_3$$

$$= 6.94 \times 106$$

$$= 735.33 \text{ kg}$$

Setelah berat Na_2CO_3 yang dibutuhkan telah diketahui, perhitungan berat komponen lain dalam soda ash dapat dilakukan, seperti berikut:

- Berat NaCl $= \frac{0.08}{99.8} \times 735.33 = 0.59 \text{ kg}$
- Berat Na_2SO_4 $= \frac{0.10}{99.8} \times 735.33 = 0.74 \text{ kg}$
- Berat H_2O $= \frac{0.02}{99.8} \times 735.33 = 0.15 \text{ kg}$

Komponen masuk Mixer Na_2CO_3 (M-115):

Komponen	% Berat	Berat (kg)
Na_2CO_3	99.8	735.33
NaCl	0.08	0.59
Na_2SO_4	0.10	0.74
H_2O	0.02	0.15
Total	100	736.80

Data kelarutan Na_2CO_3 dalam air:

Komponen	Kelarutan (kg/100 kg H_2O)
Na_2CO_3	34
NaCl	36.30
Na_2SO_4	54
H_2O	-

(Data kelarutan pada suhu 30°C dari Perry 7ed, tabel 2-120)

Dari data kelarutan Na_2CO_3 dalam air diatas, dapat dihitung kebutuhan air proses yang ditambahkan, yakni:

- Berat H_2O yang dibutuhkan untuk melarutkan Na_2CO_3 =

$$\frac{100}{34} \times 735.33 = 2162.73 \text{ kg}$$

- Berat H_2O yang dibutuhkan untuk melarutkan NaCl =

$$\frac{100}{36.30} \times 0.59 = 1.62 \text{ kg}$$

- Berat H_2O yang dibutuhkan untuk melarutkan Na_2SO_4 =

$$\frac{100}{54} \times 0.74 = 1.36 \text{ kg}$$

Total berat air proses yang dibutuhkan untuk melarutkan komponen Na_2CO_3 , NaCl , dan Na_2SO_4 = $2162.73 + 1.62 + 1.36$
= 2165.72 kg

Jumlah kebutuhan air proses yang ditambahkan = total berat air proses untuk melarutkan komponen - berat air dalam feed = $2165.72 - 0.15 = 2165.57$ kg

Neraca Massa			
Bahan Masuk Dari Penampung Na₂CO₃		Bahan Keluar Ke Reaktor (R-110)	
Aliran <4> (kg/jam)		Aliran <6> (kg/jam)	
Na ₂ CO ₃	735.33	Na ₂ CO ₃	735.33
NaCl	0.59	NaCl	0.59
Na ₂ SO ₄	0.74	Na ₂ SO ₄	0.74
H ₂ O	0.15	H ₂ O	2165.72
Aliran <5> (kg/jam)			
Air proses dari utilitas			
H ₂ O	2165.57		
Total	2902.37	Total	2902.37

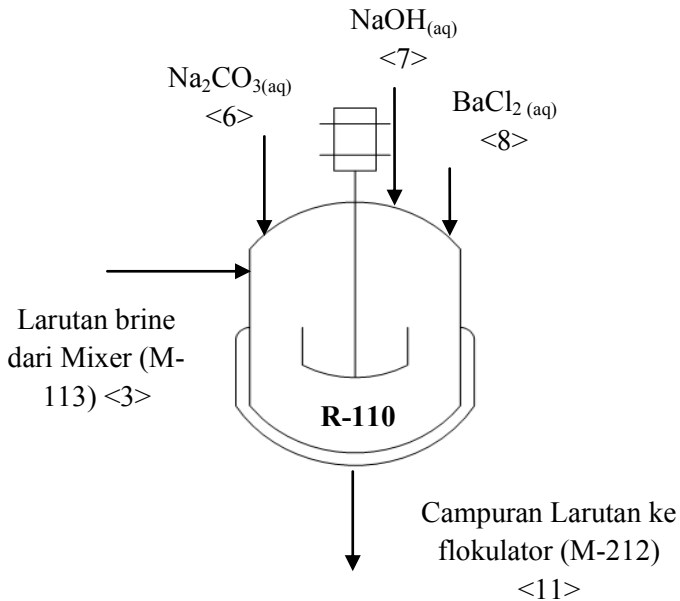
Komponen keluar mixer Na₂CO₃ (M-115):

Komponen	Berat (kg)	% Berat
Na ₂ CO ₃	735.33	25.34
NaCl	0.59	0.02
Na ₂ SO ₄	0.74	0.03
H ₂ O	2165.72	74.62
Total	2902.37	100

3. REAKTOR (R-110)

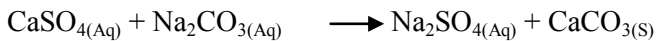
Fungsi : Mereaksikan komponen-komponen pengotor didalam larutan brine dengan NaOH, Na₂CO₃, dan BaCl₂ agar menghasilkan produk berupa suspensi padat.

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu operasi = 30°C
 - Waktu Tinggal = 1 jam

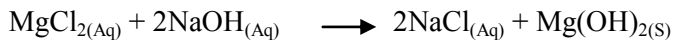


Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

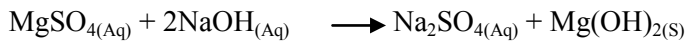
-Reaksi-1.



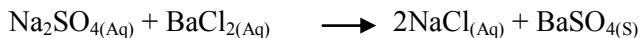
-Reaksi-2.



-Reaksi-3.



-Reaksi-4.



(Kauffman:200)

Komposisi Caustic Soda (PT. Asahimas Chemical)

Komponen	% Berat
NaOH	48
H ₂ O	52
Total	100

Komposisi Barium Chloride (Kauffman,1968)

Komponen	% Berat
BaCl ₂	60
H ₂ O	40
Total	100

Komposisi Asam Klorida (PT. Asahimas Chemical)

Komponen	% Berat
HCl	32
H ₂ O	68
Total	100

Tabel Data Berat Molekul

Komponen	Berat (kg)	% Berat	Berat Molekul
NaCl	29184.67	5.14	58.50
CaSO ₄	943.44	0.17	136
MgCl ₂	1118.28	0.20	95
MgSO ₄	713.95	0.13	120
Impurities	936.15	0.16	-
H ₂ O	535356.74	94.21	18
Total	568253.24	100	-

dari table data diatas maka, dapat diketahui mol masing-masing komponen dengan cara berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Mol NaCl} &= \frac{\text{massa NaCl}}{\text{BM NaCl}} \\
 &= \frac{29184.67}{58.50} \\
 &= 498.88 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CaSO}_4 &= \frac{\text{massa CaSO}_4}{\text{BM CaSO}_4} \\
 &= \frac{943.44}{136} \\
 &= 6.94 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol MgCl}_2 &= \frac{\text{massa MgCl}_2}{\text{BM MgCl}_2} \\ &= \frac{1118.28}{95} \\ &= 11.77 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol MgSO}_4 &= \frac{\text{massa MgSO}_4}{\text{BM MgSO}_4} \\ &= \frac{713.95}{120} \\ &= 5.95 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\ &= \frac{535356.74}{18} \\ &= 2974204 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen	Berat (kg)	Berat Molekul	Mol (Kmol)
NaCl	29184.67	58.50	498.88
CaSO ₄	943.44	136	6.94
MgCl ₂	1118.28	95	11.77
MgSO ₄	713.95	120	5.95
Impurities	936.15	-	-
H ₂ O	535356.74	18	29742.04
Total	568253.24	-	-

-Reaksi-1. Asumsi: Reaksi sempurna (*Kauffman,1968*)

$$\text{CaSO}_{4(\text{Aq})} + \text{Na}_2\text{CO}_{3(\text{Aq})} \longrightarrow \text{Na}_2\text{SO}_{4(\text{Aq})} + \text{CaCO}_{3(\text{S})}$$

m	6.94	6.94		
r	6.94	6.94	6.94	6.94
s	-	-	6.94	6.94

-Reaksi-2. Asumsi: Reaksi sempurna (*Kauffman,1968*)

$$\text{MgCl}_{2(\text{Aq})} + 2\text{NaOH}_{(\text{Aq})} \longrightarrow 2\text{NaCl}_{(\text{Aq})} + \text{Mg}(\text{OH})_{2(\text{S})}$$

m	11.77	23.54		
r	11.77	11.77	23.54	11.77
s	-	11.77	23.54	11.77

-Reaksi-3. Asumsi: Reaksi sempurna (*Kauffman,1968*)

$$\text{MgSO}_{4(\text{Aq})} + 2\text{NaOH}_{(\text{Aq})} \longrightarrow \text{Na}_2\text{SO}_{4(\text{Aq})} + \text{Mg}(\text{OH})_{2(\text{S})}$$

m	5.95	11.90	-	
r	5.95	5.95	5.95	5.95
s	-	5.95	5.95	5.95

*jumlah mol Na_2SO_4 dari reaksi 1 dan 3 = $6.94 + 5.95 = 12.89$ kmol

-Reaksi-4. Asumsi: Reaksi sempurna (*Kauffman,1968*)

$$\text{Na}_2\text{SO}_{4(\text{Aq})} + \text{BaCl}_{2(\text{Aq})} \longrightarrow 2\text{NaCl}_{(\text{Aq})} + \text{BaSO}_{4(\text{S})}$$

m	12.89	12.89		
r	12.89	12.89	25.78	12.89
s	-	-	25.78	12.89

Dari stoikiometri keempat reaksi yang terjadi dalam reactor diatas, maka dapat diketahui massa masing-masing komponen sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Massa BaSO}_4 &= \text{mol BaSO}_4 \times \text{BM BaSO}_4 \\ &= 12.89 \times 233 \\ &= 3003.80 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa CaCO}_3 &= \text{mol CaCO}_3 \times \text{BM CaCO}_3 \\ &= 6.94 \times 100 \\ &= 694 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Mg(OH)}_2 \text{ (reaksi II)} &= \text{mol Mg(OH)}_2 \times \text{BM Mg(OH)}_2 \\ &= 11.77 \times 58 \\ &= 682.74 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Mg(OH)}_2 \text{ (reaksi III)} &= \text{mol Mg(OH)}_2 \times \text{BM Mg(OH)}_2 \\ &= 5.95 \times 58 \\ &= 345.08 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{Total Mg(OH)}_2 = 682.74 + 345.08 = 1027.82 \text{ kg}$$

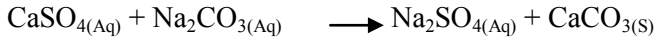
$$\begin{aligned}\text{Massa NaCl (reaksi II)} &= \text{mol NaCl} \times \text{BM NaCl} \\ &= 23.54 \times 58.5 \\ &= 1377.26 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa NaCl (reaksi IV)} &= \text{mol NaCl} \times \text{BM NaCl} \\ &= 25.78 \times 58.5 \\ &= 1508.35 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{Total NaCl} = 29184.67 + 1377.26 + 1508.35 + 0.59 = 32070.86 \text{ kg}$$

Menghitung kebutuhan Na_2CO_3

Reaksi I.



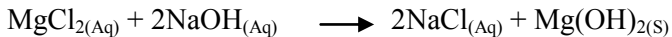
$$\begin{aligned} \text{Massa Na}_2\text{CO}_3 &= \frac{\text{koef Na}_2\text{CO}_3}{\text{koef CaSO}_4} \times \frac{\text{massa CaSO}_4}{\text{BM CaSO}_4} \times \text{BM Na}_2\text{CO}_3 \\ &= \frac{1}{1} \times \frac{943.44}{136} \times 106 \\ &= 735.33 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komposisi Na_2CO_3 yang masuk ke dalam reaktor dari Mixer Na_2CO_3 :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
Na_2CO_3	735.33	25.34
NaCl	0.59	0.02
Na_2SO_4	0.74	0.03
H_2O	2165.72	74.62
Total	2902.37	100

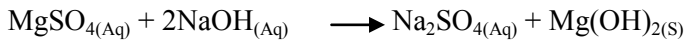
Menghitung kebutuhan NaOH

Reaksi II.



$$\begin{aligned} \text{Massa NaOH} &= \frac{\text{koef NaOH}}{\text{koef MgCl}_2} \times \frac{\text{massa MgCl}_2}{\text{BM MgCl}_2} \times \text{BM NaOH} \\ &= \frac{2}{1} \times \frac{1118.28}{95} \times 40 \\ &= 941.71 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi III.



$$\begin{aligned}\text{Massa NaOH} &= \frac{\text{koef NaOH}}{\text{koef MgSO}_4} \times \frac{\text{massa MgSO}_4}{\text{BM MgSO}_4} \times \text{BM NaOH} \\ &= \frac{2}{1} \times \frac{713.95}{120} \times 40 \\ &= 475.97 \text{ kg}\end{aligned}$$

Jumlah kebutuhan NaOH yang diperlukan = 941.71 + 475.97 = 1417.68 kg

Untuk menyempurnakan reaksi digunakan NaOH berlebih 5% (*Himmelblau:70*), maka

Berat NaOH berlebih = $(105/100) \times 1417.68 = 1488.57 \text{ kg}$

Berat NaOH sisa reaksi = $1488.57 - 1417.68 = 70.88 \text{ kg}$

Kadar NaOH yang masuk sebesar 48%, sehingga:

-Berat larutan NaOH 48% yang masuk =

$$1488.57 \times (100/48) = 3101.18 \text{ kg}$$

-Berat H₂O dalam larutan NaOH =

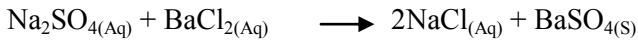
$$3101.18 - 1488.57 = 1612.61 \text{ kg}$$

Komposisi larutan NaOH yang masuk reaktor:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaOH	1488.57	48
H ₂ O	1612.61	52
Total	3101.18	100

Menghitung kebutuhan BaCl₂

Reaksi IV.



$$\begin{aligned}\text{Massa BaCl}_2 &= \frac{\text{koef BaCl}_2}{\text{koef Na}_2\text{SO}_4} \times \frac{\text{massa Na}_2\text{SO}_4}{\text{BM Na}_2\text{SO}_4} \times \text{BM BaCl}_2 \\ &= \frac{1}{1} \times \frac{1830.64}{142} \times 208 \\ &= 2681.50 \text{ kg}\end{aligned}$$

Kadar BaCl₂ yang masuk sebesar 60%, sehingga:

-Berat larutan BaCl₂ 60% yang masuk =

$$2681.50 \times (100/60) = 4469.17 \text{ kg}$$

-Berat H₂O dalam larutan BaCl₂ =

$$2681.50 \times (40/60) = 1787.67 \text{ kg}$$

Dari perhitungan diatas maka dapat ditentukan komposisi BaCl₂ yang masuk ke dalam reaktor, yakni:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
BaCl ₂	2681.50	60
H ₂ O	1787.67	40
Total	4469.17	100

NERACA MASSA			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Mixer (M-113) Aliran <3>		Ke Tangki Flokulator Aliran <11>	
NaCl	29184.67	NaCl	32070.86
CaSO ₄	943.44	BaSO ₄	3003.80
MgCl ₂	1118.28	NaOH	70.88
MgSO ₄	713.95	CaCO ₃	693.70
Impurities	936.15	Mg(OH) ₂	1027.82
H ₂ O	535356.74	Impurities	936.15
Dari Mixer (M-115) Aliran <6>		H ₂ O	540922.73
Na ₂ CO ₃	735.33		
NaCl	0.59		
Na ₂ SO ₄	0.74		
H ₂ O	2165.72		
Dari Storage Tank Aliran <7>			
NaOH	1488.57		
H ₂ O	1612.61		
Dari Storage Tank Aliran <8>			
BaCl ₂	2681.50		
H ₂ O	1787.67		
Total	578725.96	Total	578725.96

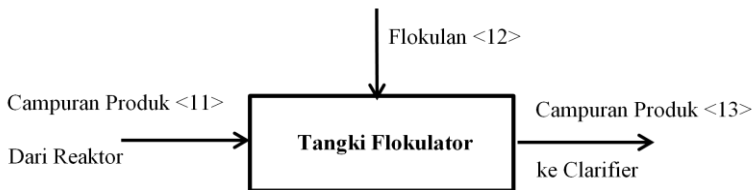
Komponen yang keluar reaktor (R-110):

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	32070.86	5.54
BaSO ₄	3003.80	0.52
NaOH	70.88	0.01
CaCO ₃	693.70	0.12
Mg(OH) ₂	1027.82	0.18
Impurities	936.15	0.16
H ₂ O	540922.73	93.47
Total	578725.96	100

4. Tangki Flokulator (M-212)

Fungsi : Mengendapkan padatan dengan penambahan flokulan

Kondisi Operasi : - Tekanan operasi : 1 atm
 - Suhu Operasi : 55°C



Komponen yang masuk Tangki Flokulator (M-212):

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	32070.86	5.54
BaSO ₄	3003.80	0.52
NaOH	70.88	0.01
CaCO ₃	693.70	0.12
Mg(OH) ₂	1027.82	0.18
Impurities	936.15	0.16
H ₂ O	540922.73	93.47
Total	578725.96	100

Untuk memperbesar butiran solid maka dosis optimum flokulan yang dibutuhkan sebesar 3 ppm dalam campuran (Hugot, 1986).

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan flokulan} &= 3 \text{ ppm} \times 578725.96 = 1736177.88 \text{ mg} \\ &= 1.74 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa			
Bahan Masuk Dari Reaktor (R-101)		Bahan Keluar Ke Clarifier (H-213)	
Aliran <11> (kg/jam)		Aliran <13> (kg/jam)	
NaCl	32070.86	NaCl	32070.86
BaSO ₄	3003.80	BaSO ₄	3003.80
NaOH	70.88	NaOH	70.88
CaCO ₃	693.70	CaCO ₃	693.70
Mg(OH) ₂	1027.82	Mg(OH) ₂	1027.82
Impurities	936.15	Impurities	936.15
H ₂ O	540922.73	H ₂ O	540922.73
Aliran <12> (kg/jam)		Flokulan	1.74
Flokulan			
Flokulan	1.74		
Total	578727.70	Total	578727.70

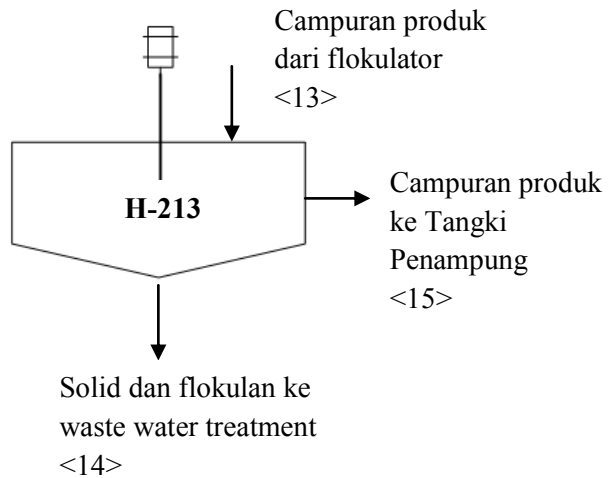
Komponen Keluar Tangki Flokulator (M-212):

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	32070.86	5.54
BaSO ₄	3003.80	0.52
NaOH	70.88	0.01
CaCO ₃	693.70	0.12
Mg(OH) ₂	1027.82	0.18
Impurities	936.15	0.16
H ₂ O	540922.73	93.47
Flokulan	1.74	0.00
Total	578727.70	100

5. Clarifier (H-213)

Fungsi : Memisahkan padatan pengotor dari larutan brine dengan proses sedimentasi

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
: - Suhu Operasi = 55°C



Komponen masuk Clarifier (H-213):

Komponen	Berat (kg)	% Berat
Liquid :		
NaCl	32070.86	5.54
NaOH	70.88	0.01
H ₂ O	540922.73	93.47
Solid :		
BaSO ₄	3003.80	0.52
CaCO ₃	693.70	0.12
Mg(OH) ₂	1027.82	0.18
Impurities	936.15	0.16
Flokulan	1.74	0.00
Total	578727.70	100

Clarifier akan memisahkan liquid dengan solid dengan proses pengendapan padatan. Semua padatan yang terkandung dalam feed akan dipisahkan dan fase liquid akan menuju ke proses selanjutnya.

Asumsi liquid terikat solid sebesar 2% (*Perry 6^{ed} : 19-64*)

$$\begin{aligned} \text{Berat dari fase liquid} &= 32070.86 + 70.88 + 540922.73 \\ &= 573064.48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Liquid terikat solid} &= 573064.48 \times 2\% \\ &= 11461.29 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Liquid keluar} &= \text{berat liquid} - \text{liquid terikat solid} \\ &= 573064.48 - 11461.29 \\ &= 561603 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka berat liquid keluar masing-masing komponen yaitu:

Komponen	Berat (kg)	% Berat	Liquid terikut solid (kg)	Liquid keluar (kg)
NaCl	32070.86	5.60	641.42	31429.45
NaOH	70.88	0.01	1.42	69.47
H ₂ O	540922.73	94.39	10818.45	530104.28
Total	573064.48	100	11461.29	561603.19

Partikel solid yang mengendap di dalam Clarifier dan keluar menuju Unit Pengolahan Limbah.

Solid keluar = Berat solid + liquid terikut solid

Slurry keluar clarifier terdiri dari:

Komponen	Solid	Liquid terikut solid	Slurry keluar
	(kg)	(kg)	(kg)
Liquid :			
NaCl		641.42	641.42
NaOH		1.42	1.42
H ₂ O		10818.45	10818.45
Solid :			
BaSO ₄	3003.80		3003.80
CaCO ₃	693.70		693.70
Mg(OH) ₂	1027.82		1027.82
Impurities	936.15		936.15
Flokulan	1.74		1.74
Total			17124.50

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Flokulator		Ke Waste Water Treatment	
Aliran <13>		Aliran <14>	
Liquid :		NaCl	641.42
NaCl	32070.86	NaOH	1.42
NaOH	70.88	H ₂ O	10818.45
H ₂ O	540922.73	BaSO ₄	3003.80
Solid :		CaCO ₃	693.70
BaSO ₄	3003.80	Mg(OH) ₂	1027.82
CaCO ₃	693.70	Impurities	936.15
Mg(OH) ₂	1027.82	Flokulan	1.74
Impurities	936.15	Ke Tangki Penampung I	
Flokulan	1.74	Aliran <15>	
		NaCl	31429.45
		NaOH	69.47
		H ₂ O	530104.28
Total	578727.70	Total	578727.70

Komponen yang keluar Clarifier (H-213):

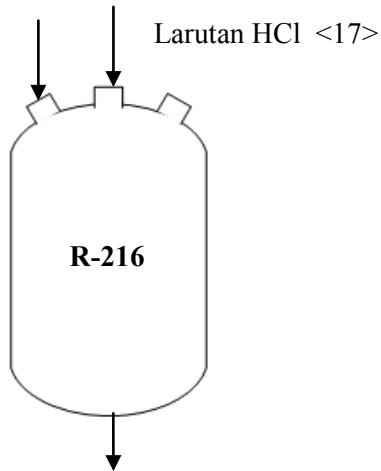
Komponen	Berat	% Berat
	(kg)	
NaCl	31429.45	5.60
NaOH	69.47	0.01
H ₂ O	530104.28	94.39
Total	578727.70	100

6. Tangki Netralisasi (R-216)

Fungsi : Menghilangkan NaOH dalam brine dengan cara mereaksikan dengan asam HCl.

Kondisi Operasi: - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 55°C

Campuran produk
dari tangki
penampung I
<16>



Larutan garam ke tangki
penampung II <18>

Komponen yang masuk ke Tangki Netralisasi (R-216):

Komponen	Berat	% Berat	BM
	(kg)		
NaCl	31429.45	5.60	58.5
NaOH	69.47	0.01	40
H ₂ O	530104.28	94.39	18
Total	578727.70	100	

Berdasarkan data diatas maka perhitungan mol untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

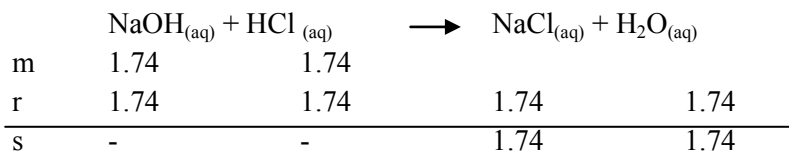
$$\begin{aligned} \text{Mol NaCl} &= \frac{\text{massa NaCl}}{\text{BM NaCl}} \\ &= \frac{31429.45}{58.50} \\ &= 537.26 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol NaOH} &= \frac{\text{massa NaOH}}{\text{BM NaOH}} \\ &= \frac{69.47}{40} \\ &= 1.74 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\ &= \frac{530104.28}{18} \\ &= 29450.24 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Komponen	Berat (kg)	% Berat	BM	Mol (kgmol)
NaCl	31429.45	5.60	58.5	537.26
NaOH	69.47	0.01	40	1.74
H ₂ O	530104.28	94.39	18	29450.24
Total	578727.70	100		29989.23

Reaksi:



$$\begin{aligned} \text{Massa NaCl} &= \text{mol NaCl} \times \text{BM NaCl} \\ &= 1.74 \times 58.5 \\ &= 101.59 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa total NaCl} &= \text{NaCl dalam feed} + \text{NaCl hasil reaksi} \\ &= 31429.45 + 101.59 \\ &= 31531.04 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl} &= \text{mol HCl} \times \text{BM HCl} \\ &= 1.74 \times 36.5 \\ &= 63.39 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komposisi HCl (*PT Asahimas Chemical*):

Komponen	% Berat
HCl	32
H ₂ O	68
Total	100

Kadar HCl yang masuk sebesar 32%, sehingga:

$$\text{Berat H}_2\text{O dalam larutan HCl} = (68/32) \times 63.39 = 134.70 \text{ kg}$$

Komposisi HCl yang masuk tangki netralisasi (R-216):

Komponen	Berat (kg/jam)	% Berat
HCl	63.39	32
H ₂ O	134.70	68
Total	198.09	100

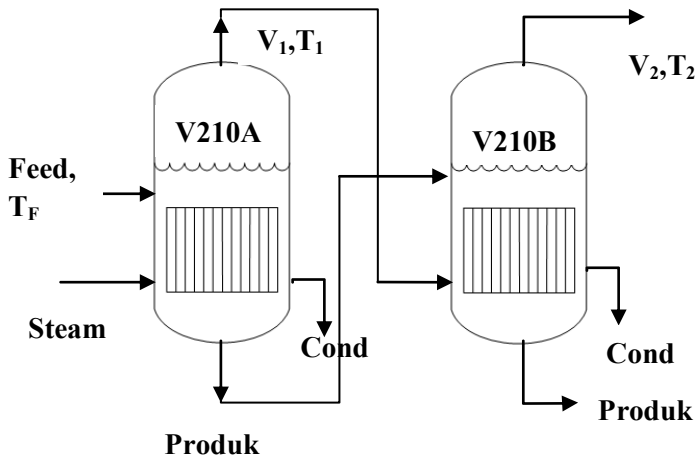
Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Penampung I		Ke Tangki Penampung II	
Aliran <16>		Aliran <18>	
NaCl	31429.45	NaCl	31531.04
NaOH	69.47	H ₂ O	530270.24
H ₂ O	530104.28		
Dari Storage Tank			
Aliran <17>			
HCl	63.39		
H ₂ O	134.70		
Total	561801.28	Total	561801.28

Komponen yang keluar Tangki Netralisasi:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	5.61
H ₂ O	530270.24	94.39
Total	561801.28	100

7. Double Effect Evaporator (V-210A dan V210B)

Fungsi : Untuk mengurangi kandungan air dalam larutan garam (brine) sehingga dapat meningkatkan konsentrasi NaCl di dalam brine agar lebih pekat.



Saturated brine tercapai jika konsentrasi NaCl sekitar 25-50% (Kauffman, 1968).

jadi dapat ditentukan konsentrasi larutan brine keluar (X_L) pada masing-masing effect sebesar :

Effect I = 0.19

Effect II = 0.50

Komposisi larutan garam yang masuk evaporator:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	5.61
H ₂ O	530270.24	94.39
Total	561801.28	100

Jika pada effect I ditentukan konsentrasi larutan brine keluar, $X_L = 0.19$, maka

Neraca Massa Effect I

$$F \cdot X_F = L \cdot X_L + V \cdot X_V$$

karena tidak ada garam yang ikut teruapkan maka $X_V = 0$ sehingga

$$\begin{aligned} L &= \frac{F \times X_F}{X_L} \\ &= \frac{561801.28 \times 0.0561}{0.19} \\ &= 165952.84 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$F = L + V$$

$$V = F - L$$

$$\begin{aligned} &= 561801.28 - 165952.84 \\ &= 395848.44 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Penampung II		Ke Evaporator Effect II	
Aliran <19>		Aliran <21>	
NaCl	31531.04	NaCl	31531.04
H ₂ O	530270.24	H ₂ O	134421.80
		Ke Evaporator Effect II	
		Aliran <20>	
		Uap Air :	
		H ₂ O	395848.44
Total	561801.28	Total	561801.28

Komponen larutan garam yang masuk ke evaporator effect II:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	19
H ₂ O	134421.80	81
Total	165952.84	100

Neraca Massa Effect II

Jika pada effect II telah ditentukan konsentrasi larutan brine keluar, $X_L = 0.50$, maka

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{F \times X_F}{X_L} \\
 &= \frac{165952.80 \times 0.19}{0.5} \\
 &= 63062.08 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$F = L + V$$

$$V = F - L$$

$$= 165952.80 - 63062.08$$

$$= 102890.76 \text{ kg}$$

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Evaporator Effect I		Ke Vacuum Pan	
Aliran <21>		Aliran <23>	
NaCl	31531.04	NaCl	31531.04
H ₂ O	134421.80	H ₂ O	31531.04
		Ke Vacuum Pan	
		Aliran <24>	
		Uap Air :	
		H ₂ O	102890.76
Total	165952.84	Total	165952.84

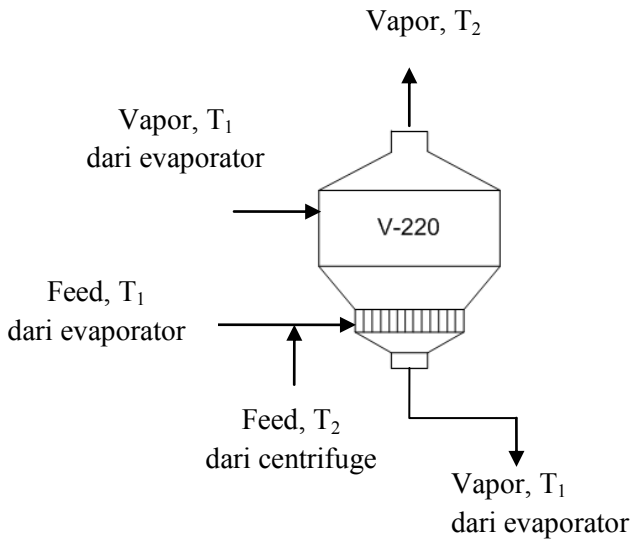
Komponen larutan garam yang keluar evaporator effect II :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	50
H ₂ O	31531.04	50
Total	63062.08	100

8. Vacuum Pan Crystallizer (V-220)

Fungsi : Pemanasan lebih lanjut sehingga didapat larutan brine dengan konsentrasi NaCl 75% serta membentuk kristal-kristal garam.

Kondisi operasi : - Tekanan Operasi = 0.7 atm
 - suhu Operasi = 90°C



Jenis crystallizer yang digunakan pada proses kristalisasi ini adalah Vacuum Pan Crystallizer. Crystallizer jenis ini adalah jenis crystallizer yang biasa dipakai di industri gula/garam.

Komponen masuk dari Evaporator:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	50
H ₂ O	31531.04	50
Total	63062.08	100

Komponen masuk dari Centrifuge :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	4095.24	0.27
H ₂ O	11281.65	0.73
Total	15376.89	1.00

$$F_1 \cdot X_{F1} + F_2 \cdot X_{F2} = L \cdot X_L + V \cdot X_V$$

karena tidak ada garam yang ikut teruapkan maka $X_V = 0$, sehingga

$$\begin{aligned} L &= \frac{(F_1 \times X_{F1} + F_2 \times X_{F2})}{X_L} \\ &= \frac{(63062.08 \times 0.5 + 15376.89 \times 0.27)}{0.75} \\ &= 47501.71 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$F = L + V$$

$$F_1 + F_2 = L + V$$

$$63062.08 + 15376.89 = 47501.71 + V$$

$$V = 30937.27 \text{ kg}$$

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Evaporator		Ke Tangki Penampung III	
Aliran <23>		Aliran <26>	
NaCl	31531.04	NaCl	35626.28
H ₂ O	31531.04	H ₂ O	11875.43
Dari Centrifuge		uap air :	
Aliran <30>		H ₂ O	30937.27
NaCl	4095.24		
H ₂ O	11281.65		
Total	78438.97	Total	78438.97

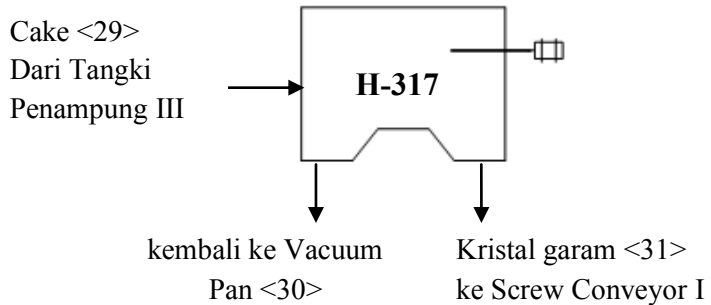
Komponen garam yang keluar vacuum pan :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	35626.28	75
H ₂ O	11875.43	25
Total	47501.71	100

9. Centrifuge (H-317)

Fungsi : Memisahkan kristal-kristal NaCl dengan cairan.

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C



Komponen larutan garam yang masuk centrifuge dari Tangki penampung III :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	35626.28	75
H ₂ O	11875.43	25
Total	47501.71	100

Tabel data kelarutan

Komponen	Berat (kg)	% Berat	Kelarutan (kg/100 kg H ₂ O)
NaCl	35620.79	75	36.3
H ₂ O	11873.60	25	-
Total	47494.39	100	

(Data kelarutan pada suhu 30°C dari Perry 7ed, tabel 3-1)

Berdasarkan table kelarutan diatas dapat diketahui kelarutan NaCl dalam air sebesar 36.3 kg/100 kg H₂O.

Untuk memisahkan kristal garam dari air, maka harus dipisahkan antara solid dan liquid dalam campuran. sehingga:

- H₂O yang diperlukan untuk melarutkan NaCl dalam air =

$$\frac{\text{Massa NaCl}}{\text{Kelarutan NaCl}} \times 100 = \frac{35626.28}{36.3} \times 100 = 98144.02 \text{kg air}$$

- Massa NaCl terlarut dalam air=

$$\text{kelarutan NaCl} \times \text{H}_2\text{O dalam Feed} = \frac{36.3}{100} \times 11875.43 = 4310.78 \text{kg}$$

- NaCl yang tidak terlarut dalam air =

$$\begin{aligned} \text{massa NaCl dalam feed} - \text{NaCl terlarut} &= 35626.28 - 4310.78 \\ &= 31315.50 \text{kg} \end{aligned}$$

Komponen	Berat	% Berat
	(kg)	
Liquid :		
NaCl	4310.78	9.08
H ₂ O	11875.43	25
Solid :		
NaCl	31315.50	65.93
Total	47501.71	100

Perhitungan Komponen Liquid

Asumsi liquid terikut solid = 5% (Perry bed; 19-87)

Massa NaCl dalam liquid = 4310.78 kg

NaCl dalam liquid terikut solid = 4310.78 x 5%

= 215.54 kg

Massa H₂O dalam liquid = 11875.43 kg

H₂O terikut solid = 11875.43 x 5%

= 593.77 kg

Liquid keluar = massa liquid - massa liquid terikut solid

Terdiri dari :

Komponen	Liquid (kg/jam)	Liquid terikut solid (kg/jam)	Liquid Keluar (kg/jam)
NaCl	4310.78	215.54	4095.24
H ₂ O	11875.43	593.77	11281.66

Perhitungan Komponen Solid

Solid Keluar = massa solid + massa liquid terikut solid

Komponen	Solid (kg/jam)	Liquid terikut solid (kg/jam)	Solid Keluar (kg/jam)
NaCl	31315.50	215.54	31531.04
H ₂ O	-	593.68	593.77

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Tangki Penampung III		ke Vacuum Pan	
Aliran <29>		Aliran <30>	
Liquid :		Liquid :	
NaCl	4310.78	NaCl	4095.24
H ₂ O	11875.43	H ₂ O	11281.66
Solid :		ke Screw Conveyor I	
NaCl	31315.50	Aliran <31>	
		Solid :	
		NaCl	31531.04
		H ₂ O	593.77
Total	47501.71	Total	47501.71

Komponen larutan garam yang keluar centrifuge kembali ke Vacuum Pan:

Komponen	Berat	% Berat
	(kg)	
NaCl	4095.24	26.63
H ₂ O	11281.66	73.37
Total	15376.90	100

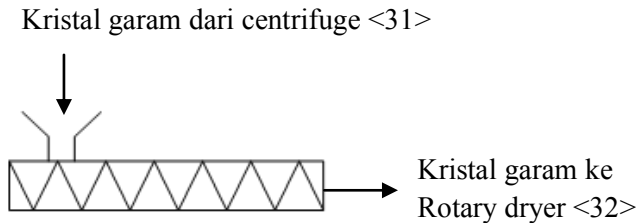
Komponen larutan garam yang keluar centrifuge menuju Screw Conveyor I :

Komponen	Berat (kg/jam)	% Berat
NaCl	31531.04	98.15
H ₂ O	593.77	1.85
Total	32124.81	100

10. Screw Conveyor I (J-319)

Fungsi : Mendistribusikan kristal NaCl menuju Rotary dryer

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C



J-319

Komponen larutan garam yang masuk screw conveyor I :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	98.15
H ₂ O	593.77	1.85
Total	32124.81	100

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Centrifuge		Ke Rotary Dryer	
Aliran <31>		Aliran <32>	
NaCl	31531.04	NaCl	31531.04
H ₂ O	593.77	H ₂ O	593.77
Total	32124.81	Total	32124.81

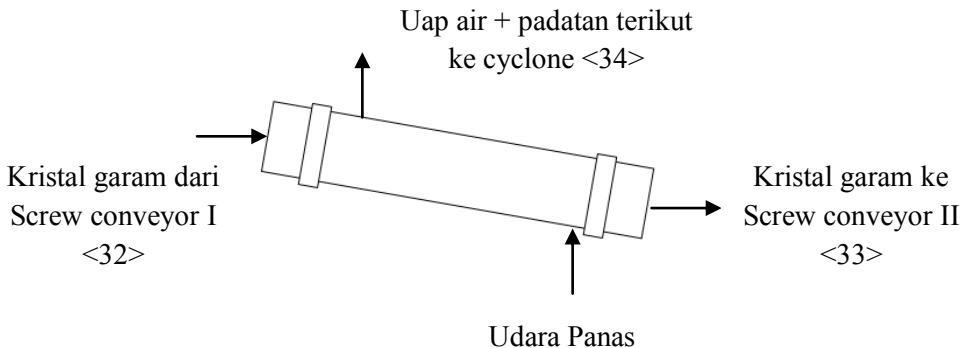
Komponen garam yang keluar Screw Conveyor I :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	98.15
H ₂ O	593.77	1.85
Total	32124.81	100

11. Rotary Dryer (B-310)

Fungsi : Mengeringkan Kristal NaCl dengan udara panas

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 100°C



Komponen kristal garam yang masuk rotary dryer:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31531.04	98.15
H ₂ O	593.77	1.85
Total	32124.81	100

Perhitungan neraca masa komponen menuju cyclone

Asumsi :

Solid yang terbawa udara panas ke cyclone = 1% (*Ludwig, 1999*)

Karena kondisi operasi pada suhu 100°C, maka diasumsikan 95% air dapat teruapkan, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Air yang diuapkan} &= 0.95 \times \text{massa H}_2\text{O pada wet kristal} \\ &= 0.95 \times 593.77 \\ &= 564.08 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen dry crystal terikut udara panas = $0.01 \times m_t \times X_i$

dimana : m_t = massa total feed masuk dryer
 X_i = fraksi massa komponen feed masuk rotary dryer

$$\begin{aligned} \text{Kristal NaCl terikut udara panas} &= 0.01 \times 32124.81 \times 0.9815 \\ &= 315.31 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen kristal garam yang masuk ke cyclone :

Komponen	Berat (kg)
NaCl	315.31
H ₂ O	564.08

Komponen kristal garam yang masuk ke Screw conveyor II:

- NaCl = NaCl feed awal – NaCl terikut udara panas

$$= 31531.04 - 315.31$$

$$= 31215.73 \text{ kg}$$

- H₂O = H₂O feed awal - H₂O terikut udara panas

$$= 593.77 - 564.08$$

$$= 29.69 \text{ kg}$$

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Screw Conveyor I		Ke Cyclone	
Aliran <32>		Aliran <34>	
NaCl	31531.04	NaCl	315.31
H ₂ O	593.77	H ₂ O	564.08
		Ke Screw Conveyor II	
		Aliran <33>	
		NaCl	31215.73
		H ₂ O	29.69
Total	32124.81	Total	32124.81

Komposisi komponen keluar dryer ke screw conveyor II:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31215.73	99.90
H ₂ O	29.69	0.10
Total	32124.81	100

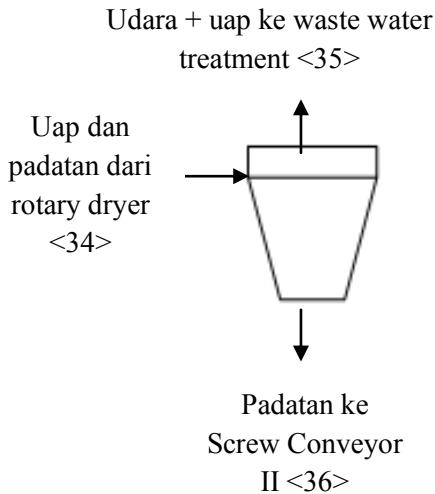
Komposisi komponen keluar dryer ke cyclone :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	315.31	35.86
H ₂ O	564.08	64.14
Total	879.39	100

12. Cyclone (H-323)

Fungsi : Memisahkan padatan dan udara panas

Kondisi operasi :
 - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 110°C



Efisiensi cyclone sebesar 98% (*Ludwig vol.1 3thed,1999*)

Uap air yang keluar = $0.98 \times 564.08 = 552.80$ kg
 sehingga massa solid yang hilang sebesar 2 %.

NaCl solid yang hilang = $0.02 \times 315.31 = 6.31$ kg

Komponen kristal garam yang masuk cyclone :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	315.31	35.86
H ₂ O	564.08	64.14
Total	879.39	100

Produk solid = Berat awal – solid yang hilang

Komponen	Berat (kg)	Kehilangan Solid (kg)	Produk Solid (kg)
NaCl	315.31	6.31	309
H ₂ O	564.08	552.80	11.28
Total	879.39	559.11	320.29

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Rotary Dryer		Ke Waste Water Treatment	
Aliran <34>		Aliran <35>	
NaCl	315.31	NaCl	6.31
H ₂ O	564.08	H ₂ O	552.80
		Ke Screw Conveyor II	
		Aliran <36>	
		NaCl	309
		H ₂ O	11.28
Total	879.39	Total	879.39

Komponen kristal garam yang keluar cyclone :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	309	96.48
H ₂ O	11.28	3.52
Total	879.39	100

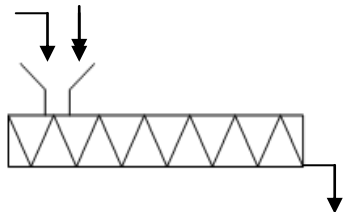
13. Screw Conveyor II (J-324)

Fungsi : Mendistribusikan kristal garam kering menuju cruser

Kondisi operasi :
- Tekanan Operasi = 1 atm
- Suhu Operasi = 30°C

Kristal garam
dari rotary dryer
<33>

Solid dari cyclone <36>



kristal garam ke Bucket
elevator <37>

Komposisi kristal garam masuk screw conveyor II dari rotary dryer:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31215.73	99.9
H ₂ O	29.69	0.10
Total	31245.42	100

Komposisi kristal garam masuk screw conveyor II dari cyclone:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	309	96.48
H ₂ O	11.28	3.52
Total	320.29	100

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Rotary Dryer		Ke Bucket elevator	
Aliran <33>		Aliran <37>	
NaCl	31215.73	NaCl	31524.73
H ₂ O	29.69	H ₂ O	40.97
Dari Cyclone			
Aliran <36>			
NaCl	309		
H ₂ O	11.28		
Total	31565.70	Total	31565.70

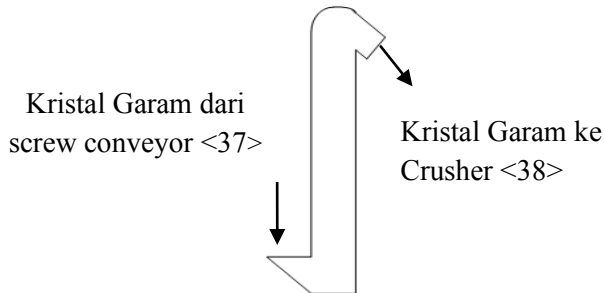
Komponen kristal garam keluar screw conveyor II:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31524.73	99.87
H ₂ O	40.97	0.13
Total	31565.70	100

14. Bucket Elevator (J-325)

Fungsi : Mendistribusikan kristal garam kering menuju crusher

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C



Komponen kristal garam masuk dari screw conveyor II:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31524.73	99.87
H ₂ O	40.97	0.13
Total	31565.70	100

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Screw Conveyor II		Ke crusher	
Aliran <37>		Aliran <38>	
NaCl	31524.73	NaCl	31524.73
H ₂ O	40.97	H ₂ O	40.97
Total	31565.70	Total	31565.70

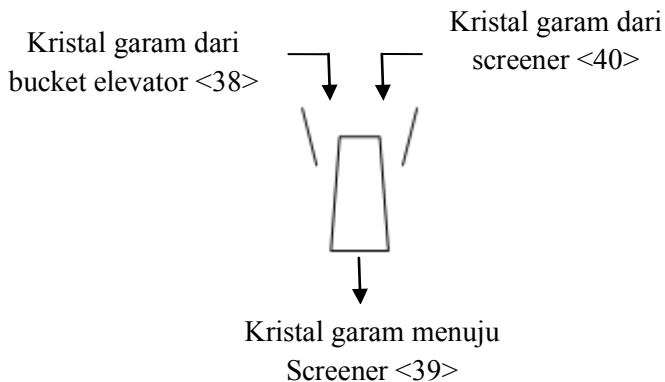
Komponen keluar dari bucket elevator menuju crusher:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31524.73	99.87
H ₂ O	40.97	0.13
Total	31565.70	100

15. Crusher (C-326)

Fungsi : Untuk menghaluskan kristal menjadi ukuran yang sangat kecil (100mesh).

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C



Komponen masuk ke crusher dari Bucket elevator :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	31524.73	99.87
H ₂ O	40.97	0.13
Total	31565.70	100

Komponen masuk crusher dari Screener :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	3502.75	99.87
H ₂ O	4.55	0.13
Total	3507.30	100

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Bucket Elevator		Ke Screener	
Aliran <38>		Aliran <39>	
NaCl	31524.73	NaCl	35027.48
H ₂ O	40.97	H ₂ O	45.52
Dari Screener			
Aliran <40>			
NaCl	3502.75		
H ₂ O	4.55		
Total	35073		

Komposisi kristal garam keluar dari crusher:

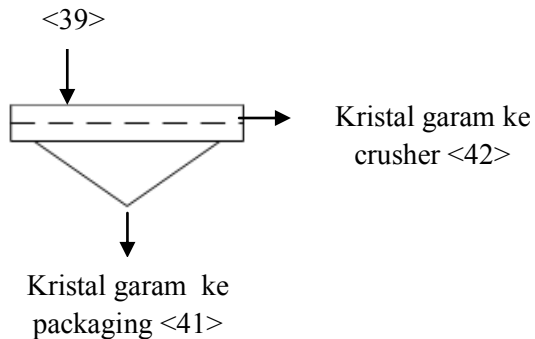
Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	35027.48	99.87
H ₂ O	45.52	0.13
Total	35073	100

16. Screener (H-327)

Fungsi : Untuk memisahkan produk kristal NaCl dengan ukuran 100 mesh.

Kondisi Operasi : - Tekanan Operasi = 1 atm
 - Suhu Operasi = 30°C

Kristal garam dari crusher



Komponen masuk screener dari crusher:

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	35027.48	99.87
H ₂ O	45.52	0.13
Total	35073	100

Asumsi: kristal garam yang lolos screener sebesar 90%
 maka massa NaCl yang lolos = 0.9×35027.48
 = 31524.73 kg

massa H₂O yang lolos = 0.9×45.52
 = 40.97 kg

Massa kristal garam yang dikembalikan ke crusher :

NaCl = $35027.48 - 31524.73 = 3502.75$ kg

H₂O = $45.52 - 40.97 = 4.55$ kg

Neraca Massa			
Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Dari Crusher		Ke crusher	
Aliran <39>		Aliran <42>	
NaCl	35027.48	NaCl	3502.75
H ₂ O	45.52	H ₂ O	4.55
		ke Packaging	
		Aliran <41>	
		NaCl	31524.73
		H ₂ O	40.97
Total	35073	Total	35073

Komponen kristal garam keluar dari screener menuju crusher :

Komponen	Berat (kg)	% Berat
NaCl	3502.75	99.87
H ₂ O	4.55	0.13
Total	3507.30	100

Komponen kristal garam keluar dari screener menuju Packaging :

Komponen	Berat	% Berat
	(kg)	
NaCl	31524.73	99.87
H ₂ O	40.97	0.13
Total	31565.70	100

Berdasarkan standar, kadar Sodium Chloride (NaCl) pada garam industri = 98,5% (*Standar Nasional Indonesia*). Maka, produk Sodium Chloride (NaCl) yang dihasilkan sesuai dengan standar.

APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Basis:

Waktu operasi:

1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Satuan massa : kg/hari

Satuan energi : kalori (kal)

(1 jam operasi)

Kapasitas produksi pabrik garam industri

= 250.000 ton/tahun

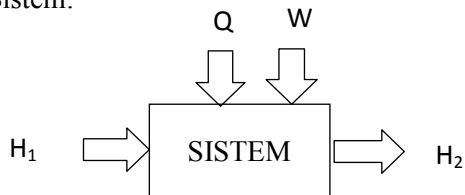
= 757577 kg/hari

= 31566 kg/jam

Bahan baku yang digunakan pabrik garam industry

= 36426 kg/jam (basis = 1 jam)

Gambar Sistem:



Persamaan neraca energi:

$$\Delta E = Q + W - n(\Delta \hat{H} + \Delta \hat{E}_k + \Delta \hat{E}_p)$$

Karena tidak ada perbedaan ketinggian dan kecepatan, maka $\Delta \hat{E}_p$ dan $\Delta \hat{E}_k$ bernilai 0. ΔE bernilai 0 karena diasumsikan steady state. Dimana:

Q = Panas yang masuk system

W_s = Kerja yang masuk system

$\Delta \hat{H}$ = $H_{\text{keluar}} - H_{\text{masuk}}$

$\Delta \hat{E}_k$ = Perubahan energi kinetik

$\Delta \hat{E}_p$ = Perubahan energi potensial

Neraca energi:

{(Energi masuk) - (Energi keluar) + (Generasi energi) - (Konsumsi energi)} = {Akumulasi energi}

(Himmelblau, 1996)

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu adalah :

$\Delta H = \Delta H_T - \Delta H_f$

(Himmelblau, 1996)

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi

ΔH_T = Entalpi bahan pada suhu T

ΔH_f = Entalpi bahan pada suhu referensi (25°C)

Fase referensi adalah fase dimana saat mencapai suhu standar. Fase referensi ada yang dalam fase cair, gas, dan juga padat. Untuk H₂O, fase referensinya adalah dalam fase cair.

$T_{ref}(T_0) = 298,15 \text{ K (25°C)}$

$P_{ref}(P_0) = 1 \text{ bar}$

Enthalpi bahan untuk campuran dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\Delta H = m \times C_p \times \Delta T$$

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi

m = Kilogram (kg)

C_p = Kapasitas panas (kal/gr.K)

ΔT = Perbedaan temperatur (K)

Nilai kapasitas panas (C_p) menggambarkan banyaknya kalor yang diperlukan untuk menaikkan suhu suatu zat (benda) sebesar jumlah tertentu. Nilai kapasitas panas (C_p) diperoleh dari *Perry's Tabel 2-151 (2007)*.

Data Heat Capacities

Komponen	BM	Heat capacities (Cp)	satuan
NaCl	58.5	$10.79+0.00420T$	kal/mol K
CaSO ₄	136	$18.52+0.0219T$	kal/mol K
MgCl ₂	95	$17.3+0.00377T$	kal/mol K
MgSO ₄	120	26.7	kal/mol K
SiO ₂ (impurities)	60	$3.65+0.0240T$	kal/mol K
H ₂ O (l)	18	0.99866	kal/g K
H ₂ O (g)	18	$8.22+0.00015T+0.00000134T^2$	kal/mol K
NaOH	40	0.46	kal/g K
Na ₂ CO ₃	106	28.9	kal/mol K
Na ₂ SO ₄	142	32.8	kal/mol K
HCl	36.5	0.615	kal/g K
BaCl ₂	208	$17.0+0.00334T$	kal/mol K
CaCO ₃	100	$19.68+0.01189T-307600/T^2$	kal/mol K
Mg(OH) ₂	58	18.2	kal/mol K
BaSO ₄	253.3	$21.35+0.0141T$	kal/mol K

(Perry's, 8th edition, 2007)

1. Mixer (M-113)

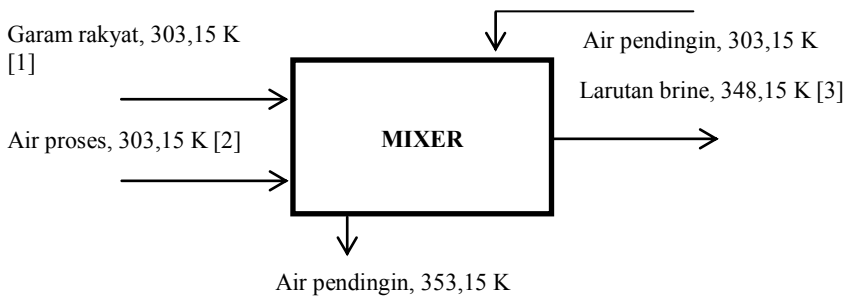
Fungsi dari Mixer ini adalah untuk melarutkan kristal garam rakyat dengan adanya penambahan air proses menjadi larutan brine.

Kondisi operasi:

Tekanan operasi = 1 atm

Suhu operasi = 303,15 K (30°C)

T_{ref} = 298,15 K (25°C)



Untuk mendapatkan nilai ΔH digunakan rumus persamaan $m \times C_p \times \Delta T$, dimana m adalah massa bahan yang masuk mixer yang didapatkan dari perhitungan neraca massa, C_p adalah kapasitas panas dari bahan yang masuk mixer dengan suhu 30°C, dan ΔT adalah perubahan suhu pada bahan antara suhu awal (T) dengan suhu referensinya (T_{ref}).

Untuk perhitungan NaCl:

$$C_p = 10,79 + 0,00420 T$$

$$= 10,79 + 0,00420 \times (303,15 \text{ K})$$

$$= 12,06323 \text{ kal/mol K, di konversi menjadi kal/gr K}$$

maka:

$$= \frac{12,06323 \text{ kal/mol K}}{58,5 \text{ gr/mol}} = 0,21 \text{ kal/gr K}$$

$$\Delta H = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= (29.184,67 \times 0,21 \times (303,15 - 298,15)) = 31.331,4 \text{ kal}$$

Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Garam rakyat [1] :				
NaCl	29184.67	0.21	5	30090.72
CaSO ₄	943.44	0.14	5	665.40
MgCl ₂	1118.28	0.19	5	1085.49
MgSO ₄	713.95	0.22	5	794.27
Impurities	936.15	0.18	5	852.34
H ₂ O	3529.70	1.00	5	17624844.92
Air proses [2] :				
H ₂ O	531827.04	1.00	5	2655571944.49
Total				2673230277.63

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [3] :				
NaCl	29184.67	0.21	50	305621.63
CaSO ₄	943.44	0.19	50	9068.28
MgCl ₂	1118.28	0.20	50	10954.79
MgSO ₄	713.95	0.22	50	7942.73
SiO ₂ (impuritis)	936.15	0.20	50	9365.90
H ₂ O	535356.74	1.00	50	26731967.89
Total				27074921.22

Enthalpi pelarutan (ΔH_s)

Komponen Terlarut	m (kg)	ΔH_s (kkal/gmol)	ΔH (kal)
NaCl	29184.67	-1.16	-604643282.05
CaSO ₄	943.44	5.10	35378946.75
MgCl ₂	1118.28	36.30	427302332.02
MgSO ₄	713.95	21.10	125536827.27
Total			-16425176.01

(Perry, 8th edition, 2007)

Eksotermik

Proses berjalan secara eksotermis. Sehingga dibutuhkan media pendingin untuk menyerap panas (media pendingin menggunakan air pendingin).

$\text{Enthalpi bahan masuk} - \Delta H_s = \text{enthalpy bahan keluar} + Q_{\text{serap}}$
--

$$\text{Enthalpi masuk} = 2673230277.63 \text{ kal}$$

$$\text{Enthalpi keluar} = 27074921.22 \text{ kal}$$

$$\Delta H_s = -16425176.01 \text{ kal}$$

$$Q_{\text{serap}} = \text{enthalpi masuk} - \text{enthalpi keluar} - \Delta H_s$$

$$= 2673230277.63 - 27074921.22 - (-16425176.01)$$

$$= 2662580532.42 \text{ kal}$$

Kebutuhan air pendingin:

Nilai Q didapatkan dari rumus persamaan :

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

$$= m \times 1.00 \times 5$$

$$Q = 4.99 \text{ m}$$

Air Pendingin	T (K)	ΔT	Cp	Q
Masuk	303.15	5.00	1.00	4.99 m kal/g
Keluar	353.15	55.00	1.00	54.94 m kal/g

$$\begin{aligned}
 Q \text{ yang diserap air pendingin} &= Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk} \\
 2662580532.42 &= (54.99 - 4.99) m \\
 2662580532.42 &= 49.95 m \\
 m &= 53308971.10 \text{ gr} \\
 &= 53308.97 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca energi pada Mixer (M-113):

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Garam rakyat [1] :		Aliran [3] :	
NaCl	30090.72	NaCl	305621.63
CaSO ₄	665.40	CaSO ₄	9068.28
MgCl ₂	1085.49	MgCl ₂	10954.79
MgSO ₄	794.27	MgSO ₄	7942.73
SiO ₂ (impuritis)	852.34	SiO ₂ (impuritis)	9365.90
H ₂ O	17624844.92	H ₂ O	26731967.89
Air proses [2]:			
H ₂ O	2655571944.49		
		ΔH solution	-16425176.01
		Q serap	2662580532.42
Total	2673230277.63	Total	2673230277.63

2. Mixer Na₂CO₃ (M-115)

Fungsi dari Mixer ini adalah untuk melarutkan kristal garam rakyat dengan adanya penambahan air proses menjadi larutan brine.

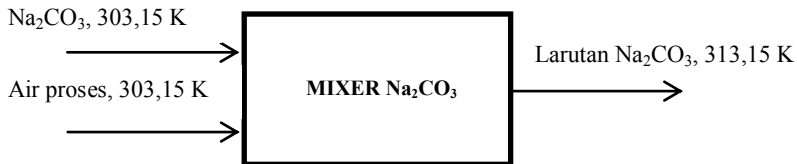
Kondisi operasi:

Tekanan operasi = 1 atm

Suhu operasi = 303,15 K (30°C)

T_{ref} = 298,15 K (25°C)

Q_{loss} = 5%



Untuk mendapatkan nilai ΔH digunakan rumus persamaan $m \times C_p \times \Delta T$, dimana m adalah massa bahan yang masuk mixer yang didapatkan dari perhitungan neraca massa, C_p adalah kapasitas panas dari bahan yang masuk mixer dengan suhu 30°C , dan ΔT adalah perubahan suhu pada bahan antara suhu awal (T) dengan suhu referensinya (T_{ref}).

Untuk perhitungan Na_2CO_3 :

$$C_p = 28.9 \text{ kal/mol K, di konversi menjadi kal/gr K maka:}$$

$$= \frac{28.9 \text{ kal/mol K}}{106 \text{ gr/mol}} = 0.27 \text{ kal/gr K}$$

$$\Delta H = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= (282.23 \times 0.27 \times (303.15 - 298.15)) = 384731.25 \text{ kal}$$

Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Na ₂ CO ₃ [4] :				
Na ₂ CO ₃	735.33	0.27	5	1002403.49
NaCl	0.59	0.21	5	607.74
Na ₂ SO ₄	0.74	0.23	5	850.95
H ₂ O	0.15	1.00	5	735.81
Air proses [5] :				
H ₂ O	2165.57	1.00	5	10813329.38
Total				11817927.38

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [6] :				
Na ₂ CO ₃	735.33	0.27	15	3007210.47
NaCl	0.59	0.21	15	1829.57
Na ₂ SO ₄	0.74	0.23	15	2552.86
H ₂ O	2165.72	1.00	15	32442195.59
Total				35453788.49

Enthalpi pelarutan (ΔHs)

Komponen Terlarut	m (kg)	ΔHs (kkal/gmol)	ΔH (kal)
Na ₂ CO ₃	735.33	5.57	38639359.49
NaCl	0.59	-1.16	-11728.36
Na ₂ SO ₄	0.74	0.28	1452.85
Total			38629083.98

(Perry, 8th edition, 2007)

Endotermik

$$\text{Enthalpi bahan masuk} - \Delta Hs + Q_{\text{supply}} = \text{enthalpi bahan keluar} + Q_{\text{loss}}$$

$$\text{Enthalpi masuk} = 11817927.38 \text{ kal}$$

$$\text{Enthalpi keluar} = 35453788.49 \text{ kal}$$

$$\Delta Hs = 38629083.98 \text{ kal}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} &= \text{enthalpi keluar} - (\text{enthalpi masuk} + \Delta Hs) \\ &= 35453788.49 - (11817927.38 + 38629083.98) \\ &= 62264945.09 \text{ kal} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_{\text{supply}}$$

$$Q_{\text{supply}} - Q_{\text{loss}} = Q_{\text{supply}} - (5\% \times Q_{\text{supply}})$$

$$62264945.09 = Q_{\text{supply}} \times (1 - 5\%)$$

$$Q_{\text{supply}} = \frac{62264945.09}{(1 - 5\%)} = 65542047.46 \text{ kal}$$

Kebutuhan air pemanas:

Nilai Q didapatkan dari rumus persamaan :

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

$$= m \times 1.00 \times 35$$

$$Q = 34.95 \text{ m}$$

Air Pemanas	T (K)	ΔT	C_p	Q
Masuk	333.15	35.00	1.00	34.95 m kal/g
Keluar	328.15	30.00	1.00	29.96 m kal/g
Total				4.99 m kal/g

$$Q_{\text{supply}} = Q \text{ masuk} - Q \text{ keluar}$$

$$65542047.46 = (34.95 - 29.96) \text{ m}$$

$$65542047.46 = 4.99 \text{ m}$$

$$\text{m} = 13125998.33 \text{ gr}$$

$$= 13126 \text{ kg}$$

Neraca energi pada mixer Na_2CO_3 (M-115):

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Na_2CO_3 [4] :		Aliran [6] :	
Na_2CO_3	1002403.49	Na_2CO_3	3007210.47
NaCl	607.74	NaCl	1829.57
Na_2SO_4	850.95	Na_2SO_4	2552.86
H_2O	735.81	H_2O	32442195.59
Air proses [5] :			
H_2O	10813329.38	ΔH solution	38629083.98
Q Supply	65542047.46	Q Loss	3277102.37
Total	77359974.85	Total	77359974.85

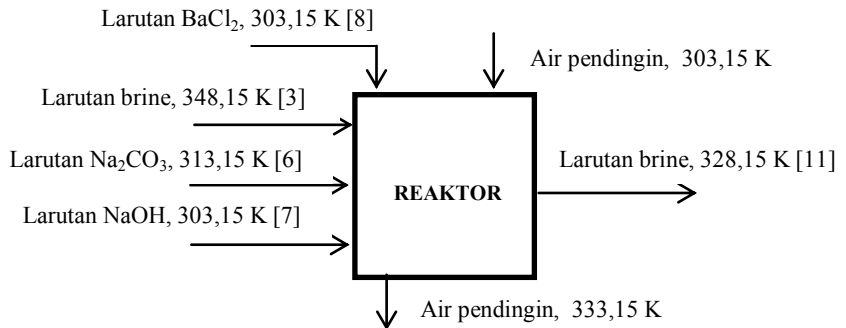
3. Reaktor (R-110)

Fungsi dari reaktor ini adalah untuk mereaksikan komponen-komponen pengotor dalam larutan brine dengan NaOH, BaCl₂, dan Na₂CO₃ agar menghasilkan produk berupa suspensi padat.

Tekanan operasi = 1 atm

Suhu operasi = 303,15 K (30°C)

T_{ref} = 298,15 K (25°C)



Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [3] :				
NaCl	29184.67	0.21	50	305621.63
CaSO ₄	943.44	0.19	50	9068.28
MgCl ₂	1118.28	0.20	50	10954.79
MgSO ₄	713.95	0.22	50	7942.73
SiO ₂ (impuritis)	936.15	0.20	50	9365.90
H ₂ O	535356.74	1.00	50	26731967894.12
Aliran [6] :				
Na ₂ CO ₃	735.33	0.27	15	3007.21
NaCl	0.59	0.21	15	1.83
Na ₂ SO ₄	0.74	0.23	15	2.55

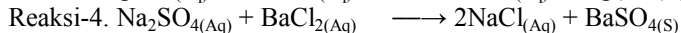
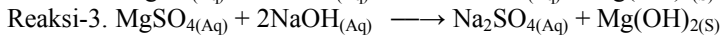
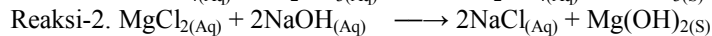
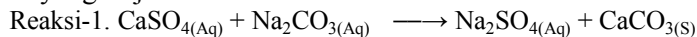
H ₂ O	2165.72	1.00	15	32442195.59
Aliran [7] :				
NaOH	1488.57	0.46	5	3423702.37
H ₂ O	1612.61	1.00	5	8052262.67
Aliran [8] :				
BaCl ₂	2681.50	0.09	5	1161.07
H ₂ O	1787.67	1.00	5	8926371.80
Total				26785159552.55

Untuk mencari nilai ΔH digunakan rumus persamaan:

(misal: ΔH NaCl)

$$\begin{aligned}\Delta H &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= (29184.67 \times 0.21 \times (348.15 - 298.15)) = 305621.63 \text{ kal}\end{aligned}$$

Dalam reaktor terjadi reaksi antara komponen pengotor yang ada dalam larutan brine dengan NaOH, BaCl₂, dan Na₂CO₃. Berikut reaksi yang terjadi:



Karena terjadi reaksi pembentukan dalam tangki netralisasi maka terdapat enthalpi dari reaksi tersebut (ΔH_{r25}).

Data ΔH°_f komponen

Komponen	ΔH°_f (kkal/mol)
CaSO ₄	-338.73
Na ₂ CO ₃	-269.46
Na ₂ SO ₄	-330.5
CaCO ₃	-289.5

MgCl ₂	-153.22
NaOH	-101.96
NaCl	-98.321
Mg(OH) ₂	-221.9
Mg(SO) ₄	-304.94
BaCl ₂	-205.25
BaSO ₄	-340.2

(Perry, 8th edition, 2007)

$$\Delta H^{\circ}_r^{25^{\circ}\text{C}} = [\sum \Delta H^{\circ}_f^{25^{\circ}\text{C}} \text{ produk}] - [\sum \Delta H^{\circ}_f^{25^{\circ}\text{C}} \text{ reaktan}]$$

Reaksi 1: $\text{CaSO}_{4(\text{Aq})} + \text{Na}_2\text{CO}_{3(\text{Aq})} \longrightarrow \text{Na}_2\text{SO}_{4(\text{Aq})} + \text{CaCO}_{3(\text{S})}$

M	6937.05	6937.05	-	-	
R	6937.05	6937.05	6937.05	6937.05	+
S	-	-	6937.05	6937.05	

CaSO ₄	75°C	CaCO ₃	55°C
Na ₂ CO ₃	30°C	Na ₂ SO ₄	55°C



Enthalpi reaksi (ΔH_{r25}):

Komponen	mol	ΔH°_f reaktan	ΔH°_f produk
CaSO ₄	6937.05	-2349786.40 kkal	
Na ₂ CO ₃	6937.05	-1869257.06 kkal	
CaCO ₃	6937.05		-2008275.5 kkal
Na ₂ SO ₄	6937.05		-2292694.5 kkal
ΔH_{r25}		-81926.54 kkal	

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{reaksi}} \text{CaSO}_4 &= \Delta H^{\circ}f \text{CaSO}_4 \times \text{mol CaSO}_4 \\ &= (-338.73 \text{ kkal/mol}) \times ((362.1 \times 1000)/136) \\ &= -9018868.63 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{produk}} \text{CaCO}_3 &= \Delta H^{\circ}f \text{CaCO}_3 \times \text{mol CaSO}_4 \\ &= (-289.5 \text{ kkal/mol}) \times 2662.5 \\ &= -770793 \text{ kkal}\end{aligned}$$

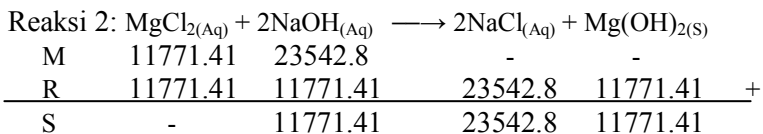
Untuk perhitungan ΔH_s CaSO_4

$$\begin{aligned}C_p &= 18.52 + 0,0219 T \\ &= 18.52 + 0,0219 \times (348.15 \text{ K}) \\ &= 26.14 \text{ kal/mol K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_s &= n \times C_p \times \Delta T \\ &= (6937.05 \times 20.16 \times (298.15 - 348.15)) = -3480488 \text{ kal} \\ &= -3480.48 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Komponen	n (mol)	Cp	ΔT	ΔH_s (kkal)
Reaktan				
CaSO_4	6937.05	26.14	-50	-9068.28
Na_2CO_3	6937.05	28.90	-15	-3007.21
Total				-12075.49
Produk				
CaCO_3	6937.05	20.73	30	4313.14
Na_2SO_4	6937.05	32.80	30	6826.06
Total				11139.20

$$\begin{aligned}\text{Sehingga, } \Delta H_1 &= \Delta H_s \text{ produk} + \Delta H_s \text{ reaktan} + \Delta H_{r25} \\ &= 11139.20 + (-12075.49) + (-81926.54) \text{ kkal} \\ &= -82862.83 \text{ kkal} \\ &= -82862831.92 \text{ kal}\end{aligned}$$



Enthalpi reaksi (ΔH_{r25}):

Komponen	mol	ΔH° f 25° reaktan	ΔH° f 25° produk
MgCl ₂	11771.41	-1803616.1 kkal	
NaOH	23542.8	-2400426.8 kkal	
NaCl	23542.8		-2314754.412 kkal
Mg(OH) ₂	11771.41		-2612076.79 kkal
ΔH_{r25}		-722788.37 kkal	

Komponen	n (mol)	Cp	ΔT	ΔH_s (kkal)
Reaktan				
MgCl ₂	11771.41	18.61	-50	-10954.79
NaOH	23542.83	18.40	-5	-2165.94
			Total	-13120.73
Produk				
NaCl	23542.83	12.17	30	8594.24
Mg(OH) ₂	11771.41	18.20	30	6427.19

Total	15021.43
-------	----------

Sehingga, $\Delta H_2 = \Delta H_s \text{ produk} + \Delta H_s \text{ reaktan} + \Delta H_{r25}$
 $= 15021.43 + (-13120.73) + (-722788.37) \text{ kkal}$
 $= -720887.67 \text{ kkal}$
 $= -720887667.79 \text{ kal}$

Reaksi 3: $\text{MgSO}_{4(\text{Aq})} + 2\text{NaOH}_{(\text{Aq})} \longrightarrow \text{Na}_2\text{SO}_{4(\text{Aq})} + \text{Mg}(\text{OH})_{2(\text{S})}$

M	5949.61	11899.23	-	-
R	5949.61	5949.61	5949.61	5949.61
S	-	5949.61	5949.61	5949.61

MgSO_4 75°C	Na_2SO_4 55°C
NaOH 30°C	$\text{Mg}(\text{OH})_2$ 55°C



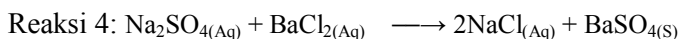
Enthalpi reaksi (ΔH_{r25}):

Komponen	Mol	$\Delta H^{\circ} f$ 25° reaktan	$\Delta H^{\circ} f$ 25° produk
MgSO_4	5949.61	-1814274.9 kkal	
NaOH	11899.23	-1213245.0 kkal	
Na_2SO_4	5949.61		-1966346.99 kkal
$\text{Mg}(\text{OH})_2$	5949.61		-1320219 kkal
$\Delta H_{r 25}$			-259046.14 kkal

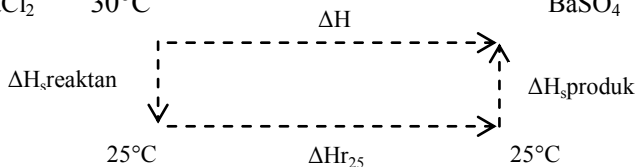
Komponen	n (mol)	C_p	ΔT	ΔH_s (kkal)
Reaktan				
MgSO_4	5949.61	26.70	-50	-7942.73

NaOH	11899.23	18.40	-5	-1094.73
Total				-9037.46
Produk				
Na ₂ SO ₄	5949.61	32.80	30	5854.42
Mg(OH) ₂	5949.61	18.20	30	3248.49
Total				9102.91

Sehingga, $\Delta H_3 = \Delta H_s \text{ produk} + \Delta H_s \text{ reaktan} + \Delta H_{r25}$
 $= 9102.91 + (-9037.46) + (-259046.14) \text{ kkal}$
 $= -258980.69 \text{ kkal}$
 $= -258980689.77 \text{ kal}$



M	12891.85	12891.85	-	-
R	12891.85	12891.85	25783.70	12891.85
S	-	-	25783.70	12891.85
Na ₂ SO ₄	40°C		NaCl	55°C
BaCl ₂	30°C		BaSO ₄	55°C



Enthalpi reaksi (ΔH_{r25}):

Komponen	mol	$\Delta H^\circ \text{f } 25^\circ \text{ reaktan}$	$\Delta H^\circ \text{f } 25^\circ \text{ produk}$
Na ₂ SO ₄	12891.85	-4260756.4 kkal	
BaCl ₂	12891.85	-2646052.2 kkal	
NaCl	25783.70		-2535079.13 kkal
BaSO ₄	12891.85		-4385807.30 kkal
ΔH_{r25}			-14077.90 kkal

Komponen	n (mol)	Cp	ΔT	ΔH_s (kkal)
Reaktan				
Na ₂ SO ₄ (55°C)	12866.66	32.80	-30	-12680.47447
Na ₂ SO ₄ (13.66°C)	5.19	32.80	-15	-2.55
BaCl ₂	12891.85	18.01	-5	-1161.07
			Total	-13844.10
Produk				
NaCl	25783.70	12.17	30	9412.26
BaSO ₄	12891.70	25.98	30	10046.71
Total				19458.97

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga, } \Delta H_4 &= \Delta H_s \text{ produk} + \Delta H_s \text{ reaktan} + \Delta H_{r25} \\
 &= (19458.97 + (-13844.10) + (-14077.90)) \text{ kkal} \\
 &= -8463.03 \text{ kkal} \\
 &= -8463026.69 \text{ kal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_1 &= -82862831.92 \text{ kal} \\
 \Delta H_2 &= -720887667.79 \text{ kal} \\
 \Delta H_3 &= -258980689.77 \text{ kal} \\
 \Delta H_4 &= -8463026.69 \text{ kal} \quad + \\
 \hline
 \Delta H^\circ_r &= -1071194216.17 \text{ kal}
 \end{aligned}$$

ΔH°_r bernilai negatif, maka reaksi berjalan secara eksotermis. Sehingga dibutuhkan media pendingin untuk menyerap panas (media pendingin menggunakan air pendingin).

Kebutuhan air pendingin:

Nilai Q didapatkan dari rumus persamaan :

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 1.00 \times (303.15 - 298.15)
 \end{aligned}$$

$$Q = 4.99 \text{ m}$$

Air Pendingin	T (K)	ΔT	Cp	Q
Masuk	303.15	5	1.00	4.99 m kal/g
Keluar	333.15	35	1.00	34.96 m kal/g

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [13] :				
NaCl	32070.86	0.21	30	200125966.31
BaSO ₄	3003.80	0.10	30	9241.55
NaOH	70.88	0.46	30	978200.68
CaCO ₃	693.70	0.21	30	4313.14
Mg(OH) ₂	1027.82	0.31	30	9675.68
Impurities	936.15	0.19	30	5394.86
H ₂ O	540922.73	1.00	30	16205936934.47
Total				16407069726.70

Neraca panas:

$\text{Enthalpi bahan masuk} - \Delta H_r = \text{enthalpy bahan keluar} + Q_{\text{serap}}$
--

Enthalpi masuk = 26785159552.55 kal

Enthalpi keluar = 16407069726.70 kal

ΔH°_r = -1071194216.17 kal

Q_{serap} = enthalpi masuk - enthalpi keluar - ΔH°_r
= 26785159552.55 - 16407069726.70 - (-1071194216.17)
= 11449284042.02 kal

Q yang diserap air pendingin = Q keluar - Q masuk

11449284042.02 = (34.96 - 4.99) m

11449284042.02 = 29.97 m

m = 382047772.04 gr = 382047.8 kg

Neraca energi pada Reaktor (R-110)

Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [3] :		Aliran [11] :	
NaCl	305621.63	NaCl	200125966.31
MgCl ₂	9068.28	BaSO ₄	9241.55
MgSO ₄	10954.79	NaOH	978200.68
CaSO ₄	7942.73	CaCO ₃	4313.14
SiO ₂ (impuritis)	9365.90	Mg(OH) ₂	9675.68
H ₂ O	26731967894.12	SiO ₂ (impurities)	5394.86
Aliran [6] :		H ₂ O	16205936934.47
Na ₂ CO ₃	3007.21		
NaCl	1.83		
Na ₂ SO ₄	2.55		
H ₂ O	32442195.59		
Aliran [7] :			
NaOH	3423702.37		
H ₂ O	8052262.67		
Aliran [8] :		ΔH reaksi	-1071194216.17
BaCl ₂	1161.07		
H ₂ O	8926371.80	Q serap	11449284042.02
Total	26785159552.55	Total	26785159552.55

4. Tangki Netralisasi (M-216)

Fungsi dari tangki netralisasi ini adalah untuk menetralkan NaOH yang terkandung dalam larutan brine dengan adanya penambahan larutan HCl 36%.

Kondisi operasi:

Tekanan operasi	= 1 atm
Suhu operasi	= 303,15 K (30°C)
T_{ref}	= 298,15 K (25°C)
Q_{loss}	= 5%



Untuk mendapatkan nilai ΔH digunakan rumus persamaan $m \times C_p \times \Delta T$, dimana m adalah massa bahan yang masuk tangki netralisasi yang didapatkan dari perhitungan neraca massa, C_p adalah kapasitas panas dari bahan yang masuk tangki netralisasi dengan suhu 55°C, dan ΔT adalah perubahan suhu pada bahan antara suhu awal (T) dengan suhu referensinya (T_{ref}).

Untuk perhitungan NaCl:

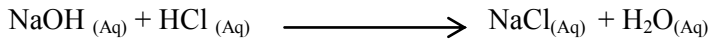
$$\begin{aligned} C_p &= 10.79 + 0.00420 T \\ &= 10.79 + 0.00420 \times (303.15 \text{ K}) \\ &= 12.06323 \text{ kal/mol K, di konversi menjadi kal/gr K} \\ \text{maka:} \\ &= \frac{12.06323 \text{ kal/mol K}}{58.5 \text{ gr/mol}} = 0.21 \text{ kal/gr K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= (31429 \times 0.21 \times (328.15 - 298.15)) = 196123446.99 \text{ kal} \end{aligned}$$

Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [16] :				
NaCl	31429.45	0.21	30	196123446.99
NaOH	69.47	0.46	30	958636.66
H ₂ O	530104.28	1.00	30	15921865580.54
Aliran [17] :				
HCl	63.39	0.62	5	194918.45
H ₂ O	134.70	1.00	5	672596.21
Total				16119825178.85

Reaksi yang terjadi:



Karena terjadi reaksi pembentukan dalam tangki netralisasi maka terdapat enthalpi dari reaksi tersebut (ΔH_{r25}).

Data ΔH°_f komponen

Komponen	ΔH°_f (kkal/mol)
NaCl	-98.321
NaOH	-101.96
HCl	-39.85
H ₂ O	-68.3174

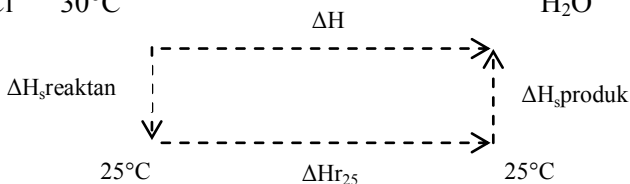
(Perry, 8th edition, 2007)

NaOH 55°C

HCl 30°C

NaCl 55°C

H₂O 55°C



$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi}} \text{NaOH} &= \Delta H^{\circ} \text{f NaOH} \times \text{mol NaOH} \\
 &= (-101.96 \text{ kkal/mol}) \times (46.89/40) \\
 &= -119.53 \text{ kkal} \\
 \Delta H_{\text{produk}} \text{NaCl} &= \Delta H^{\circ} \text{f NaCl} \times \text{mol NaOH} \\
 &= -98.321 \text{ kkal/mol} \times 1.17 \\
 &= -115.26 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Enthalpi reaksi (ΔH_{r25}):

Komponen	mol	$\Delta H^{\circ} \text{f}$ reaktan	$\Delta H^{\circ} \text{f}$ produk
NaOH	1.74	-177.07 kkal	
HCl	1.74	-69.21 kkal	
NaCl	1.74		-170.75 kkal
H ₂ O	1.74		-118.64 kkal
ΔH_{r25}		-43.12 kkal	

Untuk mendapatkan nilai ΔH_s digunakan rumus persamaan $n \times C_p \times \Delta T$, dimana n adalah mol bahan yang masuk tangki netralisasi, C_p adalah kapasitas panas dari bahan yang masuk tangki netralisasi dengan suhu 55°C, dan ΔT adalah perubahan suhu pada bahan antara suhu awal (T) dengan suhu referensinya (T_{ref}).

Untuk perhitungan NaOH:

$$C_p = 0,46 \text{ kal/gr K}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_s &= n \times C_p \times \Delta T \\
 &= (1.74 \times 0.46 \times (298.15 - 328.15)) = -24.01 \text{ kal} = -0,02 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Komponen	n (mol)	Cp	ΔT	ΔHs (kkal)
Reaktan				
NaOH	1.74	0.46	-30	-0.02
HCl	1.74	0.62	-5	0.01
Total				-0.03
Produk				
NaCl	1.74	12.17	30	0.63
H ₂ O	1.74	17.98	30	0.94
Total				1.57

Sehingga, ΔH reaksi = ΔHs produk + ΔHs reaktan + ΔH_{r25}
= (1.57 + (-0.03) + (-43.12)) kkal
= -41.58 kkal
= -41577.81 kal

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [18] :				
NaCl	31531.04	0.21	30	196694413.03
H ₂ O	530270.24	1.00	30	15881755895.82
Total				16078450308.85

Neraca energi:

Enthalpi bahan masuk – ΔH reaksi = enthalpi bahan keluar
--

Enthalpi masuk = 16079767794.09 kal
ΔH reaksi = -41577.81 kal
Enthalpi keluar = 16078450308.85 kal

Neraca energi pada tangki netralisasi (M-216):

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [16] :		Aliran [18] :	
NaCl	196123446.99	NaCl	196694413.03
NaOH	958636.66	H ₂ O	15881755895.82
H ₂ O	15881818195.78		
Aliran [17] :			
HCl	194918.45		
H ₂ O	672596.21		
		ΔH reaksi	-41577.81
Total	16078408731.05	Total	16078408731.05

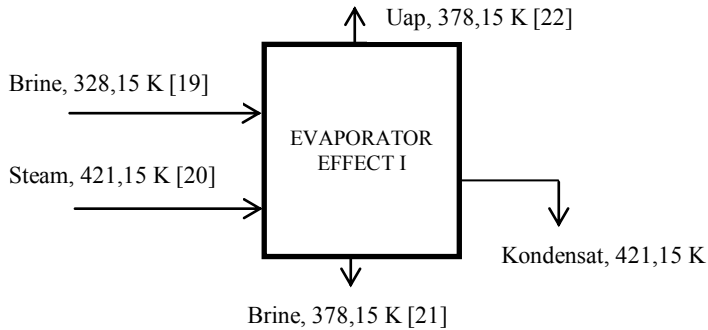
5. Double Effect Evaporator (V-210)

Fungsi dari double effect evaporator ini adalah untuk menguapkan air dalam larutan brine sehingga didapatkan larutan brine yang lebih jenuh (konsentrasi lebih besar/pekat).

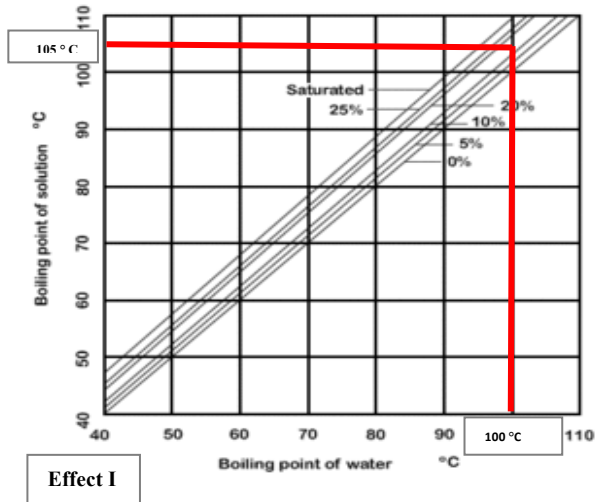
Effect 1:

Kondisi operasi:

Tekanan operasi	= 1 atm
Suhu operasi	= 378.15 K (105°C)
T _{ref}	= 298.15 K (25°C)
T _{feed}	= 328.25 K (55°C)
Q _{loss}	= 5%



Suhu evaporator adalah suhu dimana suhu campuran antara NaCl dengan H₂O (asumsi), pada konsentrasi 19%. Pada tekanan evaporator (1 atm), dengan menggunakan duhring line campuran NaCl+H₂O pada 100°C titik didik air.



Dari grafik didapat data:
 Dengan T didih air adalah 100°C dan campuran NaCl+H₂O sebesar 19%, maka:
 T = 105°C (378 K)

Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [19] :				
NaCl	31531.04	0.21	30	196694413.03
H ₂ O	530270.24	1.00	30	15881755895.82
Total				16078450308.85

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [21] :				
NaCl	31531.04	0.21	80	533741493.45
H ₂ O	134421.80	1.00	80	10739334201.40
Total				11273075694.85

Menghitung enthalpy uap keluar:

$$T_{\text{uap}} = 378.15 \text{ K (105}^\circ\text{C)}$$

$$H_v = 2686.08 \text{ kJ/kg (Geankoplis, table A.2-10, 1993)}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{H}_2\text{O yang menguap}} &= \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O keluar} \\ &= 530270.24 - 134421.80 \\ &= 395848.44 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpi uap} &= m_{\text{H}_2\text{O yang menguap}} \times H_v \\ &= (395848.44 \text{ kg}) \times (2686.08 \text{ kJ/kg}) \\ &= 1063280568.29 \text{ kJ} \\ &= 253960200700.11 \text{ kal} \end{aligned}$$

Kebutuhan steam:

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{steam (4.5 bar; 148}^\circ\text{C)}} &= 2120.45 \text{ kJ/kg (Ulrich, app. B, 1984)} \\ &= 506460.30 \text{ kal/kg} \end{aligned}$$

Neraca energi pada effect I evaporator:

$(F.hF + S.\lambda = L.hL + V.Hv)$	
Panas feed + Panas steam = Panas liquid keluar + Panas uap + Q loss	

Panas feed (F.hF) = 16078450308.85 kal

Panas liquid keluar (L.hL) = 11273075694.85 kal

Panas uap (V. Hv) = 253960200700.11 kal

Panas steam (S.λ) – Qloss:

= (L.hL) + (V.Hv) – (F.hF)

=(11273075694.85+253960200700.11) -16078450308.85

= 249154826086.11 kal

Panas steam (S.λ) = $\frac{\text{Panas steam (S.λ)} - Q_{\text{loss}}}{1-5\%}$
 = $\frac{249154826086.11 \text{ kal}}{1-5\%}$
 = 262268237985.38 kal

Panas steam (S.λ) – Qloss = 249154826086.11 kal

262268237985.38 kal – Q loss = 249154826086.11 kal

Q loss = 13113411899.27 kal

Panas steam (S.λ) = m steam (S) × λ steam

262268237985.38 kal = m steam (S) × 506460.30 kal/kg

m steam (S) = 517845.60 kg

Neraca energi pada Evaporator effect I (V-210 A):

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [19] :		Aliran [21] :	
NaCl	196694413.03	NaCl	533741493.45
H ₂ O	15881755895.82	H ₂ O	10739334201.40
		Aliran [22] :	
		H ₂ O (uap air)	253960200700.11
Q steam	262268237985.38	Q Loss	13113411899.27
Total	278346688294.23	Total	278346688294.23

Effect 2:

Kondisi operasi:

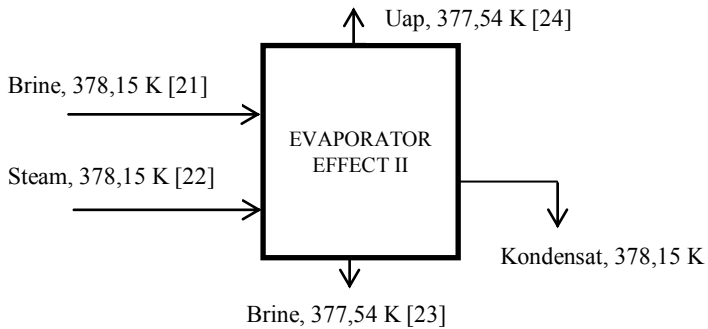
Tekanan operasi = 0.85 atm

Suhu operasi = 377.54 K (104.39°C)

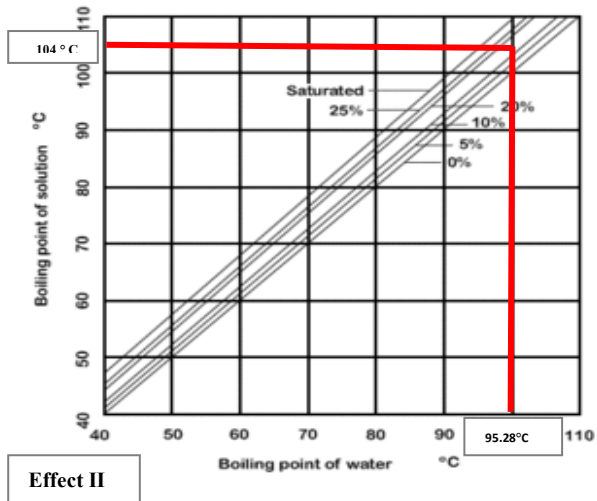
T_{ref} = 298.15 K (25°C)

T_{feed} = 378.25 K (105°C)

Q_{loss} = 5%



Suhu evaporator adalah suhu dimana suhu campuran antara NaCl dengan H₂O (asumsi), pada konsentrasi 19%. Pada tekanan evaporator (0.85 atm), dengan menggunakan duhring line campuran NaCl+H₂O pada 95.28°C titik didid air.



Dari grafik didapat data:

Dengan T didih air adalah 95.28°C dan campuran $\text{NaCl}+\text{H}_2\text{O}$ sebesar 50%, maka:

$$T = 104^{\circ}\text{C} (377.54 \text{ K})$$

Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [21] :				
NaCl	31531.04	0.21	80	533741493.45
H ₂ O	134421.80	1.00	80	10739334201.40
Total				11273075694.85

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [23] :				
NaCl	31531.04	0.21	79	529543107.95
H ₂ O	31531.04	1.00	79	2499807688.56
Total				3029350796.52

Menghitung enthalpy uap keluar:

$$T_{\text{uap}} = 377.54 \text{ K} (104^{\circ}\text{C})$$

$$H_v = 2686.73 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Geankoplis, table A.2-10, 1993})$$

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O}} \text{ yang menguap} &= \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O keluar} \\ &= 134421.80 - 31531.04 \\ &= 102890.76 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpi uap} &= m_{\text{H}_2\text{O}} \text{ yang menguap} \times H_v \\ &= (102890.76 \text{ kg}) \times (2686.73 \text{ kJ/kg}) \\ &= 276439187.80 \text{ kJ} \\ &= 66026365673.48 \text{ kal} \end{aligned}$$

Uap dari effect 1:

$$m \text{ uap dari effect 1} = 395848.44 \text{ kg}$$

$$H_v = 2686.08 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Geankoplis, table A.2-10, 1993})$$

$$h_L = 419.04 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Geankoplis, table A.2-10, 1993})$$

Kebutuhan steam:

$$\lambda \text{ steam (1 bar; } 100^\circ\text{C)} = H_v - h_L$$

$$= (2686.08 - 419.04) \text{ kJ/kg}$$

$$= 2267.04 \text{ kJ/kg}$$

$$= 541473.20 \text{ kal/kg}$$

Neraca energi pada effect II evaporator:

$$(F \cdot h_F + S \cdot \lambda = L \cdot h_L + V \cdot H_v)$$

$$\text{Panas feed} + \text{Panas steam} = \text{Panas liquid keluar} + \text{Panas uap} + Q \text{ loss}$$

$$\text{Panas feed (F} \cdot h_F) = 11273075694.85 \text{ kal}$$

$$\text{Panas liquid keluar (L} \cdot h_L) = 3029350796.52 \text{ kal}$$

$$\text{Panas uap (V} \cdot H_v) = 66026365673.48 \text{ kal}$$

Panas steam (S $\cdot\lambda$) – Qloss:

$$= (L \cdot h_L) + (V \cdot H_v) - (F \cdot h_F)$$

$$= (3029350796.52 + 66026365673.48) - 11273075694.85$$

$$= 57782640775.14 \text{ kal}$$

$$\text{Panas steam (S} \cdot \lambda) = m \text{ steam (S)} \times \lambda \text{ steam}$$

$$= 395848.44 \text{ kg} \times 541473.20 \text{ kal/kg}$$

$$= 214341320212.05 \text{ kal}$$

$$\text{Panas steam (S} \cdot \lambda) - Q_{\text{loss}} = 57782640775.14 \text{ kal}$$

$$214341320212.05 \text{ kal} - Q_{\text{loss}} = 57782640775.14 \text{ kal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 156558679436.91 \text{ kal}$$

Neraca energi pada Evaporator effect II (V-210 B):

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [21] :		Aliran [23] :	
NaCl	533741493.45	NaCl	529543107.95
H ₂ O	10739334201.40	H ₂ O	2499807688.56
		Aliran [24] :	
Condensat		H ₂ O (uap air)	66026365673.48
Q steam	214341320212.05	Q Loss	156558679436.91
Total	225614395906.90	Total	225614395906.90

6. Vacuum Pan Crystallizer (V-220)

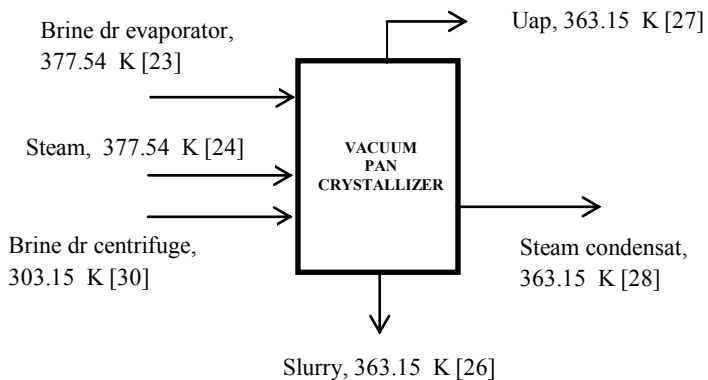
Fungsi dari vacuum pan ini adalah untuk pemanasan lebih lanjut sehingga didapat larutan brine yang lewat jenuh (superheated) membentuk kristal-kristal garam (sodium chloride). Pada vacuum pan ini suhu operasi diasumsikan pada suhu saturated steam pada tekanan 0.7 atm = 363.15 K (90°C) (Kaufmann, 1968).

Kondisi operasi:

Tekanan operasi = 0.7 atm

Suhu operasi = 363,15 K (90°C)

T_{ref} = 298,15 K (25°C)



Untuk mendapatkan nilai ΔH digunakan rumus persamaan $m \times C_p \times \Delta T$, dimana m adalah massa bahan yang masuk vacuum pan yang didapatkan dari perhitungan neraca massa, C_p adalah kapasitas panas dari bahan yang masuk vacuum pan dengan suhu 104.39°C , dan ΔT adalah perubahan suhu pada bahan antara suhu awal (T) dengan suhu referensinya (T_{ref}).

Untuk perhitungan NaCl:

$$\begin{aligned}
 C_p &= 10.79 + 0.00420 T \\
 &= 10.79 + 0.00420 \times (303.15 \text{ K}) \\
 &= 12.06323 \text{ kal/mol K, di konversi menjadi kal/gr K} \\
 \text{maka:} \\
 &= \frac{12.06323 \text{ kal/mol K}}{58.5 \text{ gr/mol}} = 0.21 \text{ kal/gr K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= (31531.04 \times 0.21 \times (377.54 - 298.15)) = 531158555.51 \text{ kal}
 \end{aligned}$$

Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [23] :				
NaCl	31531.04	0.212	79	531158555.53
H ₂ O	31531.04	0.999	79	2499807688.56
Aliran [30] :				
NaCl	4095.24	0.207	5	4232988.82
H ₂ O	11281.65	0.999	5	56332677.39
Total				3091531910.28

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [26] :				
NaCl	35626.28	0.211	65	487495371.18
H ₂ O	11875.43	1.005	65	775762250.21
Total				1263257621.38

Menghitung Q yang ditransfer aliran steam masuk [24]:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [24] :				
H ₂ O	102890.76	1.005	79.39	8209053662.13
Total				8209053662.13

Enthalpi uap keluar [27]:

$$T = 363.15 \text{ K}$$

$$P = 0.7 \text{ atm}$$

$$H_v = 2659.56 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Geankoplis, Table A.2-10, 1993})$$

$$\text{H}_2\text{O yang teruapkan} = 30932.50 \text{ kg}$$

$$Q \text{ uap keluar} = \text{H}_2\text{O yang teruapkan} \times H_v$$

$$= 30932.50 \times 2659.56$$

$$= 82279516.02 \text{ kJ}$$

$$= \frac{82279516.02}{4.1868} = 19652124.779 \text{ kkal}$$

$$= 19652124779.04 \text{ kal}$$

Q supply (steam):

$$\lambda_{\text{steam}} (0.709275 \text{ bar; } 90^\circ\text{C}) = 539094.2 \text{ kal/kg}$$

(Ulrich, Appendiks B, 1984)

$$m \text{ steam (S)} = 102890.76 \text{ kg}$$

$$\text{Panas steam} = S \times \lambda$$

$$= (102890.76 \text{ kg}) \times (539094.2 \text{ kal/kg})$$

$$= 55467810092.99 \text{ kal}$$

Neraca energi:

$$\text{Enthalpi bahan masuk} + Q \text{ supply} = \text{Enthalpi bahan keluar} + Q \text{ uap keluar}$$

$$\text{Enthalpi bahan masuk} = 3091531910.28 \text{ kal}$$

$$\text{Enthalpi bahan keluar} = 1263257621.38 \text{ kal}$$

$$Q \text{ uap keluar} = 19652124779.04 \text{ kal}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ supply} &= \text{Enthalpi bahan masuk} - (\text{Enthalpi bahan keluar} + Q \text{ uap keluar}) \\ &= (3091531910.28 - (1263257621.38 + 19652124779.04)) \text{ kal} \\ &= 17823850490.15 \text{ kal} \end{aligned}$$

(Q supply merupakan Q yang dibutuhkan untuk mendapatkan fraksi 0.75)

$$\text{Berat uap yang keluar dari evaporator} = 30937.27 \text{ kg}$$

Panas steam kondensat 90°C

$$hL = 376.92 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} &= 376.92 \times 0.2388 = 90.0085 \text{ kJ/kg} = 90008.5 \text{ kal/kg} \\ &\quad \text{(Geankoplis, Table A.2-9, 1993)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ kondensat} &= hL \times m \text{ uap keluar dr evap.} \\ &= (90008.5 \text{ kal/kg}) \times (30937.27 \text{ kg}) \\ &= 2784616812.18 \text{ kal} \end{aligned}$$

$$\text{Uap yg keluar dr evap.} = 1984616812.18 \text{ kal}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ serap} &= \text{Uap yg keluar dr evap.} - H \text{ kondensat} \\ &= (1984616812.18 - 2784616812.18) \text{ kal} \\ &= 16867507966.86 \text{ kal} \end{aligned}$$

Neraca energy pada Vacuum Pan Crystallizer (V-220)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [23] :		Aliran [26] :	
NaCl	531158555.51	NaCl	487495371.18
H ₂ O	2499807688.56	H ₂ O	775762250.21
Aliran [30] :		Aliran [27] :	
NaCl	4232988.82	H ₂ O (uap air)	19652124779.04
H ₂ O	56332677.39		
Q supply	17823850490.15		
Total	20915382400.43	Total	20915382400.43

7. Baromatic Condensor (E-311)

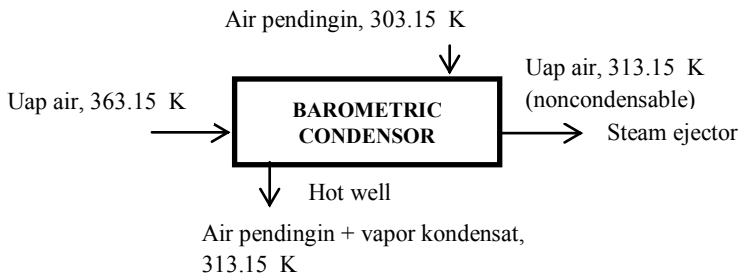
Fungsi dari barometric kondenser ini adalah untuk mengkondensasi sebagian uap yang keluar dari kristalitor dan menjaga tekanan pada kristalitor (*Vacuum Pan*).

Kondisi operasi:

Tekanan operasi = 0.7 atm

Suhu operasi = 313,15 K (40°C)

T_{ref} = 298,15 K (25°C)



Diasumsikan ada uap yang lolos (tidak terkondensasi) sebanyak 20% dari uap yang masuk.

Uap air masuk (dr evaporator) = 30937.27 kg

Uap air yang lolos = 20% × 30937.27 kg
= 6187.45 kg

Kondensat = uap air masuk – uap air yg lolos
= (30937.27 – 6187.45) kg
= 24749.81 kg

Perhitungan air pendingin:

Suhu air pendingin (t_1) = 303 K (30°C)

Suhu uap air jenuh diembunkan (t_v) = 313 K (40°C)

Suhu air panas meninggalkan barometric condensor (t_2) :

$$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) \times (t_v - t_1)$$

Dimana: a = perbandingan udara dalam uap (%berat)

Menurut *Hugot's* perbandingan udara dalam uap umumnya adalah 0.5 % hingga 2%.

Diambil a = 0.005 (0.5%)

(*Hugot pers. 40-8, 1986*)

Jadi:

$$\begin{aligned} t_2 &= t_v - [(0.1 + 0.02a) \times (t_v - t_1)] \\ &= 40 - [(0.1 + (0.02 \times 0.005)) \times (40 - 30)] \\ &= 40 - 0.10 \end{aligned}$$

$t_2 = 39.90^\circ\text{C}$ (312.90 K)

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan (W):

$$W = \frac{607 + 0.3 t_v - t_2}{t_2 - t_1}$$

(*Hugot pers. 40-5, 1986*)

$$\begin{aligned} W &= \frac{607 + 0.3 (40 - 39.90)}{39.90 - 30} \\ &= 61.32 \text{ kg air pendingin/kg uap air} \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin (m_{cw}):

$$\begin{aligned}m_{cw} &= m \times W \\ &= 30937.27 \times 61.32 \\ &= 1897146.99 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Enthalpi uap masuk:

$$H_{\text{vapor}} = H_{\text{laten}} + H_{\text{sensibel}}$$

$$\begin{aligned}T \text{ masuk} &= 363.15 \text{ K} \\ m &= 30937.3 \text{ kg} \\ \lambda &= H_v - h_L \\ &= 2660.537 - 378.069 \\ &= 2282.47 \text{ kJ/kg} \\ C_p &= 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2 \\ &= 8.22 + (0.00015 \times 363.15) + (0.00000134 \times 363.15^2) \\ &= 8.451 \text{ kal/mol K} \\ \Delta T &= (363.15 - 298.15) \text{ K} \\ &= 65 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H_{\text{laten}} &= m \times \lambda \\ &= (30937.3 \text{ kg}) \times (2282.47 \text{ kJ/kg}) \\ &= 70613320.39 \text{ kJ} = \frac{70613320.39}{238.845} = 16865638509.08 \text{ kal} \\ H_{\text{sensibel}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= ((30937.3 \text{ kg}/18) \times 1000) \times (8.451 \text{ kal/mol K}) \times 65 \text{ K} \\ &= 941951548.54 \text{ kal}\end{aligned}$$

Jadi, H_{vapor} yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}H_{\text{vapor}} &= H_{\text{laten}} + H_{\text{sensibel}} \\ &= (16865638509.08 + 941951548.54) \text{ kal} \\ &= 17807590057.62 \text{ kal}\end{aligned}$$

Enthalpi uap keluar:

1. Enthalpi uap air (non condensable) ke ejector (G-312)
 $T \text{ masuk} = 313.15 \text{ K}$
 $m = 6187.45 \text{ kg}$

$$\begin{aligned}
\lambda &= H_v - h_L \\
&= 2574.3 - 167.57 \\
&= 2406.73 \text{ kJ/kg} \\
C_p &= 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2 \\
&= 8.22 + (0.00015 \times 363.15) + (0.00000134 \times 363.15^2) \\
&= 8.451 \text{ kal/mol K} \\
\Delta T &= (313.15 - 298.15) \text{ K} \\
&= 15 \text{ K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{laten}} &= m \times \lambda \\
&= (6187.45 \text{ kg}) \times (2406.73 \text{ kJ/kg}) \\
&= 14891529.4 \text{ kJ} = \frac{14891529.4}{238.845} = 3556097219.77 \text{ kal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{sensibel}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= ((6187.45 \text{ kg}/18) \times 1000) \times (8.451 \text{ kal/mol K}) \times 15 \text{ K} \\
&= 42870008.04 \text{ kal}
\end{aligned}$$

Jadi, H_{vapor} yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
H_{\text{vapor}} &= H_{\text{laten}} + H_{\text{sensibel}} \\
&= (3556097219.77 + 42870008.04) \text{ kal} \\
&= 3598967227.81 \text{ kal}
\end{aligned}$$

2. Enthalpi uap yang terkondensasi ke Hot well (F-313)

$$\begin{aligned}
T_{\text{masuk}} &= 313.15 \text{ K} \\
m &= 2406.97 \text{ kg} \\
\lambda &= H_v - h_L \\
&= 2574.3 - 167.57 \\
&= 2406.97 \text{ kJ/kg} \\
C_p &= 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2 \\
&= 8.22 + (0.00015 \times 363.15) + (0.00000134 \times 363.15^2) \\
&= 8.451 \text{ kal/mol K} \\
\Delta T &= (313.15 - 298.15) \text{ K} \\
&= 15 \text{ K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{laten}} &= m \times \lambda \\
&= (2406.97 \text{ kg}) \times (2406.97 \text{ kJ/kg})
\end{aligned}$$

$$= 5792926.9 \text{ kJ} = \frac{5792926.9}{238.845} = 1383350945.65 \text{ kal}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{sensibel}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= ((2406.97 \text{ kg}/18) \times 1000) \times (8.451 \text{ kal/mol K}) \times 15 \text{ K} \\ &= 16563350945.65 \text{ kal} \end{aligned}$$

Jadi, H_{vapor} yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} H_{\text{vapor}} &= H_{\text{laten}} + H_{\text{sensibel}} \\ &= (1383350945.65 + 16563350945.65) \text{ kal} \\ &= 1399914305.32 \text{ kal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total enthalpi keluar} &= H_{\text{vapor ke ejector}} + H_{\text{vapor ke hot well}} \\ &= (3598967227.81 + 1399914305.32) \text{ kal} \\ &= 4998881533.13 \text{ kal} \end{aligned}$$

Neraca energi total:

$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{serap}}$

$$\begin{aligned} H_{\text{masuk}} &= 17807590057.62 \text{ kal} \\ H_{\text{keluar}} &= 4998881533.13 \text{ kal} \\ Q_{\text{serap}} &= H_{\text{masuk}} - H_{\text{keluar}} \\ &= 17807590057.62 - 4998881533.13 \\ &= -12808708524.48 \text{ kal} \end{aligned}$$

Proses berjalan secara eksotermis. Sehingga dibutuhkan media pendingin untuk menyerap panas (media pendingin menggunakan air pendingin).

Kebutuhan air pendingin:

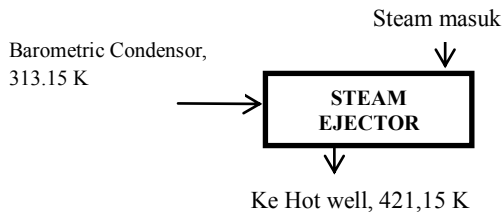
Air Pendingin	T (K)	ΔT	C_p	Q
Masuk	303.15	5	1.00	4.84 m kal/g
Keluar	313.15	15	1.00	14.83 m kal/g

Neraca Energi pada Barometric Condensor (E-311)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [27] :		Uap air ke G-312	
H ₂ O (uap air)	17807590057.62	H ₂ O (uap air)	3598967227.81
		Kondensat ke F-313	
		H ₂ O	1399914305.32
		Q serap	12808708524.48
Total	17807590057.62	Total	17807590057.62

8. Steam Ejector (G-312)

Fungsi dari Steam ejector ini adalah untuk memvakumkan kondisi operasi dari vacuum pan crystallizer dengan cara menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser.



$$T = 421.15 \text{ K (148}^\circ\text{C)}$$

$$P = 4.5 \text{ bar}$$

$$H_v = 2744.02 \text{ kJ/kg}$$

$$h_L = 623.57 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = H_v - h_L$$

$$= (2744.02 - 623.57) \text{ kJ/kg}$$

$$= 2120.45 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p = 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2$$

$$= 8.22 + (0.00015 \times 421.15) + (0.00000134 \times 421.15^2)$$

$$= 8.521 \text{ kal/mol K}$$

(Geankoplis, 1993)

1. Aliran masuk dari barometric condenser

$$H_{\text{uap air}} = 3598967227.81 \text{ kal}$$

$$m = 6187.45 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} m \text{ steam} &= m \text{ uap masuk} \times \frac{m \text{ air pendingin}}{m \text{ uap terkondensasi}} \\ &= (6187.45 \times \frac{1897146.99}{24749.81}) \text{ kg} \\ &= 474286.75 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Steam

$$\begin{aligned} H \text{ steam} &= m \text{ steam} \times \lambda \\ &= (474287 \text{ kg}) \times (2120.45 \text{ kJ/kg}) \\ &= 1005701333.94 \text{ kJ} = \frac{1005701333.94}{238.845} \\ &= 240161478545.89 \text{ kal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ masuk total} &= H \text{ uap air} + H \text{ steam} \\ &= (3598967227.81 + 240161478545.89) \text{ kal} \\ &= 243760445773.70 \text{ kal} \end{aligned}$$

Diasumsikan Q_{loss} sebesar 5% dari H masuk total

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times H \text{ masuk total} \\ &= 0.5 \times 243760445773.70 \text{ kal} \\ &= 12188022288.69 \text{ kal} \end{aligned}$$

Neraca energi steam ejector:

$$H \text{ vapor masuk} = H \text{ kondensat} + Q_{\text{loss}}$$

$$H \text{ vapor masuk} = 243760445773.70 \text{ kal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 12188022288.69 \text{ kal}$$

$$\begin{aligned} H \text{ kondensat} &= H \text{ vapor masuk} - Q_{\text{loss}} \\ &= (243760445773.70 - 12188022288.69) \text{ kal} \\ &= 231572423485.02 \text{ kal} \end{aligned}$$

Neraca Energi pada Steam Ejector (G-312)

Masuk		Keluar	
Komponen	ΔH (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Uap dari E-311	3598967227.81	Kondensat ke F-313	231572423485.02
Steam	240161478545.89	Q loss	12188022288.69
Total	243760445773.70	Total	243760445773.70

9. Rotary Dryer (B-310)

Fungsi dari rotary dryer ini adalah untuk mengkristalkan garam dengan menggunakan udara panas.

Kondisi operasi:

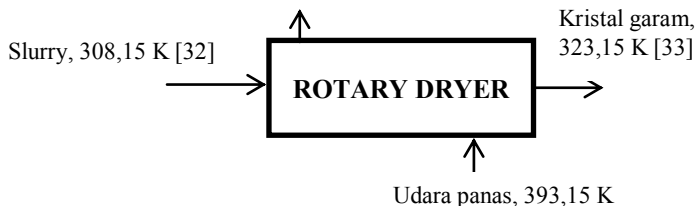
Tekanan operasi = 1 atm

Suhu operasi = 373,15 K (100°C)

T_{ref} = 298,15 K (25°C)

Humidity udara masuk = 0.075 kg uap air/kg udara kering

Uap air+padatan terikut ke cyclone , 383,15 K [34]



Untuk perhitungan NaCl:

$$\begin{aligned}
 C_p &= 10.79 + 0.00420 T \\
 &= 10.79 + 0.00420 \times (308.15 \text{ K}) \\
 &= 12.0842 \text{ kal/mol K, di konversi menjadi kal/gr K maka:} \\
 &= \frac{12.0842 \text{ kal/mol K}}{58.5 \text{ gr/mol}} = 0.21 \text{ kal/gr K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= (31531.04 \times 0.21 \times (308.15 - 298.15)) = 65133.05 \text{ kal}
 \end{aligned}$$

Enthalpi bahan masuk:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [32] :				
NaCl	31531.04	0.207	10	65133.05
H ₂ O	593.77	0.999	10	5929756.82
Total				5994889.87

Enthalpi bahan keluar:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [33] :				
NaCl	31215.73	0.211	25	164837.72
H ₂ O	29.69	0.999	25	741219.60
Total				906057.33

Enthalpi uap air + padatan terikut ke cyclone:

Komponen	m (kg)	Cp	ΔT	ΔH (kal)
Aliran [34] :				
NaCl	315.31	0.212	85	5680.62
H ₂ O	564.08	0.999	85	47882786.34
Total				47888466.96

Neraca energi total:

$$H_{\text{bahan masuk}} + H_{\text{udara panas masuk}} = H_{\text{bahan keluar}} + H_{\text{udara panas keluar}}$$

Entalpi bahan masuk = 5994889.87 kal

Entalpi bahan keluar = enthalpi ke cyclone + enthalpi bahan
 = (47888466.96 + 906057.33) kal
 = 48794524.29 kal

$$H_{\text{bahan masuk}} - H_{\text{bahan keluar}} = (5994889.87 - 48794524.29) \text{ kal} \\ = -42799634.42 \text{ kal}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpi udara panas masuk} &= m \times C_p \times \Delta T \\ T &= 393.15 \text{ K (120}^\circ\text{C)} \\ C_p &= 0.25 \text{ kal/gr}^\circ\text{C} \quad (\text{Geankoplis, Figure A.3-3, 1993}) \\ \text{Maka, H udara panas masuk} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 0.25 \times (120-25)^\circ\text{C} \\ &= 23.75 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enthalpi udara panas keluar} &= m \times C_p \times \Delta T \\ T &= 383.15 \text{ K (110}^\circ\text{C)} \\ C_p &= 0.245 \text{ kal/gr}^\circ\text{C} \quad (\text{Geankoplis, Figure A.3-3, 1993}) \\ \text{Maka, H udara panas keluar} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= m \times 0.245 \times (110-25)^\circ\text{C} \\ &= 20.83 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi, } H_{\text{udara panas keluar}} - H_{\text{udara panas masuk}} = (20.83 - 23.75) \text{ m} \\ = -2.93 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{bahan masuk}} - H_{\text{bahan keluar}} &= H_{\text{udara panas keluar}} - H_{\text{udara panas masuk}} \\ -42799634.42 &= -2.93 \text{ m} \\ m &= 14607383.76 \text{ gr} \\ &= 14632.35 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H udara panas masuk} &= 23.75 \text{ m} \\ &= 23.75 \times 14632.35 \\ &= 347518399.13 \text{ kal} \end{aligned}$$

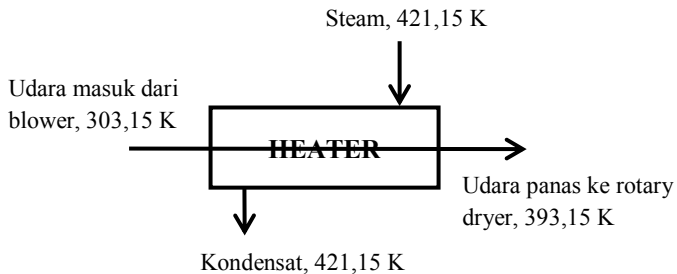
$$\begin{aligned} \text{H udara panas keluar} &= 20.83 \text{ m} \\ &= 20.83 \times 14632.35 \\ &= 304718764.71 \text{ kal} \end{aligned}$$

Neraca Energi pada Rotary Dryer (B-310)

Masuk		Keluar	
Komponen	H (kal)	Komponen	ΔH (kal)
Aliran [32] :		Aliran [33] :	
NaCl	65133.05	NaCl	164837.72
H ₂ O	5929756.82	H ₂ O	741219.60
		Aliran [34] :	
		NaCl	5680.62
		H ₂ O	47882786.34
Udara masuk	347518399.13	Udara keluar	304718764.71
Total	353513289.00	Total	353513289.00

10.Heater (E-322)

Fungsi dari heater ini adalah untuk memanaskan udara menjadi udara panas pada suhu 120°C



Asumsi: Q loss sebesar 5% dari Q supply

Neraca energi:

$$\Delta H \text{ masuk} + Q \text{ supply} = \Delta H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

Data steam:

T = 421.15 K (148°C)

P = 4.5 bar

$$\begin{aligned}
H_v &= 2744.02 \text{ kJ/kg} \\
h_L &= 623.57 \text{ kJ/kg} \\
\lambda &= H_v - h_L \\
&= (2744.02 - 623.57) \text{ kJ/kg} \\
&= 2120.45 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

(Geankoplis, Table 2-9, 1993)

Menghitung enthalpi udara masuk blower:

$$\begin{aligned}
\Delta T &= T - T_{ref} \\
&= (303.15 - 298.15) \text{ K} \\
&= 5 \text{ K} \\
m &= 14632.35 \text{ kg} \\
C_p &= 1.0048 \text{ kJ/kg K} \quad (\text{Geankoplis, Figure A.3-3, 1993}) \\
H &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= (14632.35 \text{ kg}) \times 1.0048 \text{ kJ/kg K} \times (5 \text{ K}) \\
&= 71307.6 \text{ kJ} \\
&= 17028244 \text{ kal}
\end{aligned}$$

Menghitung enthalpi udara keluar ke rotary dryer:

$$\begin{aligned}
\Delta T &= T - T_{ref} \\
&= (393.15 - 298.15) \text{ K} \\
&= 95 \text{ K} \\
m &= 14632.35 \text{ kg} \\
C_p &= 1.0132 \text{ kJ/kg K} \quad (\text{Geankoplis, Figure A.3-3, 1993}) \\
H &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= (14632.35 \text{ kg}) \times (1.0132 \text{ kJ/kg K}) \times (95 \text{ K}) \\
&= 1406199 \text{ kJ} \\
&= 335800259.80 \text{ kal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{supply} &= \frac{100}{95} \times (H \text{ keluar} - H \text{ masuk}) \\
&= \frac{100}{95} \times (1406199 - 71307.6) \text{ kJ} \\
&= 1405149 \text{ kJ} \\
&= 335549489.83 \text{ kal}
\end{aligned}$$

$$m \text{ steam} = \frac{Q_{\text{supply}}}{\lambda} = \frac{1405149 \text{ kJ}}{2120.45 \text{ kJ/kg}} = 662.67 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} H \text{ steam} &= m \text{ steam} \times H_v \\ &= (662.67 \text{ kg}) \times (2744.02 \text{ kJ/kg}) \\ &= 1818367 \text{ kJ} \\ &= 434225994.99 \text{ kal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ kondensat} &= m \text{ steam} \times h_L \\ &= (662.67 \text{ kg}) \times (623.57 \text{ kJ/kg}) \\ &= 413218.2 \text{ kJ} \\ &= 98676505.16 \text{ kal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= Q_{\text{steam}} \times 5\% \\ &= 1405149 \text{ kJ} \times 5\% \\ &= 70257.43 \text{ kJ} \\ &= 16777474.49 \text{ kal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total pada Heater (E-322)

H in (kal)		H out (kal)	
H masuk	17028244.46	H keluar	335800259.8
Qsupply	434225994.99	Kondensat	98676505.16
		Qloss	16777474.49
Total	451254239.45	Total	451254239.45

APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

GUDANG BAHAN BAKU GARAM RAKYAT (F-111)

Fungsi : Menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan

Asumsi : Impurities memiliki harga ρ sebesar = 2648 kg/m³

Berat Garam Rakyat = 36426 kg/jam = 314722368 kg/tahun

Komposisi Garam Rakyat :

Komponen	% Berat	ρ (kg/m ³)	m (kg/tahun)	V (m ³ /tahun)
NaCl	80.12	2613	252155561.2	96500.406
CaSO ₄	2.59	2960	8151309.3	2753.821
MgCl ₂	3.07	2320	9661976.7	4164.645
MgSO ₄	1.96	2660	6168558.4	2319.007
Impurities	2.57	2648	8088364.9	3054.518
H ₂ O	9.69	995.68	30496597.5	30628.914
Total	100		314722368	139421.31

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 0.000648 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Bahan Konstruksi} &= \text{Beton} \\
 \text{Volume Bahan} &= 139421.32 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume Gudang} &= 1,15 \times \text{Volume Bahan} \\
 &= 160334.51 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Ketinggian gudang diperkirakan 5 meter dengan perbandingan panjang & lebar adalah sebagai berikut :

$$p : l = 2 : 1$$

Volume Gudang	=	$p \times l \times t$
160334.51	=	$p \times 0.5 p \times 5$
p	=	253.247 m^3
l	=	126.62 m^3
t	=	5 m^3

Spesifikasi :

Nama	=	Gudang Bahan Baku
Fungsi	=	Menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan
Kapasitas	=	$139421.31 \text{ m}^3/\text{tahun}$
Panjang	=	253.25 m
Lebar	=	126.62 m
Tinggi	=	5 m
Bahan Konstruksi	=	Beton
Type	=	Housing

BELT CONVEYOR (J - 112)

Fungsi : Mengangkut garam rakyat dari gudang ke tangki pencampur

Laju Alir Bahan	=	$36426 \text{ kg/jam} = 874229 \text{ kg/hari}$
Waktu loading bin NaCl	=	1jam
Massa Bahan Total	=	874 ton/hari
Laju Alir Bahan	=	36 ton/jam
Densitas Bahan	=	0.000648 kg/m^3

Dari **tabel 5-5** Walas (Chemical Proses eq.) p-81, dipilih

Lebar Belt = 24 inch = 0.6096 meter

running angle of repose = 19°

Inklinasi = 5°

Kapasitas Belt pada 100 ft/min = 9.6 ton/jam

Kec.belt (u) yang diperlukan = $36/9.6 \times 100 = 380.63 \text{ ft/min} = 6961 \text{ m/jam}$

Dari tabel **5-5** Walas diperoleh

Kecp. maksimum belt yang direkomendasikan = $350 \text{ ft/min} = 6400.49 \text{ m/jam}$

Jarak yang ditempuh = 45 meter

Tinggi Conveyor (H) = $45 \tan 5^\circ = 3.9 \text{ meter}$ (walas hal 83)

Panjang Conveyor = $50/\cos 5^\circ = 45.2 \text{ meter}$ (walas hal 83)

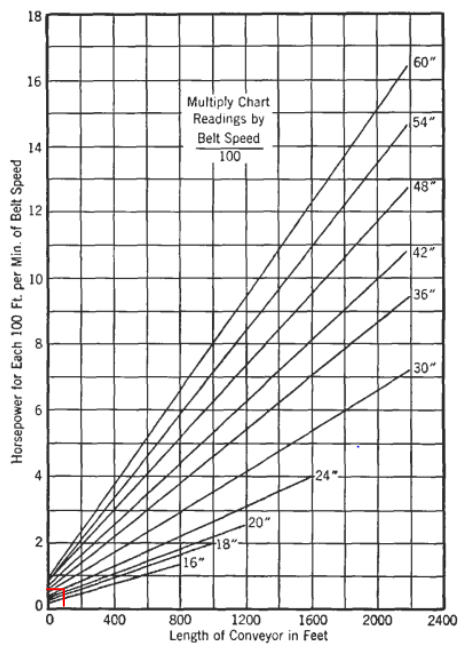
Penentuan Power Belt Conveyor (Walas hal 81)

Power = P horisontal + P vertikal + P empty

P horisontal = $(0.4+L/300) \times (W/100)$
= $(0.4 + 45/300) \times (36/100)$
= 0.2 hp

P vertikal = 0.001 HW (Walas hal 82)
= $0.001 \times 3.9 \times 3.6$
= 0.1 hp

(c) Power to Drive Empty Conveyor



$$P_{\text{empty}} = \frac{350 \times 0.6}{100} = 2.1 \text{ hp}$$

$$\text{Power} = 0.2 + 0.1 + 2.1 = 2.4 \text{ hp}$$

$$\begin{aligned} \text{Eff. Motor} &= 0.7 \\ \text{Power} &= 2.4 / 0.7 \\ &= 3 \end{aligned}$$

Dipilih motor dengan Power = 3 hp

Spesifikasi

Nama alat	= Belt Conveyor
Fungsi	= Mengangkut garam rakyat dari gudang ke tangki pencampur
Tipe	= Continuous Flow Conveyor
Kapasitas	= 36 ton/jam
Lebar belt	= 0.61 meter
Tinggi Conveyor	= 3.90 meter
Panjang Conveyor	= 45.2 meter
Speed	= 6783.62 meter/jam (operasi)
Daya power	= 3 hp
Jumlah	= 1

MIXING TANK (M-113)

Fungsi : Melarutkan garam rakyat dengan penambahan air proses

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dished head dan bagian bawah konis 90°

Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

Jumlah : 1 buah

Viskositas air pada suhu 30 °C = 0.8 cp = 2.88 kg/m.jam

Densitas air pada suhu 30 °C = 996 kg/m³

Rate Aliran Masuk = 36426 kg/jam = 36.4 ton/jam

Komponen	Massa (kg/jam)	s.g	ρ (kg/m ³)	volume (m ³ /jam)	μ (kg/m.jam)
NaCl	29184.67	2.16	2613	11.17	6.05554
CaSO ₄	943.44	2.96	2960	0.32	0.22175
MgCl ₂	1118.28	2.33	2320	0.48	0.20602
MgSO ₄	713.95	2.66	2660	0.27	0.1508

Impurities	936.15	2.65	2648	0.35	0.19684
H ₂ O	3529.70	1.00	995.68	3.55	0.27907
Total	36426			16.14	7.11003

$$\begin{aligned} \text{vol larutan} &= 16.14 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{m campuran} &= 1.98 = 7.11 \text{ kg/m.jam} \\ \rho \text{ campuran} &= 2038.61 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vol. larutan} &= 16.14 \text{ m}^3/\text{mixing cycle time} \\ \text{Banyak tangki} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Volume larutan} &= 16.14 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\ \text{Volume tangki} &= \frac{100}{80} \times 16.14 \\ &= 20.171 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Hs/D) = 1.5

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 0.25 \pi \times D^2 \times H \\ &= 0.25 \pi \times D^2 \times 1,5D \\ &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\ &= 1.1775 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup atas} &= 0.0847 \times D^3 \text{ (Kusnarjo)} \\ \text{Volume konis} &= \frac{D^3 \times 0.131}{\tan(\alpha)} \\ &= \frac{D^3 \times 0.131}{\tan(0,5 \times 90^\circ)} \\ &= \frac{0,131 \times D^3}{\tan(45^\circ)} \\ &= 0,131 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume total} &= \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup} \\
&\quad \text{atas} \\
20.171 &= (1.1775 \times D^3) + (0.1308 \times D^3) + (0.0847 \times D^3) \\
20.171 &= 1.393 \times D^3 \\
D^3 &= 14.081 \text{ m}^3 \\
D &= 2.4 \text{ m} \\
&= 95.07 \text{ in} \\
ID &= 2.4 \text{ m} = 95.96 \text{ in} \\
&(\text{Brownell \& Young, hal 90})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi silinder (Hs)} &= 1.5 \times D_i \\
&= 1.5 \times 2.4 \\
&= 3.66 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi konis (Hc)} &= \frac{D_i}{24 \times \tan(0,5 \alpha)} \\
&= \frac{2.44}{24 \times \tan(45^\circ)} \\
&= 0.10 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0.169 \times D_i \\
&= 0.41 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi konis} + \text{tinggi} \\
&\quad \text{dished head} \\
&= 3.66 + 0.10 + 0.412 \\
&= 4.17 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{vol. larutan dalam konis} &= \text{volume konis} \\
&= 0.131 \times ID^3 \\
&= 0.131 \times (2.4)^3 \\
&= 1.89 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{volume larutan dalam silinder} &= \text{volume larutan dalam bejana} - \\
&\quad \text{volume larutan dalam konis}
\end{aligned}$$

$$= 20.171 - 1.89$$

$$= 18.28 \text{ m}^3$$

$$\text{tinggi larutan dalam silinder} = \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2}$$

$$= \frac{18.28}{(3.14/4) \times (2.4)^2}$$

$$= 3.92 \text{ m}$$

$$\text{tinggi larutan dalam bejana (Hb)} = \text{tinggi larutan dalam silinder} + \text{tinggi larutan dalam dishhead}$$

$$= 3.92 + 0.41$$

$$= 4.33 \text{ m}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\text{P Operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\text{P bahan} = \rho_{\text{bahan}} \times g \times \text{Hb}$$

$$= 2039 \times 9.8 \times 4.33$$

$$= 86526.21 \text{ N/m} = 12.59 \text{ psi}$$

$$\text{P Total} = \text{P bahan} + \text{P Operasi}$$

$$= 12.59 + 14.7 = 27 \text{ psi}$$

$$\text{Pdesain} = 1.05 \times \text{P Total}$$

$$= 1.05 \times 27$$

$$= 29 \text{ psi}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240)(*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

$$f = 18750 \text{ psi (Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)}$$

$$E = 0.8 \text{ (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)}$$

$$C = 0.13$$

$$\begin{aligned} t \text{ silinder} &= \frac{P_i \times D + C}{2 (f.E + 0,4 P_i)} \\ &= 0.094880603 + 0.13 \\ &= 0.22 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tebal plate standart (diambil)} &= 5/10 \text{ in (tabel 5.7, B \& Y hal : 90)} \\ &= 0.50 \text{ in} = 0.013 \text{ meter} \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2 t \text{ silinder}$$

$$OD = 95.07 + 2 \times 0.50$$

$$OD = 96.06966426 \text{ in} = 2.44 \text{ m}$$

Menentukan Ketebalan Konis :

$$\begin{aligned} t \text{ konis} &= \frac{P_i \times OD + C}{2(f.E + 0,4 P_i) \times \cos (0,5 \alpha)} \\ &= \frac{27 \times 96 + C}{2(18750 \times 0,8 + 0,4 27) \times \cos (45^\circ)} \\ &= 0.13 + 0.13 \\ &= 0.26 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tebal plate standart (diambil)} &= 5/10 \text{ in (tabel 5.7, B \& Y hal : 90)} \\ &= 0.50 \text{ in} = 0.013 \text{ meter} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup Atas (dished head)

$$OD = 96 \text{ in}$$

$$r = 96 \text{ in (tabel 5.7, B \& Y hal : 90)}$$

$$icr = 49/8 \text{ in}$$

$$t \text{ head} = \frac{0,885 \times P_i \times r + C}{2 (f.E - 0,1P_i)}$$

$$t \text{ head} = 0.08 + 0.13$$

$$t \text{ head} = 0.21 \text{ in}$$

tebal dish head standar (diambil) = 0.25 in = 0.006 m
sf = 2 in = 0.05 m

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i, \text{ optimal} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 3.496 \times 2.693 \\ &= 36.71 \text{ in} \\ &= 0.93 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 1 in sch 40, didapat :

$$\text{OD} = 1.315 \text{ in} = 0.033 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1.049 \text{ in} = 0.027 \text{ m}$$

$$A = 0.0060 \text{ ft}^2 = 0.000558 \text{ m}^2$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= Q/A = 16.14/0.000558 \\ &= 28918.9 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{2038.61 \times 0.027 \times 28918.9}{7.110} \\ &= 220929.35 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six blade turbine with disk.

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

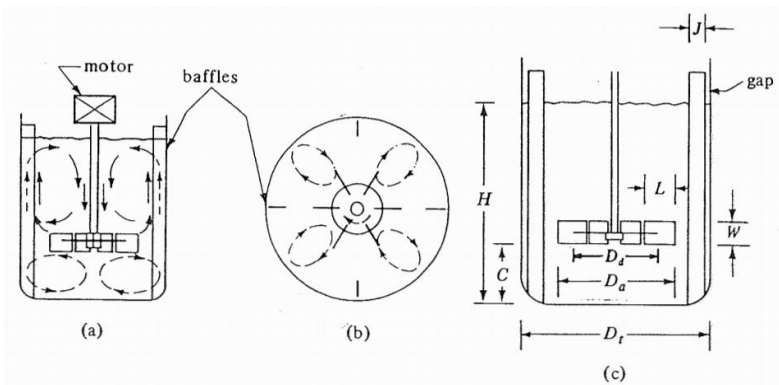


FIGURE 3.4-3. Baffled tank with six-blade turbine agitator with disk showing flow patterns: (a) side view, (b) bottom view, (c) dimensions of turbine and tank.

TABLE 3.4-1. Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$$Da/Dt = 0.3$$

$$Da = 2.4 \times 0.3 = 0.731 \text{ m}$$

$$W/Da = 0.2$$

$$W = 0.2 \times 0.731 = 0.146 \text{ m}$$

$$L/Da = 0.250$$

$$L = 0.25 \times 0.731 = 0.183 \text{ m}$$

$$C/Dt = 0.333$$

$$C = 0.333 \times 2.4 = 0.812 \text{ m}$$

$$Dt/J = 12$$

$$J = 2.4/12 = 0.203 \text{ m}$$

$$N = 150 \text{ rpm} = 2.5 \text{ rps}$$

dimana,

Da : diameter agitator

Dt : diameter tangki

W : lebar pengaduk

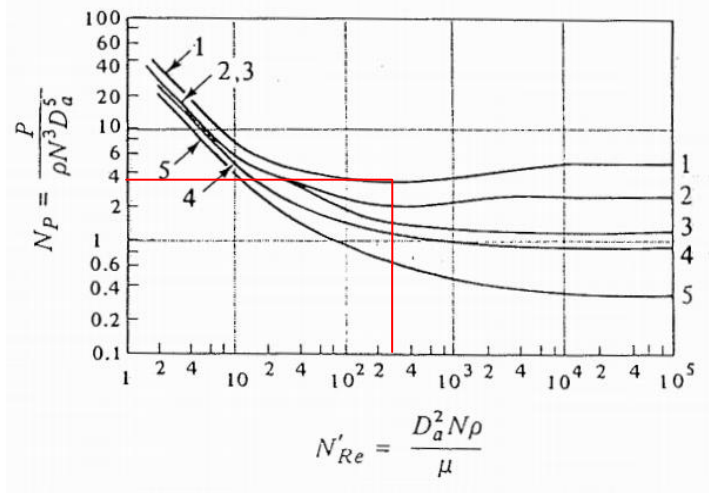
L : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar baffle

N : kecepatan putar

$$N_{re} = Da^2 N r / m = 0.731^2 \times 2.5 \times 2038.61 / 7.11 = 383.26$$



$$N_p = 3.8 \text{ (Figure 3.4-4 Geankoplis 3th edition)}$$

$$P = N_p \rho N^3 D_a^5 = 25303 \text{ J/s} = 25.3 \text{ kW} = 33.93 \text{ hp}$$

Spesifikasi

Nama alat	=	Mixing Tank
Fungsi	=	Melarutkan garam rakyat dengan penambahan air proses
Bahan	=	type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel
Kapasitas	=	36.4 ton/jam
Tebal Tangki	=	0.01 meter
Tinggi Tangki	=	4.17 meter
Diameter Tangki	=	2.41 meter

POMPA MIXER (L-114)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan yang keluar dari Mixer (M-113) ke Reaktor (R-110)

Rate feed	=	36426 kg/jam = 22.31 lbm/s
ρ camp	=	0.055 kg/L = 3.46 lb/ft ³
μ camp	=	0.91 cp = 0.00061 lb/(ft).(s)
Q	=	657321.01 L/jam = 6.441 ft ³ /s = 2894.10 gpm

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus	=	13 m = 42.650 ft
Beda ketinggian	=	4 m = 13.123 ft
Elbow 90°	=	4 buah
Globe valve	=	1 buah
Gate valve	=	1 buah (wide open)
P1	=	1 atm = 14.696 psia
P2	=	1 atm = 14.696 psia

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : aliran turbulen (NRe > 4000)

Q	=	6.441 ft ³ /s
ρ	=	3.464 lb/ft ³
Di optimum	=	$3.9 Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$ (Peters & Timerhauss, Pers 15, p496) = 9.017 x 1.18

$$= 10.598 \text{ in}$$

Jadi digunakan D pipa : 12 in IPS sch. 30 (*Kern,table.11,p.844*)

$$\text{OD} = 12.75 \text{ in} = 1.063 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 12.09 \text{ in} = 1.008 \text{ ft} = 0.31 \text{ m}$$

$$\text{A} = 115 \text{ in}^2 = 0.797 \text{ ft}^2$$

Kecepatan alir :

$$v = Q/A = 6.441/0.797 = 8.083 \text{ ft/s}$$

Cek NRe :

$$\text{NRe} = (\rho \times D \times v) / \mu = 28.205/0.00061 = 46369.1 \text{ (Asumsi benar)}$$

Perhitungan friction losses :

(a) Sudden contraction dari outlet tangki (*Geankoplis,pers.2.10-16,p.93*)

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2)/A_1$$

Karena $A_1 \gg \gg \gg A_2$ maka :

$$A_2/A_1 = 0$$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $a = 1$ (turbulen)

$$h_c = K_c \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \text{ (Geankoplis,pers.2.10-16,p.93)}$$

$$= 0.55 \times (38.394/64.348)$$

$$= 0.328 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(b) Friksi pada sambungan dan valve

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0.17$$

Friksi pada 4buah elbow 90°

$$h_f = 4 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc)$$

$$= 4(0.75) \times (38.394/64.348)$$

$$= 1.790 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Friksi pada 1 buah globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
 h_{f2} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\
 &= 6 \times (38.394/64.348) \\
 &= 3.580 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
 h_{f3} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\
 &= 0.170 \times (38.394/64.348) \\
 &= 0.101 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve :

$$S_{hf} = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} = 5.471 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(c) Friksi pada pipa lurus :

$$L = 42.650 \text{ ft}$$

Material pipa : commercial steel

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m}$$

$$\varepsilon / D = 0.000185746$$

$$f = 0.014 \text{ (Geankoplis Gb. 2.10-3, hlm 88)}$$

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \times DL \times v^2/D \times gc \quad (\text{Geankoplis, pers.2.10-6, hlm 89}) \\
 &= 91.180/26.141 = 3.488 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

(d) Sudden expansion ke inlet tangki :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers.2.10-15, p.93})$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2 \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1.00 \text{ dan } \alpha = 1 \quad (\text{turbulen})$$

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc}$$

$$= 1 \times \frac{38.394}{64.348}$$

$$= 0.6 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(e) Total friksi :

$$\Sigma F = h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} = 9.884 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Mechanical energy balance :

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 14.696 - 14.696 = 0 \text{ psia}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 6.196 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{gc} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F \\ &= \frac{0}{6.77} + 13.123 + \frac{38.394}{64.348} + 9.884 \\ &= 23.604 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 65\%$ (Peter&Timerhauss, f.14-37, p.520)

$$\text{BHP} = \frac{m \times W_s}{\eta} = \frac{513.151}{0.65} = 789.462 \text{ lbf.ft/s} = 1.435 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 82\%$ (Peter&Timerhauss, f.14-38, p.521)

$$\text{Konsumsi power} = \frac{\text{BHP}}{\eta_m} = \frac{1.435}{0.82} = 1.75 \text{ hp}$$

Jadi digunakan power pompa = 5 hp

Spesifikasi Pompa mixer (L-123) :

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan yang keluar dari Mixer (M-113) ke Reaktor (R-110)

Type : Centrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel 304

Kapasitas : 35500 kg/jam

Diameter pipa : 10 in IPS sch.40

Panjang pipa : 13 m

Head pompa : 23.604 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa : 65%

Efisiensi motor : 82%

Power pompa : 5 hp
 Daya power : 47.3 hp
 Jumlah : 1 buah

Mixer Na₂CO₃ (M-115)

Fungsi : Melarutkan Soda ash (Na₂CO₃)

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart
 dished head

Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

Sistim operasi : Continyu

Jumlah : 1 buah

Rate Aliran Masuk = 6786.97 kg/jam = 6.79 ton/jam

Komponen	Massa (kg/jam)	x	sg	ρ (kg/m³)	volume (m³/jam)
Na ₂ CO ₃	6773.4	0.998	2.533	2533	2.674
NaCl	5.43	0.0008	2.613	2613	0.002
Na ₂ SO ₄	6.787	0.001	2.70	2698	0.003
H ₂ O	1.357	0.0002	0.985655	985.655	0.001
Total	6786.974	1		2532.4218	2.680

Vol. larutan = 2.68 m³/jam
 μ campuran = 0.80 cp = 2.88 kg/m.jam
 ρ campuran = 2532.42 kg/m³
 Vol. larutan = 2.68 m³/mixing cycle time
 Banyak tangki = 1 buah
 V_L = 2.68 m³
 V larutan (V_L) = 80% Volume total
 Volume tangki = $\frac{2.68}{0.8} = 3.35 \text{ m}^3$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (H_s / D_i) = 1.5

$$\begin{aligned}\text{Vol. silinder (V}_s) &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times L_s \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times 1.5 D_i \\ &= 0.25 \times 3.14 \times 1.5 D_i^3 \\ &= 1.2 \times D_i^3\end{aligned}$$

Vol. tutup atas (V_{dish}) = $0.0847 \times D_i^3$ (Danawati)

$$\begin{aligned}\text{Vol. total} &= \text{Vol. silinder (V}_s) + 2 \times \text{Vol dished head (V}_{\text{dish}}) \\ 3.35 &= (1.2 \times D_i^3) + (2 \times 0.0847 \times D_i^3) \\ 3.35 &= 1.3469 \times D_i^3 \\ D_i^3 &= 2.5 \\ D_i &= 1.357 \text{ m} = 53.3 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{tinggi silinder (H}_s) &= 1.5 \times D_i \\ &= 1.5 \times 1.35 \\ &= 2.025 \text{ m} = 80.013 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_L \text{ dlm silinder} &= V_L - V_{\text{dish}} \\ &= 2.68 - 0.0847 \times D_i^3 \\ &= 2.68 - (0.0847 \times 1.4^2) \\ &= 2.68 - 0.21 \\ &= 2.47 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam silinder (L_L)=

$$\frac{VL \text{ dalam silinder}}{\frac{1}{4} \pi D_i^2} = \frac{2.47}{\frac{1}{4} \times 3.14 \times 1.35^2} = 1.71 \text{ m} = 67.464 \text{ in}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= 14.7 \text{ psig (1 atm)} \\ P \text{ hidrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times LL \\ &= 2532 \times 9.8 \times 1.71 \\ &= 42527.31 \text{ N/m}^2 = 6.19 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Total} &= P \text{ hidrostatic} + P \text{ Operasi} \\ &= 6.19 + 14.7 = 20.89 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1.05 \times P \text{ Total} \\ &= 1.05 \times 20.89 \\ &= 21.94 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi :

type 316, grade M (SA-240) (*Appendiks D, B&Y hal : 342*)

f = 18750 psi (*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

E = 0.8 (*Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14*)

(*double welded butt joint*)

C = 1/8 in

$$ts = \frac{P_{des} \times D_i}{2 \times (fE - 0.6P_{des})} + C \text{ (Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254)}$$

dimana :

ts = Tebal minimum silinder, in

Pd = Tekanan Design, psi

- f = Allowable stress maximum, psi
 Di = Diameter dalam silinder, in
 E = Effisiensi sambungan las
 C = Tebal korosi, in

$$t_s = \frac{P_{des} \times D_i}{2 \times (fE - 0.6P_{des})} + C$$

$$= \frac{21.94 \times 53.3}{2 \times (18750 - 0.6(21.94))} + \frac{1}{8}$$

$$= 0.164 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas tebal minimum silinder didapat sebesar 0.164 in, namun menurut *Brownell and Young* (1959), standarisasi tebal silinder yang dapat digunakan sebesar 3/16 in = 0.1875 in (0.005 m).

- OD = ID - 2 t silinder
 OD = 53.3 - (2 x 0.19)
 OD = 52.92 in

Dari perhitungan outside diameter diatas didapat outside diameter bejana sebesar 52.92 in. Namun standart outside diameter yang diijinkan sebesar 54 in (1.37 m) (*Brownell, Table 5.7, p 91*)

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

- OD = 54 in
 t = 3/16 in
 rc = 54 in (*Brownell, Tabel 5.7, p 90*)
 icr = 3.25 in (*Brownell, Table 5.7, p 90*)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \times Pd \times rc}{2 \times (fE - 0.1Pd)} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 21.94 \times 54}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 21.94)} + 0.13 \\
 &= 0.03 + 0.13 \\
 &= 0.16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell, Pers 13.12, p 258)

dari perhitungan diatas didapatkan tebal head untuk tutup dished head sebesar 0.16 in, namun standarisasi yang digunakan sebesar 3/16 in = 0.1875 in (0.005 m) (Brownell, Table 5.7, p 90)

Common Types of Formed Heads and Their Selection 87

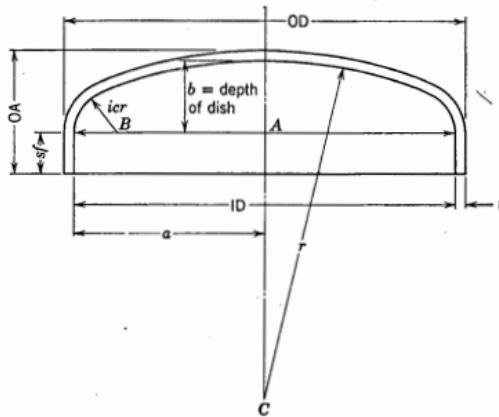


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\
 BC &= r - (icr) \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 OA &= t + b + tf
 \end{aligned}$$

Tinggi total = (2x Tinggi tutup) + Tinggi silinder

$$\begin{aligned}
L_T &= (2 \times L_h) + H_s \\
L_h &= b + sf + th \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{untuk, } Do &= 54 \text{ in} \\
t \text{ head} &= 3/16 \text{ in}
\end{aligned}$$

Standart of Straight Flange (sf) yang diijinkan antara 1½ - 2 in,
maka digunakan sf = 2 in *(Brownell, Table 5.6, p 88)*

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr = 54 - 3.25 = 50.75 \text{ in} \\
AB &= (Di/2 - icr) = (53.3/2 - 3.25) = 23.421 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\
b &= 54 - (50.75^2 - 23.421^2)^{0.5} \\
&= 54 - 45.022 \\
&= 8.978 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_h &= b + sf + th \\
&= 8.978 + 2 + 0.188 \\
&= 11.165 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_T &= (2 \times L_h) + H_s \\
&= (2 \times 11.165) + 80.013 \\
&= 22.33 + 80.013 \\
&= 102.344 \text{ in} \\
&= 2.6 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan tinggi liquid dalam tangki (L_L total)

$$\begin{aligned}
LL_{\text{total}} &= L_L + b + sf \\
&= 67.464 + 8.978 + 2 \\
&= 78.442 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana; $D_i, \text{ opt}$ = diameter optimum dalam pipa, in

ρ = densitas campuran, lbm/ft^3

Q_f = flowrate liquid, ft^3/s

$$\rho = 2532.4218 \text{ kg/m}^3 = 158.094 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Q_f = 2.680 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.026 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times 0.026^{0.45} \times 158.094^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.194 \times 1.931 \\ &= 1.465 \text{ in} \\ &= 0.037 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : $1\frac{1}{2}$ in sch 40

$$\begin{aligned} \text{didapat : } \quad OD &= 1.9 \text{ in} = 0.048 \text{ m} \\ \quad ID &= 1.610 \text{ in} = 0.041 \text{ m} \\ \quad A &= 0.014 \text{ ft}^2 = 0.001 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{2.68}{0.00132} = 2038 \text{ m/jam}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{2532.42 \times 0.041 \times 2038}{2.88} \\ &= 73267 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan bilangan reynold diatas, dapat diketahui bahwa $N_{re} = 73267$, yakni menandakan bahwa aliran tersebut turbulen ($N_{re} > 2100$), maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih $1\frac{1}{2}$ in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six blade turbine with disk
 Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed, 158)

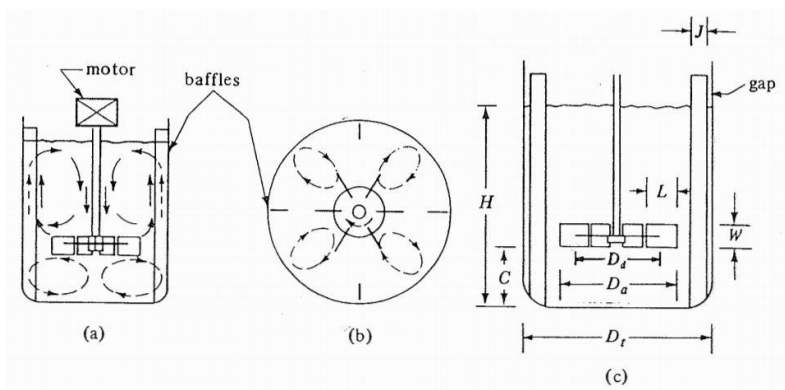


FIGURE 3.4-3. Baffled tank with six-blade turbine agitator with disk showing flow patterns: (a) side view, (b) bottom view, (c) dimensions of turbine and tank.

TABLE 3.4-1. Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$Da/Dt = 0.300$

$Da = 0.3 \times 1.357 = 0.406 \text{ m}$

$W/Da = 0.2$

$$W = 0.2 \times 0.406 = 0.081 \text{ m}$$

$$L/Da = 0.25$$

$$L = 0.25 \times 0.406 = 0.102 \text{ m}$$

$$C/Dt = 0.333$$

$$C = 0.333 \times 1.357 = 0.452 \text{ m}$$

$$Dt/J = 12$$

$$J = 1.357 / 12 = 0.113 \text{ m}$$

$$N = 90 \text{ rpm} = 1.5 \text{ rps}$$

dimana,

Da : diameter agitator, m

Dt : diameter tangki, m

W : lebar pengaduk, m

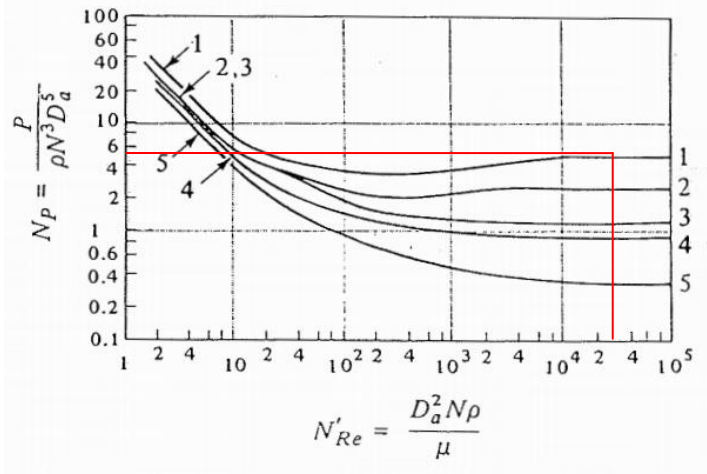
L : panjang daun pengaduk, m

C : jarak pengaduk dari dasar tangki, m

J : lebar baffle, m

N : kecepatan putar, rps

$$N_{re} = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} = \frac{0.406^2 \times 1.5 \times 2532.4218}{0.002} = 309719.32$$



$N_p = 5$ (Figure 3.4-5 Geankoplis 4th edition)

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5 = 5 \times 2532.42 \times 1.5^3 \times 0.406^5 = 474 \text{ J/s} \\ = 0.47 \text{ kW} = 0.636 \text{ hp}$$

Daya motor (P_i) :

$$\eta_{\text{motor}} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, } p.516)$$

$$P_i = \frac{p}{\eta} = \frac{0.636}{0.8} = 0.795 \text{ hp}$$

$$= 5 \quad \text{hp (standarisasi)}$$

Spesifikasi Mixer Soda ash (M-115) :

Kode : M-115

Fungsi : Melarutkan Soda ash (Na_2CO_3)

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Pengelasan : Double welded butt joint

Bahan : Stainless Steel, SA-240, grade M

Jumlah : 1 buah

Pdesign : 23.227psi

Diameter dalam tangki, D_i : 48.984 in = 4.082 ft
 Diameter luar tangki, D_o : 54 in = 4.5 ft
 Tinggi liq dlm silinder, LL : 81.545 in = 6.795ft
 Tinggi liq dlm tangki, LL total : 91.454 in = 7.621 ft
 Tinggi silinder, L_s : 97.967 in = 8.164 ft
 Tinggi tutup atas, L_{ha} : 10.097 in = 0.841 ft
 Tinggi tutup bawah, L_{hb} : 10.097 in = 0.841ft
 Tinggi tangki, L_T : 118.161 in = 9.847ft
 Tebal silinder, t_s : 1/5 in = 0.016 ft
 Tebal tutup atas, t_{ha} : 1/5 in = 0.016 ft
 Tebal tutup bawah, t_{hb} : 1/5 in = 0.016 ft

Pengaduk

Type : flat six blade turbine with disk
 Jumlah : 1 Buah
 Power : 5 hp
 Diameter pengaduk, D_a : 0.373 m = 1.225ft
 Panjang pengaduk, L_a : 0.093 m = 0.306 ft
 Lebar pengaduk, W : 0.075 m = 0.245ft
 Jarak dari dasar, C : 0.415m = 1.361 ft
 Kecepatan putaran, N : 90 rpm

REAKTOR (R-110)

Fungsi : Mereaksikan pengotor - pengotor yang ada di dalam feed dengan Penambahan penambahan BaSO₄, Na₂CO₃ dan NaOH

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

Sistim operasi: kontinyu

Jumlah : 1 buah

Rate Aliran Masuk = 296321.8801 kg/jam = 296.322 ton/jam

$$t = Na_0 \int_0^{Xa} \frac{d Xa}{(-r_A)V}$$

$$t = Na_0 \int_0^{Xa} \frac{d Xa}{k Ca^n V}$$

$$t = \frac{Na_0}{V} \int_0^{Xa} \frac{d Xa}{k Ca^1 (1 - Xa)^1}$$

$$V = \frac{Na_0}{t} \int_0^{Xa} \frac{d Xa}{k Ca^1 (1 - Xa)^1}$$

Misal:

1-Xa= u, maka du = - d Xa → -du = d Xa

$$V = \frac{Na_0}{t k Ca_0^1} \int_0^{Xa} \frac{-du}{u^1}$$

$$V = \frac{Na_0}{t k Ca_0^1} (-\ln u)_0^{Xa}$$

$$V = \frac{Na_0}{t k Ca_0^1} (-\ln (1 - Xa))_0^{Xa}$$

$$V = \frac{Na_0}{t k \frac{Na_0}{V}} (-\ln(1 - Xa))_0^{0,99}$$

$$V^2 = \frac{1}{t k} (-\ln(0,01) + \ln 1)$$

$$V^2 = \frac{1}{12 \times 0,007828} (4,605 + 0)$$

$$V^2 = \left(\frac{1}{0,093936} \right) \times (4,605)$$

$$V^2 = 49,023 \text{ m}^3$$

$$V = 7,002 \text{ m}^3$$

$$V = 7002 \text{ dm}^3$$

Vol. larutan	= 35.01 m ³ /jam
m campuran	= 0.91 cp = 3,276 kg/m.jam
ρ campuran	= 1063.146977 kg/m ³
Vol. larutan	= 35.01 m ³ /mixing cycle time
Banyak tangki	= 1 buah
VL	= 35.01 m ³
V larutan (VL)	= 80% Volume total
Volume tangki	= 35.01/0.9 = 43.763 m ³

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Ls / Di) = 2

Vol. silinder (Vs)	= ¼ π x Di ² x Ls
	= ¼ π x Di ² x 2Di

$$= 0,25 \times 2 \times 3,14 \times Di^3$$

$$= 1.57 \times Di^3$$

$$\text{Vol. t.atas (Vdish)} = 0.0847 \times Di^3$$

$$\text{Volume total} = V_s + 2 \times V_{dish}$$

$$43.7625 = 1.57 \times Di^3 + 2 \times 0.0847 \times Di^3$$

$$43.7625 = 1.74 \times Di^3$$

$$Di^3 = 25$$

$$Di = 3 \text{ m} = 115 \text{ in}$$

$$\text{tinggi silinder (Ls)} = 2 \times Di$$

$$= 2 \times 3$$

$$= 6 \text{ m}$$

$$\text{VL dlm silinder} = VL - V_{dish}$$

$$= 35.01 - 0.0847 \times Di^3$$

$$= 769.23 - 0.0847 \times (3)^3$$

$$= 33.01 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi liq dalam silinder (LL)} =$$

$$= \frac{\text{VL dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times Di^2} = \frac{33.01}{\frac{3.14}{4} \times (3)^2} = 5 \text{ m}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$P \text{ Operasi} = 14.7 \text{ psig}$$

$$P \text{ hidrostatic} = \rho \text{ bahan} \times g \times LL$$

$$= 1063.147 \times 9.8 \times 5$$

$$= 51026.23 \text{ N/m}^2 = 7.42 \text{ psi}$$

$$P \text{ Total} = P \text{ hidrostatic} + P \text{ Operasi}$$

$$= 7.42 + 14.7$$

$$= 22.12 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{Total}} \\ &= 1.05 \times 22.12 \\ &= 33.17 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240)

(*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

$$f = 18750 \text{ psi (Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)}$$

$$E = 0.8 \text{ (double welded butt joint) (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)}$$

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f.E - 0.6Pd)} + C \text{ (Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254)}$$

dimana :

ts = Tebal minimum silinder, in

Pd = Tekanan Design, psi

f = Allowable stress maksimum, psi

Di = Diameter dalam silinder, in

E = Effisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pd \times Di}{2 \times (f.E - 0.6Pd)} + C \\ &= \frac{30.51 \times 115}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 30.51)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.36 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan tebal tangki diatas didapatkan 0.36 in, namun menurut standar tebal tangki yang diijinkan sebesar 3/8 in = 0.38 in (0.01 m) (*Brownell, Table 5.7, p 90*).

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 t \text{ silinder} \\ \text{OD} &= 115.36 + 2 \times 0.25 \\ \text{OD} &= 114.86 \text{ in} \\ &= 120 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup Atas (dished head)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 120 \text{ in} \\ \text{rc} &= 180 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tabel 5.7, p 90}) \\ \text{icr} &= 14.4375 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_d \times \text{rc}}{2 \times (f.E - 0.1 P_d)} + C \\ &= \frac{0.885 \times 30.51 \times 180}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 30.51)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.29 \text{ in} \end{aligned}$$

(*Brownell, Pers 13.12, p 258*)

Dari hasil perhitungan tutup atas tangki diatas didapatkan 0.29 in, namun menurut standar tutup atas tangki yang diijinkan sebesar 1/3 in = 0.3125 in (*Brownell, Table 5.7, p 90*).

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} + \\ &\quad \text{Tinggi silinder} \\ \text{LT} &= (2 \times L_h) + L_s \\ \text{Lha} &= b + sf + t_{ha} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{untuk, Do} &= 240 \text{ in} \\ t_h &= 5/16 \text{ in} \\ sf &= 3.5 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr = 180 - 14.4375 = 165.563 \text{ in} \\
AB &= (Di/2 - icr) = (230.35/2) - 14.4375 = 100.739 \text{ in} \\
b &= 180 - 159.815 \\
&= 20.185 \text{ in} \\
\\
Lh &= b + sf + t ha \\
&= 20.185 + 3.5 + 0.25 \\
&= 23.435 \text{ in} \\
\\
LT &= 2 \times Lh + Ls \\
&= 2 \times 23.435 + 230.726 \\
&= 277.596 \text{ in} \\
&= 7.051 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan tinggi liquid dalam tangki (LLtotal)

$$\begin{aligned}
LL_{total} &= LL + b + sf \\
&= 192.815 + 20.185 + 3.0 \\
&= 216 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$Di, \text{ opt} = 3,9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana,

$Di, \text{ opt}$ = diameter optimum dalam pipa, in

ρ = densitas campuran, lbm/ft^3

Qf = flowrate liquid, ft^3/s

ρ = $1063.147 \text{ kg}/\text{m}^3 = 66.37 \text{ lbm}/\text{ft}^3$

Qf = $278.721 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.734 \text{ ft}^3/\text{s}$

$$\begin{aligned}
Di, \text{ opt} &= 3,9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
&= 3.9 \times 1.572 \times 1.725 \\
&= 10.58 \text{ in} \\
&= 0.269 \text{ m}
\end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 8 in sch 40

didapat : OD = 8.625 in = 0.219 m
 ID = 7.981 in = 0.203 m
 A = 0.3475 ft² = 0.0323221 m²

Cek jenis aliran :

Kecepatan aliran (v) = $Q/A = 278.72/0.03232 = 8623.24$ m/jam

$Nre = \rho D v/\mu$
= $1057.67 \times 0.203 \times 8623.24/3.27$
= 645301 (memenuhi)

$Nre > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 8 in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six blade turbine with disk

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

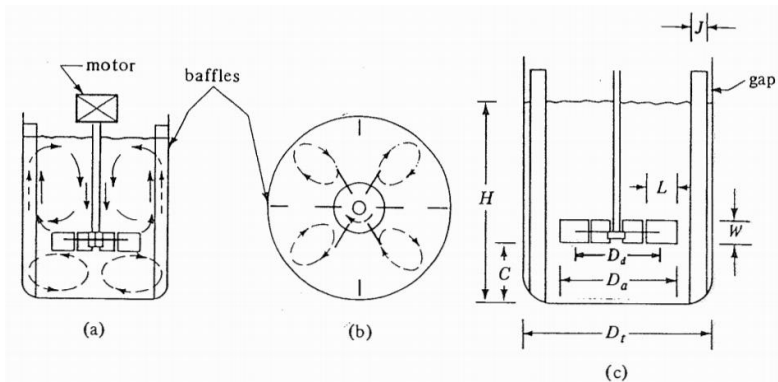


FIGURE 3.4-3. Baffled tank with six-blade turbine agitator with disk showing flow patterns: (a) side view, (b) bottom view, (c) dimensions of turbine and tank.

TABLE 3.4-1. *Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System*

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$$Da/Dt = 0.3$$

$$Da = 5.85 \times 0.3 = 1.755 \text{ m}$$

$$W/Da = 0.2$$

$$W = 0.2 \times 1.755 = 0.351 \text{ m}$$

$$L/Da = 0.250$$

$$L = 0.25 \times 1.755 = 0.439 \text{ m}$$

$$C/Dt = 0.333$$

$$C = 0.333 \times 5.85 = 1.95 \text{ m}$$

$$Dt/J = 12$$

$$J = 5.85/12 = 0.488 \text{ m}$$

$$N = 90 \text{ rpm} = 1.5 \text{ rps}$$

dimana,

Da : diameter agitator

Dt : diameter tangki

W : lebar pengaduk

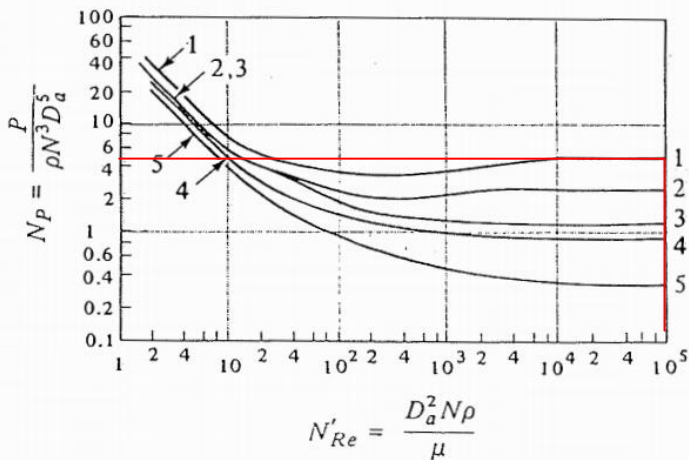
L : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar baffle

N : kecepatan putar

$$Nre = Da^2 N r / \mu = 1.755^2 \times 1.5 \times 1063.147 / 0.8 \times 10^{-3} = 6141735$$



$N_p = 5.0$ (Figure 3.4-4 Geankoplis 3th edition)

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5 = 5 \times 1063.147 \times (1.5)^3 \times (1.755)^5 = 298936 \text{ J/s} = 298.94 \text{ kW} = 400.87 \text{ hp}$$

Daya motor (P_i) :

$$\eta_{\text{motor}} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, p.516})$$

$$P_i = P/\eta = 400.873/0.8$$

$$= 501.092 \text{ hp} = 550 \text{ hp (standarisasi)}$$

Spesifikasi Reaktor (R-110) :

Kode : R-110

Fungsi : Mereaksikan pengotor - pengotor yang ada di dalam feed dengan Penambahan penambahan BaSO_4 , Na_2CO_3 dan NaOH

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Pengelasan : Double welded butt joint

Bahan : Stainless Steel, SA-240, grade M

Jumlah : 1 buah

P_{design} : 30.511 psi

Diameter dalam tangki, D_i : 230.353 in = 19.196 ft
 Diameter luar tangki, D_o : 240 in = 20 ft
 Tinggi liq dlm silinder, LL : 383.477 in = 31.956 ft
 Tinggi liq dlm tangki, LLtotal : 435.590 in = 36.299 ft
 Tinggi silinder, Ls : 460.705 in = 38.392 ft
 Tinggi tutup atas, Lha : 52.425 in = 4.369 ft
 Tinggi tutup bawah, Lhb : 52.425 in = 4.369 ft
 Tinggi tangki, LT : 565.556 in = 47.130 ft
 Tebal silinder, ts : $3/8$ in = 0.031 ft
 Tebal tutup atas, tha : $1/3$ in = 0.026 ft
 Tebal tutup bawah, thb : $1/3$ in = 0.026 ft
 Pengaduk
 Type : flat six blade turbine with disk
 Jumlah : 1 Buah
 Power : 550 hp
 Diameter pengaduk, D_a : 1.755 m = 5.759 ft
 Panjang pengaduk, L_a : 0.439 m = 1.440 ft
 Lebar pengaduk, W : 0.351 m = 1.152 ft
 Jarak dari dasar, C : 1.950 m = 6.399 ft
 Kecepatan putaran, N : 90 rpm

POMPA REAKTOR (L-211)

Fungsi : Untuk memompa brine dari reactor ke flokulator

Rate feed = 296322.77 kg/jam = 181.47 lbm/s
 ρ camp = 1.063 kg/L = 66.445 lb/ft³
 μ camp = 0.83 cp = 0.00055 lb/(ft).(s)
 Q = 278729.58 L/jam = 2.731 ft³/s = 1227.21 gpm

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus = 15.175 m = 49.785 ft
 Beda ketinggian = 2.595 = 8.513 ft
 Elbow 90° = 4 buah
 Globe valve = 1 buah (wide open)
 Gate valve = 1 buah (wide open)
 P1 = 1 atm = 14.696 psia

$$P2 = 1 \text{ atm} = 14.696 \text{ psia}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : aliran turbulen ($NRe > 4000$)

$$Q = 2.731 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 66.445 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Peters \& Timerhauss, Pers 15, p 496)}$$

$$= 6.129 \times 1.73$$

$$= 10.576 \text{ in}$$

Jadi digunakan D pipa : 12 in IPS sch. 30 (Kern, table. 11, p. 844)

$$OD = 12.75 \text{ in} = 1.0625 \text{ ft}$$

$$ID = 12.09 \text{ in} = 1.0075 \text{ ft} = 0.31 \text{ m}$$

$$A = 115 \text{ in}^2 = 0.796819156 \text{ ft}^2$$

Kecepatan alir :

$$v = Q/A = 2.731/0.797 = 3.427 \text{ ft/s}$$

Cek NRe :

$$NRe = \rho \times D \times v / \mu = 229.447/0.0005 = 426817.6 \text{ (Asumsi benar)}$$

Perhitungan friction losses :

(a) Sudden contraction dari outlet tangki (Geankoplis, pers. 2.10-16, p. 93)

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2)/A_1$$

Karena $A_1 \gg \gg \gg A_2$ maka :

$$A_2/A_1 = 0$$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $a = 1$ (turbulen)

$$h_c = K_c \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-16, p. 93)}$$

$$= 0.55 \times (11.748/64.348)$$

$$= 0.1 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(b) Friksi pada sambungan dan valve

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

Gate valve $K_f = 0.17$

Friksi pada 4 buah elbow 90°

$$\begin{aligned}h_{f1} &= 4 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 4(0.75) \times (11.748/64.348) \\ &= 0.548 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned}h_{f2} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 6 \times (11.748/64.348) \\ &= 1.095 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned}h_{f3} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 0.170 \times (11.748/64.348) \\ &= 0.031 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve :

$$S_{hf} = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} = 1.674 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(c) Friksi pada pipa lurus :

$$L = 49.785 \text{ ft}$$

Material pipa : commercial steel

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m}$$

$$\varepsilon / D = 0.0001498$$

$$f = 0.015 \text{ (Geankoplis Gb. 2.10-3, hlm 88)}$$

$$\begin{aligned}F_f &= 4f \times \Delta L \times v^2/D \times 2 \times gc \text{ (Geankoplis, pers.2.10-6, hlm 89)} \\ &= 35.575/32.415 = 1.097 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

(d) Sudden expansion ke inlet tangki :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers.2.10-15, p.93})$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2 \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

Jadi, $K_{ex} = 1.00$ dan $\alpha = 1$ (turbulen)

$$\begin{aligned} h_{ex} &= K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \\ &= 1 \times \frac{11.748}{64.348} \\ &= 0.183 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(e) Total friksi :

$$\Sigma F = h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} = 3.055 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Mechanical energy balance :

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 14.696 - 14.696 = 0 \text{ psia}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.427 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{gc} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F \\ &= \frac{0}{66.44} + 8.513 + \frac{11.748}{64.348} + 3.055 \\ &= 11.75 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 72\%$ (Peter & Timerhauss, f.14-37, p.520)

$$\text{BHP} = \frac{m \times W_s}{\eta} = \frac{2132.236}{0.72} = 2961.439 \text{ lbf.ft/s} = 5.384 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 84\%$ (Peter & Timerhauss, f.14-38, p.521)

$$\text{Konsumsi power} = \frac{\text{BHP}}{\eta_m} = \frac{5.384}{0.84} = 6.4098 \text{ hp}$$

Jadi digunakan power pompa = 10 hp

Spesifikasi Pompa Reaktor (L-211) :

Fungsi : Untuk memompa brine dari rector ke flokulator
 Type : Centrifugal
 Jumlah : 1 buah
 Bahan : Stainless steel 304
 Kapasitas : 296322.77 kg/jam
 Diameter pipa : 12 in IPS sch.40
 Panjang pipa : 15.175 m
 Head pompa : 11.75 lbf.ft/lbm
 Efisiensi pompa: 72%
 Efisiensi motor : 84%
 Power pompa : 10 hp

FLOKULATOR (M-212)

Fungsi : Mengendapkan padatan dengan penambahan flokulan
 Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart
 dished head
 Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel
 Sistim operasi : Kontinyu
 Jumlah : 5 buah
 Rate Aliran Masuk=296322.7691kg/jam=296.323ton/jam

Komponen	Massa	x	sg	R	volume
	(kg/jam)			kg/m ³	m ³ /jam
NaCl	32099.59	0.108	2.613	2613	12.28
BaSO ₄	1179.15	0.004	3.856	3856	0.31
NaOH	47.85	0.000	2.13	2130	0.02
CaCO ₃	266.25	0.001	2.93	2930	0.09
Mg(OH) ₂	693.83	0.002	2.4	2400	0.29
Impurities	205.90	0.001	2.32	2320	0.09
H ₂ O	261829.3	0.884	0.985655	986	265.64

Flokulan	0.89	0.000	0.1095	110	0.01
Total	296322.8	1		1063	278.73

Vol. larutan = $278.73 \text{ m}^3/\text{jam}$
 μ campuran = $0.8 \text{ cp} = 2.88 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}$
 ρ campuran = 1063.119 kg/m^3
 Vol. larutan = $278.730 \text{ m}^3/\text{mixing cycle time}$
 Banyak tangki = 5 buah
 VL = 55.75 m^3
 Direncanakan V larutan (VL) = $80\% \text{ Volume total}$
 Volume tangki = $\frac{55.75}{0.8} = 69.68 \text{ m}^3$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (L_s / D_i) = 1.5

Vol. silinder (V_s) = $\frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times L_s$
 = $\frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times 1.5 D_i$
 = $0.25 \times 1.5 \times 3.14 \times D_i^3$
 = $1.2 \times D_i^3$

Vol. t.atas (V_{dish}) = $0.0847 \times D_i^3$

Volume total = Volume silinder (V_s) + 2 x Volume dished head (V_{dish})

$69.6824 = 1.2 \times D_i^3 + 2 \times 0.0847 \times D_i^3$

$69.6824 = 1.3469 \times D_i^3$

$D_i^3 = 51.74$

$D_i = 3.73 \text{ m} = 146.7 \text{ in}$

tinggi silinder (L_s) = $1.5 \times D_i$

= 1.5×3.73

= 5.59 m

$$\begin{aligned}
 \text{VL dlm silinder} &= \text{VL} - \text{Vdish} \\
 &= 55.75 - 0.0847 \times \text{Di}^3 \\
 &= 55.75 - 0.0847 \times 3.73^2 \\
 &= 55.75 - 4.381987432 \\
 &= 51.36\text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam silinder (LL)} &= \\
 \frac{\text{VL dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times \text{Di}^2} &= \frac{51.36}{\frac{\pi}{4} \times 3.73^2} = 4.71\text{m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 \text{P Operasi} &= 14.7\text{psig} \\
 \text{P hidrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times \text{LL} \\
 &= 1063 \times 9.8 \times 4.71 \\
 &= 49098.867\text{N/m}^2 = 7.14\text{psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{P Total} &= \text{P hidrostatic} + \text{P Operasi} \\
 &= 7.14 + 14.7 \\
 &= 21.84\text{psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pdesain} &= 1.05 \times \text{P Total} \\
 &= 1.05 \times 21.8 \\
 &= 22.89\text{psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi :

type 316, grade M (SA-240) (*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

f = 18750psi (*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

E = 0.8 (double welded butt joint) (*Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14*)

C = 1/8in

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254})$$

dimana :

- t_s =Tebal minimum silinder, in
- P_d =Tekanan Design, psi
- f =Allowable stress maksimum, psi
- D_i =Diameter dalam silinder, in
- E =Effisiensi sambungan las
- C =Tebal korosi, in

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} + C \\ &= \frac{22.89 \times 3.73}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 22.89)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.237 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari perhitungan tebal tangki diatas didapatkan tebal tangki sebesar 0.237 in, namun standart yang diijinkan untuk tebal tangki yakni 0.25 in (0.01 m) (Brownell, Table 5.7, p 90)

- OD = ID + 2 t silinder
- OD = 146.70 - 2 x 0.25
- OD = 146.199575 in
- OD standart = 156 in (3.96 m) (Brownell, Table 5.7, p 91)

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

- OD = 156 in
- rc = 132 in (Brownell, Tabel 5.7, p 90)
- icr = 9.375 in (Brownell, Table 5.7, p 91)

$$\begin{aligned}
 t \text{ head} &= \frac{0.885 \times Pd \times rc}{2 \times (f.E - 0.1Pd)} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 22.89 \times 132}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 22.89)} + 0.13 \\
 &= 0.21 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell, Pers 13.12, p258)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total} &= (2 \times \text{Tinggi tutup}) + \text{Tinggi silinder} \\
 \text{LT} &= (2 \times \text{Lh}) + \text{Ls} \\
 \text{Lh} &= b + \text{sf} + \text{th} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{untuk, Do} &= 156 \text{ in} \\
 \text{th} &= \frac{1}{4} \text{ in} \\
 \text{sf} &= 3 \text{ in} \qquad \qquad \qquad \text{(Brownell, Table 5.6, p 88)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BC} &= r - \text{icr} = 132 - 9.38 = 122.625 \text{ in} \\
 \text{AB} &= (\text{Di}/2 - \text{icr}) = (146.70/2) - 9.38 = 63.975 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\
 &= 132 - (122.625^2 - 63.975^2) \\
 &= 132 - 104.614 \\
 &= 27.386 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lh} &= b + \text{sf} + \text{th} \\
 &= 27.386 + 3 + 0.25 \\
 &= 30.636 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LT} &= (2 \times \text{Lh}) + \text{Ls} \\
 &= (2 \times 30.636) + 220.049 \\
 &= 61.272 + 220.049 \\
 &= 281.321 \text{ in} \\
 &= 7.146 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi liquid dalam tangki (LLtotal)

$$\begin{aligned} \text{LLtotal} &= \text{LL} + \text{b} + \text{sf} \\ &= 185.537 + 27.386 + 3.0 \\ &= 215.923 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$D_{i, \text{opt}} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana, $D_{i, \text{opt}}$ = diameter optimum dalam pipa, in
 ρ = densitas campuran, lbm/ft³
 Q_f = flowrate liquid, ft³/s

$$\begin{aligned} \rho &= 1063.12 \text{ kg/m}^3 = 66.368 \text{ lbm/ft}^3 \\ Q_f &= 55.746 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.547 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{i, \text{opt}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.547)^{0.45} \times (66.368)^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.762 \times 1.725 \\ &= 5.128 \text{ in} \\ &= 0.13 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 6 in sch 40

$$\begin{aligned} \text{didapat : } \text{OD} &= 6.625 \text{ in} = 0.168 \text{ m} \\ \text{ID} &= 6.065 \text{ in} = 0.154 \text{ m} \\ \text{A} &= 0.2007 \text{ ft}^2 = 0.0187 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{55.75}{0.01867} = 2986.53 \text{ m/jam}$$

$$N_{re} = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{1063.12 \times 0.154 \times 2986.53}{2.88} = 169832.32$$

Dari perhitungan bilangan Reynold diatas diketahui bilangan reynold sebesar 169832.32 yang menandakan bahwa jenis aliran fluida tersebut turbulen ($N_{re} > 2100$), maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 6in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed, 158)

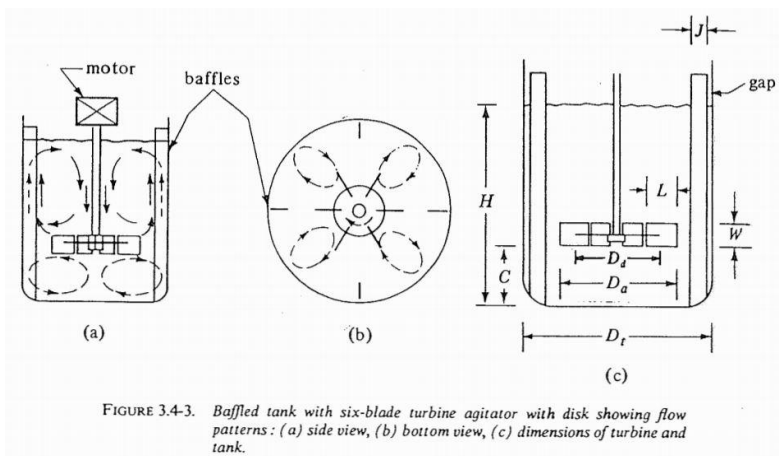


FIGURE 3.4-3. Baffled tank with six-blade turbine agitator with disk showing flow patterns: (a) side view, (b) bottom view, (c) dimensions of turbine and tank.

$$D_a/D_t = 0.3$$

$$D_a = 0.3 \times 3.73 = 1.118\text{m}$$

$$W/D_a = 0.2$$

$$W = 0.2 \times 1.118 = 0.224\text{m}$$

$$\begin{aligned} L/Da &= 0.25 \\ L &= 0.25 \times 1.118 = 0.279\text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C/Dt &= 0.333 \\ C &= 0.333 \times 3.73 = 1.242 \text{ m} \end{aligned}$$

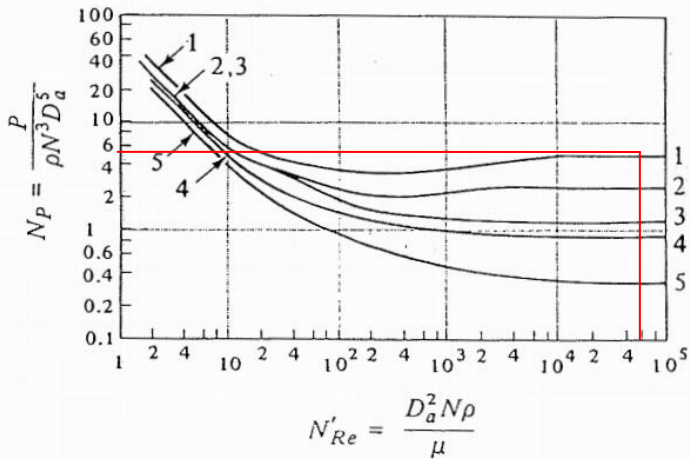
$$\begin{aligned} Dt/J &= 12 \\ J &= 3.73/12 = 0.311\text{m} \end{aligned}$$

$$N = 90\text{rpm} = 1.5 \text{ rps}$$

dimana,

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

$$Nre = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} = \frac{1.118^2 \times 1.5 \times 1063.12}{2.88 \times 10^{-3}} = 691908.06$$



$$\begin{aligned}
 N_p &= 5 && \text{(Figure 3.4-5 Geankoplis 4th edition)} \\
 P &= N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5 \\
 &= 5 \times 1063.12 \times (1.5)^3 \times (1.118)^5 \\
 &= 31314 \text{ J/s} = 31.31 \text{ kW} = 41.993 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Daya motor (Pi) :

$$\eta \text{ motor} = 80\% \text{ (Timmerhauss, p.516)}$$

$$P_i = \frac{P}{\eta} = \frac{41.993}{0.8} = 52.49 \text{ hp}$$

Dari perhitungan daya motor diatas didapat daya motor sebesar 52.491 hp. namun standart yang diijinkan sebesar 55 hp.

Spesifikasi Tangki Flokulator (M-212) :

Kode :M-212

Fungsi : Mengendapkan padatan dengan penambahan flokulan

Kapasitas :278.730m³/jam

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Pengelasan :Double welded butt joint

Bahan : Stainless Steel, SA-240, grade M
 Jumlah : 5buah
 Pdesign :22.892psi
 Diameter dalam tangki, Di :146.7in=12.225ft
 Diameter luar tangki, Do :156in=13ft
 Tinggi liq dlm silinder, LL :185.537in=15.461ft
 Tinggi liq dlm tangki, LLtotal :215.923in=17.994ft
 Tinggi silinder, Ls :220.049in=18.337ft
 Tinggi tutup atas, Lha :30.636in=2.553ft
 Tinggi tutup bawah, Lhb :30.636in=2.553ft
 Tinggi tangki, LT :281.321in=23.443ft
 Tebal silinder, ts : $\frac{1}{4}$ in= 0.021ft
 Tebal tutup atas , tha : $\frac{1}{4}$ in= 0.021ft
 Tebal tutup bawah, thb : $\frac{1}{4}$ in= 0.021ft

Pengaduk

Type :flat six blade turbine with disk
 Jumlah : 1 Buah
 Power : 55 hp
 Diameter pengaduk, Da :1.118m=3.667ft
 Panjang pengaduk, La :0.279m=0.917ft
 Lebar pengaduk, W :0.224m=0.733ft
 Jarak dari dasar , C :1.242m=4.075ft
 Kecepatan putaran, N :90rpm

CLARIFIER (H-213)

Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan antara larutan brine dengan berbagai macam impurities yang membentuk flok

Bentuk : Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical 120°

Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel
 Sistim operasi : kontinyu

Jumlah :1buah

Rate Aliran Masuk =296322.7691kg/jam=296.323ton/jam

$r_{\text{reff}}(4^{\circ}\text{C})=1000\text{kg/m}^3$

Komponen	Massa	x	sg	r	volume
	(kg/jam)			kg/m^3	m^3/jam
NaCl	32099.59	0.108	2.6	2613	12.28
BaSO ₄	1179.15	0.004	3.9	3856	0.31
NaOH	47.85	0.000	2.1	2130	0.02
CaCO ₃	266.25	0.001	2.9	2930	0.09
Mg(OH) ₂	693.83	0.002	2.4	2400	0.29
Impurities	205.90	0.001	2.3	2320	0.09
H ₂ O	261829.31	0.884	1	985.655	265.64
Flokulan	0.89	0.000	0.1	109.5	0.01
Total	296322.77	1		1063.119	278.73

Vol. larutan =278.73m³/jam

μ campuran = 0.8 cp=2.88kg/m.jam

ρ campuran =1063.119kg/m³

Vol. larutan =278.730m³/mixing cycle time

Banyak tangki =1buah

VL =278.730m³

V larutan (VL) =80%Volume tangki (Vt)

Volume tangki = $\frac{278.730}{0.8} = 348.412\text{m}^3$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan bawah berbentuk conical 120°,dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Ls / Di) =2

Vol. silinder (Vs) = $\frac{1}{4} \pi \times \text{Di}^2 \times \text{Ls}$

$$= 0,25 \times 2 \times 3,14 \times Di^3$$

$$= 1.6 \times Di^3$$

$$\text{Vol. tutup atas (V}_{\text{dish}}) = 0.0847 \times Di^3$$

$$\text{Vol tutup bawah (V}_{\text{conical}}) = \frac{\pi \times Di^3}{24 \times \text{tg} 0.5\alpha}$$

$$= \frac{3.14 \times Di^3}{24 \times \text{tg} 60^\circ}$$

$$= 0.076 \times Di^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + \text{Volume tutup atas} + \text{Volume tutup bawah}$$

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_{\text{dish}} + V_{\text{conical}} \\ 348.412 &= 1.6 \times Di^3 + 0.0847 \times Di^3 + 0.076 \\ 348.412 &= 1.730 \times Di^3 \\ Di^3 &= 201.37 \\ Di &= 5.9 \text{ m} = 230.7609 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Silinder (H}_s) &= 2 \times Di \\ &= 2 \times 5.9 \\ &= 11.723 \text{ m} \\ &= 461.5217 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{VL dlm silinder} &= VL - V_{\text{dish}} \\ &= 278.73 - (0.0755 \times Di^3) \\ &= 278.73 - 15.21056 \\ &= 263.52 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam silinder (LLs)} =$$

$$\frac{VL_{\text{silinder}}}{\frac{\pi}{4} \times Di^2} = \frac{263.52}{\frac{3.14}{4} \times 5.9^2} = 9.8 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi liquid tutup bawah} = \frac{0.5Di}{\text{tg}0.5\alpha} = \frac{0.5(5.9)}{\text{tg}60} = 1.69 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total liquid} &= \text{LLs} + \text{Tinggi liquid pada tutup bawah} \\ &= 9.77 + 1.69 \\ &= 11.46 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$P \text{ Operasi} = 14.7 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times \text{LL} \\ &= 1063.12 \times 9.8 \times 9.77 \\ &= 101802.5439 \text{ N/m}^2 = 14.8 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Total} &= P \text{ hidrostatic} + P \text{ Operasi} \\ &= 14.81 + 14.7 = 29.51 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P \text{ Total} \\ &= 1.05 \times 29.51 \\ &= 30.56 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240)

(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} \quad (\text{Appendiks D, Brownell \& Young hal : 342}) \\ E &= 0.8 (\text{double welded butt joint}) (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14}) \end{aligned}$$

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} + C \text{ (Brownell \& Young, Pers. 13.1, p 254)}$$

dimana :

- t_s =Tebal minimum silinder, in
- P_d =Tekanan Design, psi
- f =Allowable stress maksimum, psi
- D_i = Diameter dalam silinder, in
- E =Effisiensi sambungan las
- C =Tebal korosi, in

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} + C \\ &= \frac{30.56 \times 230.7609}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 30.56)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.36 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan tebal tangki diatas didapatkan 0.36 in, namun menurut standar tebal tangki yang diijinkan sebesar 0.38 in (Brownell, Table 5.7, p 90).

- OD =ID+2 t silinder
- OD =230.76+2 x0.38
- OD =231.5108544 in
- =240in (standarisasi)(Brownell, Table 5.7, p 91)

Menentukan Dimensi Tutup Atas (dished head)

- OD = 240in
- rc =180in (Brownell, Tabel 5.7, p 90)
- icr = 14.4375 in (Brownell, Table 5.7, p 91)

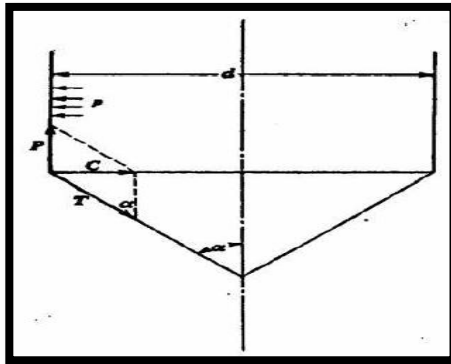
$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times Pd \times rc}{2 \times (f.E - 0.1Pd)} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 30.56 \times 180}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 30.56)} + \frac{1}{8} \\
 &= 0.29 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell, Pers 13.12, p 258)

Dari hasil perhitungan tutup atas tangki diatas didapatkan 0.29 in, namun menurut standar tutup atas tangki yang diijinkan sebesar 0.3125 in (Brownell, Table 5.7, p 90).

Menentukan Dimensi Tutup Bawah (conical)

Tinggi Tutup Bawah = Conical 120°



$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{Pd \times D_i}{2 \times (f.E - 0.6Pd) \cos 0.5\alpha} + C \\
 &= 0.47 + \frac{1}{8} \\
 &= 0.6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell, Eq 6.154, p 118)

Menurut perhitungan diatas tinggi ututp bawah yang diijinkan sebesar 0.63in(standarisasi) (Brownell, Table 5.7, p 90)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} + \\ &\quad \text{Tinggi silinder} \\ \text{LT} &= \text{Lha} + \text{Lhb} + \text{Ls} \\ \text{Lha} &= b + sf + t_{ha} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \end{aligned}$$

$$\text{Lhb} = \frac{D_o}{2tg0.5\alpha}$$

$$\begin{aligned} \text{untuk, } D_o &= 240 \text{ in} \\ t_{ha} &= 5/16 \text{ in} \\ sf &= 4 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88})$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 180 - 14.4375 = 165.563 \text{ in} \\ AB &= (Di/2 - icr) = (230.76/2) - 14.4375 = 100.943 \text{ in} \\ b &= 180 - 131.231 \\ &= 48.769 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lha} &= b + sf + t_{ha} \\ &= 48.769 + 3.5 + 0.313 \\ &= 52.582 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Lhb} = \frac{D_o}{2tg0.5\alpha} = \frac{240}{3.5} = 69.282 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{LT} &= \text{Lha} + \text{Lhb} + \text{Ls} \\ &= 52.582 + 69.282 + 461.522 \\ &= 583.386 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi liquid dalam tangki (LLtotal)

$$\begin{aligned} \text{LLtotal} &= \text{LLs} + \text{Lhb} \\ &= 384.695 + 69.282 \\ &= 453.977 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana,

$D_{i, \text{opt}}$ = diameter optimum dalam pipa, in

ρ = densitas campuran, lbm/ft³

Q_f = flowrate liquid, ft³/s

$$\rho = 1063.119 \text{ kg/m}^3 = 66.368 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Q_f = 278.730 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.734 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} D_{i, \text{opt}} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 1.572 \times 1.725 \\ &= 10.580 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 8in sch 40

didapat : OD = 8.625in = 0.219m

ID = 7.981in = 0.203m

A = 0.3475 ft² = 0.0323221m²

Cek jenis aliran :

Kecepatan aliran (v) = $Q/A = 278.73/0.03232 = 8623 \text{ m/jam}$

$N_{re} = \rho D v / \mu$

$$= 1063.12 \times 0.203 \times 8623 / 2.880$$

$$= 645303 \text{ (memenuhi)}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 8in sch 40

Spesifikasi Clarifier (H-213) :

Kode	: H-213
Fungsi	: Tempat terjadinya pemisahan antara larutan brine dengan berbagai macam impurities yang membentuk flok
Kapasitas	: 278.730m ³ /jam
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical 120°
Pengelasan	: Double welded butt joint
Bahan	: Stainless Steel, SA-240, grade M
Jumlah	: 1 buah
Pdesign	: 30.558psi
Diameter dalam tangki, Di	: 230.761 in = 19.230ft
Diameter luar tangki, Do	: 240in=20ft
Tinggi liq dlm silinder, LLs	: 384.695in= 32.058 ft
Tinggi liq dlm tangki, LLtotal	: 453.977in= 37.831 ft
Tinggi silinder, Ls	: 461.522in=38.460ft
Tinggi tutup atas, Lha	: 52.582in= 4.382 ft
Tinggi tutup bawah, Lhb	: 52.582in= 4.382 ft
Tinggi tangki, LT	: 583.386in=48.615ft
Tebal silinder, ts	: 3/8in= 0.031 ft
Tebal tutup atas , tha	: 1/3in=0.026ft
Tebal tutup bawah, thb	: 5/8in=0.052ft

SPESIFIKASI TANGKI PENAMPUNG I (F-214) :

Kode	: F-214
Fungsi	: Menampung larutan brine hasil clarifier
Kapasitas	: 277.947m ³ /jam
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Pengelasan	: Double welded butt joint
Bahan	: Stainless Steel, SA-240, grade M
Jumlah	: 1 buah
Pdesign	: 30.422psi
Diameter dalam tangki, Di	: 230.139in=19.178ft
Diameter luar tangki, Do	: 240.000 in =20ft

Tinggi liq dlm silinder, LL	:383.122in=31.927ft
Tinggi liq dlm tangki, LLtotal	:435.152 in=36.263ft
Tinggi silinder, Ls	:460.278in =38.357ft
Tinggi tutup atas, Lha	:52.343in=4.362ft
Tinggi tutup bawah, Lhb	:52.343in=4.362ft
Tinggi tangki, LT	:564.965 in =47.08ft
Tebal silinder, ts	: 3/8in=0.031ft
Tebal tutup atas , tha	: 1/3in=0.026ft
Tebal tutup bawah, thb	: 1/3in=0.026ft

TANGKI PENAMPUNG I (F-218)

Fungsi :Menampung larutan brine hasil clarifier

Bentuk :Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

Sistim operasi : kontinyu

Jumlah :1buah

Rate Aliran Masuk= 293976.7485 kg/jam =293.977ton/jam

$r_{\text{reff}} (4^{\circ}\text{C}) = 1000\text{kg/m}^3$

Komponen	Massa	x	sg	r	volume
	(kg/jam)			kg/m ³	m ³ /jam
NaCl	32099.59	0.108	2.6	2613	12.28
NaOH	47.85	0.000	2.1	2130	0.02
H ₂ O	261829.31	0.884	1.0	985.655	265.64
Total	293976.75	1		1057.672	277.95

Vol. larutan =277.95 m³/jam

μ campuran =0.8cp =2.88kg/m.jam

ρ campuran =1057.67kg/m³

Vol. larutan =277.947m³/mixing cycle time

Banyak tangki = 1 buah

VL =277.95m³

V larutan (VL) = 80% Volume total

$$\text{Volume tangki} = \frac{277.95}{0.8} = 347.43 \text{ m}^3$$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (L_s / D_i) = 2

$$\begin{aligned} \text{Vol. silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times L_s \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times 2D_i \\ &= 0,25 \times 2 \times 3,14 \times D_i^3 \\ &= 1.57 \times D_i^3 \end{aligned}$$

$$\text{Vol. t.atas (Vdish)} = 0.0847 \times D_i^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= V_s + 2 \times V_{\text{dish}} \\ 347.43 &= 1.57 \times D_i^3 + 2 \times 0.0847 \times D_i^3 \\ 347.43 &= 1.74 \times D_i^3 \\ D_i^3 &= 199.743 \\ D_i &= 5.85 \text{ m} = 230.1391 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi silinder (Ls)} &= 2 \times D_i \\ &= 2 \times 5.85 \\ &= 11.69 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{VL dlm silinder} &= V_L - V_{\text{dish}} \\ &= 277.95 - 0.0847 \times D_i^3 \\ &= 277.95 - 0.0847 \times (5.85)^3 \\ &= 277.95 - 16.91826682 \\ &= 261.03 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liq dalam silinder (LL)} &= \\ &= \frac{VL \text{ dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times Di^2} = \frac{261.03}{\frac{3.14}{4} \times (5.85)^2} = 9.731287\text{m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$P \text{ Operasi} = 14.7 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times LL \\ &= 1057.67 \times 9.8 \times 9.73 \\ &= 100866.6075 \text{ N/m}^2 = 14.67159191 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Total} &= P \text{ hidrostatic} + P \text{ Operasi} \\ &= 14.67 + 14.7 \\ &= 29.37 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1.05 \times P \text{ Total} \\ &= 1.05 \times 29.4 \\ &= 30.42 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240)

(*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

$$f = 18750 \text{ psi} (\text{Appendiks D, Brownell \& Young hal : 342})$$

$$E = 0.8 \text{ (double welded butt joint)} (\text{Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14})$$

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} + C \text{ (Brownell \& Young, Pers. 13.1, p 254)}$$

dimana :

- t_s =Tebal minimum silinder, in
- P_d =Tekanan Design, psi
- f =Allowable stress maksimum, psi
- D_i = Diameter dalam silinder, in
- E =Effisiensi sambungan las
- C =Tebal korosi, in

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} + C \\ &= \frac{30.42 \times 230.1391}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 30.42)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.359 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan tebal tangki diatas didapatkan 0.359 in, namun menurut standar tebal tangki yang diijinkan sebesar 3/8 in = 0.38 in (0.01 m)(Brownell, Table 5.7, p 90).

- OD =ID+2 t silinder
- OD = 230.14 +2 x0.38
- OD =230.89 in
- =240in (standarisasi)(Brownell, Table 5.7, p 91)

Menentukan Dimensi Tutup Atas (dished head)

- OD = 240in
- rc =180in (Brownell, Tabel 5.7, p 90)
- icr = 14.4375 in(Brownell, Table 5.7, p 91)

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times Pd \times rc}{2 \times (f.E - 0.1Pd)} + C$$

$$= \frac{0.885 \times 30.42 \times 180}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 30.42)} + \frac{1}{8}$$

$$= 0.29 \text{ in}$$

(Brownell, Pers 13.12, p 258)

Dari hasil perhitungan tutup atas tangki diatas didapatkan 0.29 in, namun menurut standar tutup atas tangki yang diijinkan sebesar 0.3125 in (Brownell, Table 5.7, p 90).

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} + \\ &\quad \text{Tinggi silinder} \\ \text{LT} &= (2 \times Lh) + Ls \\ \text{Lha} &= b + sf + t_{ha} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{untuk, Do} &= 240 \text{ in} \\ t_h &= 5/16 \text{ in} \\ sf &= 4 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88})$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 180 - 14.4375 = 165.563 \text{ in} \\ AB &= (Di/2 - icr) = (230.14/2) - 14.4375 = 100.632 \text{ in} \\ b &= 180 - 131.469 \\ &= 48.531 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Lh &= b + sf + t_{ha} \\ &= 48.531 + 3.5 + 0.313 \\ &= 52.343 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{LT} &= 2 \times Lh + Ls \\ &= 2 \times 52.343 + 460.28 \\ &= 564.96 \text{ in} \\ &= 14.35 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan tinggi liquid dalam tangki (LLtotal)

$$\begin{aligned}LL_{total} &= LL + b + sf \\ &= 383.122 + 48.531 + 3.5 \\ &= 453.152 \text{ in}\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana,

D_i, opt = diameter optimum dalam pipa, in

ρ = densitas campuran, lbm/ft³

Q_f = flowrate liquid, ft³/s

$$\rho = 1057.67 \text{ kg/m}^3 = 66.03 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Q_f = 277.95 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.73 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 1.570 \times 1.724 \\ &= 10.56 \text{ in} \\ &= 0.27 \text{ m}\end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 8 in sch 40

$$\begin{aligned}\text{didapat :} \quad OD &= 8.625 \text{ in} = 0.219 \text{ m} \\ ID &= 7.981 \text{ in} = 0.203 \text{ m} \\ A &= 0.3475 \text{ ft}^2 = 0.0323221 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = Q/A = 277.95/0.03232 = 8599 \text{ m/jam}$$

$$\begin{aligned}N_{re} &= \rho D v / \mu \\ &= 1057.67 \times 0.203 \times 8599 / 2.88\end{aligned}$$

$$= 640194 \text{ (memenuhi)}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 8 in sch 40

POMPA TANGKI PENAMPUNG I (L-215)

Fungsi : Untuk memompa brine dari tangki penampung I ke tangki netralisasi

Rate feed	= 293976.75 kg/jam = 180.03 lbm/s
ρ camp	= 1.058 kg/L = 66.15 lb/ft ³
μ camp	= 0.8 cp = 0.001 lb/(ft).(s)
Q	= 277946.95 L/jam = 2.723 ft ³ /s = 1223.76 gpm

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus	= 23.69 m = 77.723 ft
Beda ketinggian	= 1.5 m = 4.921 ft
Elbow 90°	= 4 buah
Globe valve	= 1 buah (wide open)
Gate valve	= 1 buah (wide open)
P1	= 1 atm = 14.696 psia
P2	= 1 atm = 14.696 psia

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : aliran turbulen (NRe > 4000)

Q	= 2.723 ft ³ /s
ρ	= 66.105 lb/ft ³
Di optimum	= 3.9 Q ^{0.45} x $\rho^{0.13}$ (Peters & Timerhauss, Pers 15, p.496)
	= 6.122 x 1.72
	= 10.556 in

Jadi digunakan D pipa : 12 in IPS sch. 30 (Kern, table. 11, p.844)

OD	= 12.75 in = 1.063 ft
ID	= 12.09 in = 1.008 ft = 0.31 m
A	= 115 in ² = 0.797 ft ²

Kecepatan alir :

$$v = Q/A = 2.723/0.797 = 3.418 \text{ ft/s}$$

Cek NRe :

$$\text{NRe} = \rho \times D \times v / \mu = 227.63/0.001 = 423438.4 \quad (\text{Asumsi benar})$$

Perhitungan friction losses :

(a) Sudden contraction dari outlet tangki (*Geankoplis,pers.2.10-16,p.93*)

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2)/A_1$$

Karena $A_1 \gggg A_2$ maka :

$$A_2/A_1 = 0$$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $a = 1$ (turbulen)

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \quad (\text{Geankoplis,pers.2.10-16,p.93}) \\ &= 0.55 \times (11.682/64.348) \\ &= 0.01 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(b) Friksi pada sambungan dan valve

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0.17$$

Friksi pada 4 buah elbow 90°

$$\begin{aligned} h_{f1} &= 4 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 4(0.75) \times (11.682/64.348) \\ &= 0.545 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f2} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 6 \times (11.682/64.348) \\ &= 1.089 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah gate valve (wide open) :

$$h_{f3} = 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc)$$

$$= 0.170 \times (11.682/64.348)$$

$$= 0.031 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Total friksi pada sambungan dan valve :

$$S_{hf} = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} = 1.665 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(c) Friksi pada pipa lurus :

$$L = 77.723 \text{ ft}$$

Material pipa : commercial steel

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m}$$

$$\varepsilon / D = 0.0001498$$

$$f = 0.015 \text{ (Geankoplis Gb. 2.10-3, hlm 88)}$$

$$Ff = 4f \times \Delta L \times v^2 / D \times 2 \times gc \text{ (Geankoplis, pers.2.10-6, hlm 89)}$$

$$= 55.275 / 32.415 = 1.705 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(d) Sudden expansion ke inlet tangki :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers.2.10-15, p.93})$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2 \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1.00 \text{ dan } \alpha = 1 \quad (\text{turbulen})$$

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc}$$

$$= 1 \times \frac{11.628}{64.348}$$

$$= 0.182 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(e) Total friksi :

$$\Sigma F = h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} = 3.651 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Mechanical energy balance :

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 14.696 - 14.696 = 0 \text{ psia}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.418 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{gc} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F \\ &= \frac{0}{66.10} + 4.921 + \frac{11.628}{64.348} + 3.651 \\ &= 8.754 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 60\%$ (*Peter&Timerhauss, f.14-37, p.520*)

$$\text{BHP} = \frac{m \times W_s}{\eta} = \frac{1575.993}{0.6} = 2626.656 \text{ lbf.ft/s} = 4.776 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 85\%$ (*Peter&Timerhauss, f.14-38, p.521*)

$$\text{Konsumsi power} = \frac{\text{BHP}}{\eta_m} = \frac{4.776}{0.85} = 5.618 \text{ hp}$$

Jadi digunakan power pompa = 10 hp

Spesifikasi Pompa Tangki Penampung I (L-215) :

Fungsi : Untuk memompa brine dari tangki penampung I ke tangki netralisasi

Type : Centrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel 304

Kapasitas : 293976.7 kg/jam

Diameter pipa : 12 in IPS sch.40

Panjang pipa : 23.69 m

Head pompa : 8.754 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa: 60%

Efisiensi motor : 85%

Power pompa : 10 hp

TANGKI NETRALISASI (R-216)

Fungsi :Menetralisir NaOH yang berlebih pada larutan brine dengan HCl

Bentuk: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Bahan Kontruksi: type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

Sistim operasi : kontinyu

Jumlah : 1buah

waktu : 1jam

Rate Aliran Masuk =288230.9326kg/jam=288.231ton/jam

Komponen	Massa (in)	BM	<i>r</i>	volume	n (kgmol)	
	(kg/jam)		kg/m ³	m ³ /jam	Input	Output
NaCl	31457.60	58.5	2613	12.039	537.7	538.9
NaOH	46.89	40	2130	0.022	1.2	0
H ₂ O	256683.6	18	985.655	260.419	14260.2	14261.4
HCl	42.79	36.5	1200	0.036	1.2	0
Total	288230.9		1057.666	272.516	14800.3	14800.3

Densitas campuran, $\rho = 1057.7 \text{ kg/m}^3$

Volumetric brine, $V = \frac{m}{\rho} = \frac{288230.9}{1057.7} = 272.52 \text{ m}^3/\text{jam}$

Viskositas campuran, $\mu = 0.8 \text{ kg/m.s}$

$$C_{A0} = \frac{\text{mol NaOH masuk}}{\text{Vol nira masuk}} = \frac{1.17}{272.52} = 0.004 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Af} = \frac{\text{mol NaOH keluar}}{\text{Vol nira masuk}} = \frac{0}{272.52} = 0.00 \text{ kmol/m}^3$$

Persamaan laju reaksi :

$$-r_A = \frac{dC_A}{dt} = \frac{\int_{C_{A0}}^{C_{Af}} dC_A}{\int_0^t dt} = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{t} = \frac{0.004 - 0}{1 - 0} = 0.004 \text{ mol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Konversi :

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{C_{A0}} = \frac{0.004 - 0}{0.004} = 1$$

$$F_{A0} = \frac{\text{mol masuk nira}}{\text{jam}} = 1.17 \frac{\text{mol}}{\text{jam}}$$

Karena densitas larutan konstan, mencari volume tangki netralisasi dari eq. 13, Levenspiel edisi 3, Hal 95 :

Volume liquid dalam tangki netralisasi, $V_{Li} =$

$$V_L = \frac{X_A \times F_{A0}}{-r_A} = \frac{1 \times 1.17}{0.004} = 272.516 \text{ m}^3$$

Trial diameter berhenti hingga $V_{Li} = V_{Li} \text{ teoritis} = 272.52 - 272.52 = 0$

$$\text{Volume tangki netralisasi} = \frac{V_{li}}{0.75} = \frac{272.52}{0.75} = 363.35\text{m}^3$$

(Tangki berpengaduk)

Diameter tangki netralisasi :

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (L_s / D_i) = 2

$$\begin{aligned} \text{Vol. silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times L_s \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times 2D_i \\ &= 0,25 \times 2 \times 3,14 \times D_i^3 \\ &= 1.57 \times D_i^3 \end{aligned}$$

$$\text{Vol. t. atas (Vdish)} = 0.0847 \times D_i^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= V_s + 2 \times V_{dish} \\ 363.3546 &= 1.57 \times D_i^3 + 2 \times 0.0847 \times D_i^3 \\ 363.3546 &= 1.74 \times D_i^3 \\ D_i^3 &= 208.90 \\ D_i &= 5.93 \text{ m} = 233.60 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi silinder (Ls)} &= 2 \times D_i \\ &= 2 \times 5.93 \\ &= 11.87 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{VL dlm silinder} &= VL - V_{dish} \\ &= 272.52 - 0.0847 \times D_i^3 \\ &= 272.52 - 0.0847 \times (5.93)^3 \\ &= 272.52 - 17.7 \\ &= 254.82 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liq dalam silinder (LL)} &= \\ &= \frac{\text{VL dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times \text{Di}^2} = \frac{272.52}{\frac{3.14}{4} \times (5.93)^2} = 9.22\text{m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} \text{P Operasi} &= 14.7 \text{ psig} \\ \text{P hidrostatic} &= \rho \text{ bahan} \times g \times \text{LL} \\ &= 1057.67 \times 9.8 \times 9.22 \\ &= 95570.08 \text{ N/m}^2 = 13.9 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P Total} &= \text{P hidrostatic} + \text{P Operasi} \\ &= 13.9 + 14.7 \\ &= 28.6 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pdesain} &= 1.05 \times \text{P Total} \\ &= 1.05 \times 28.6 \\ &= 29.65 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240)

(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} \text{ (Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)} \\ E &= 0.8 \text{ (double welded butt joint) (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)} \\ C &= 1/8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$ts = \frac{\text{Pd} \times \text{Di}}{2 \times (f.E - 0.6\text{Pd})} + C \text{ (Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254)}$$

dimana :

- ts =Tebal minimum silinder, in
 Pd =Tekanan Design, psi
 f =Allowable stress maksimum, psi
 Di = Diameter dalam silinder, in
 E =Effisiensi sambungan las
 C =Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \cdot E - 0.6Pd)} + C \\
 &= \frac{29.65 \times 233.6}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 29.65)} + \frac{1}{8} \\
 &= 0.131 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan tebal tangki diatas didapatkan 0.359 in, namun menurut standar tebal tangki yang diijinkan sebesar 3/16 in = 0.38 in (0.005 m)(*Brownell, Table 5.7, p 90*).

- OD =ID+2 t silinder
 OD = 233.6+2 x0.1875
 OD =233.98in
 =240in (standarisasi)(*Brownell, Table 5.7, p 91*)

Menentukan Dimensi Tutup Atas (dished head)

- OD = 240in
 rc =180in (*Brownell, Tabel 5.7, p 90*)
 icr = 14.4375 in(*Brownell, Table 5.7, p 91*)

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times Pd \times rc}{2 \times (f \cdot E - 0.1Pd)} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 29.65 \times 180}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 29.65)} + \frac{1}{8} \text{ (Brownell, Pers 13.12, p258)} \\
 &= 0.28 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan tutup atas tangki diatas didapatkan 0.28 in, namun menurut standar tutup atas tangki yang diijinkan sebesar 1/5 in = 0.19 in (Brownell, Table 5.7, p 90).

Tinggi total = Tinggi tutup atas + Tinggi tutup bawah +
Tinggi silinder

LT = (2 x Lh) + Ls

Lha = b + sf + tha

b = $r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$

untuk, Do = 240in

t h = 5/16in

sf = 3.5in (Brownell, Table 5.6, p 88)

BC = $r - icr = 180 - 14.4375 = 165.563in$

AB = $(Di/2 - icr) = (233.6/2) - 14.4375 = 102.364in$

b = $r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$

b = $180 - (165.563^2 - 102.364^2)^{0.5}$

b = 180 - 130.126

= 49.874in

Lh = b + sf + t ha

= 49.874 + 3.5 + 0.313

= 53.687in

LT = 2xLh + Ls

= 2 x 53.687 + 467.204

= 574.578 in

= 14.594 m

Perhitungan tinggi liquid dalam tangki (LLtotal)

LLtotal = LL + b + sf

= 363.006 + 49.874 + 3.5

= 416.380in

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana,

$D_i, \text{ opt}$ = diameter optimum dalam pipa, in

ρ = densitas campuran, lbm/ft³

Q_f = flowrate liquid, ft³/s

$$\rho = 1057.67 \text{ kg/m}^3 = 66.03 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Q_f = 272.516 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.673 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 1.557 \times 1.724 \\ &= 10.466 \text{ in} \\ &= 0.266 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 8 in sch 40

didapat : OD = 8.625 in = 0.219 m

ID = 7.981 in = 0.203 m

A = 0.3475 ft² = 0.0323221 m²

Cek jenis aliran :

Kecepatan aliran (v) = $Q/A = 272.52/0.03232 = 8431.25 \text{ m/jam}$

$N_{re} = \rho D v / \mu$

$$= 1057.67 \times 0.203 \times 8431.25 / 2.88$$

$$= 627682 \text{ (memenuhi)}$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 8 in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

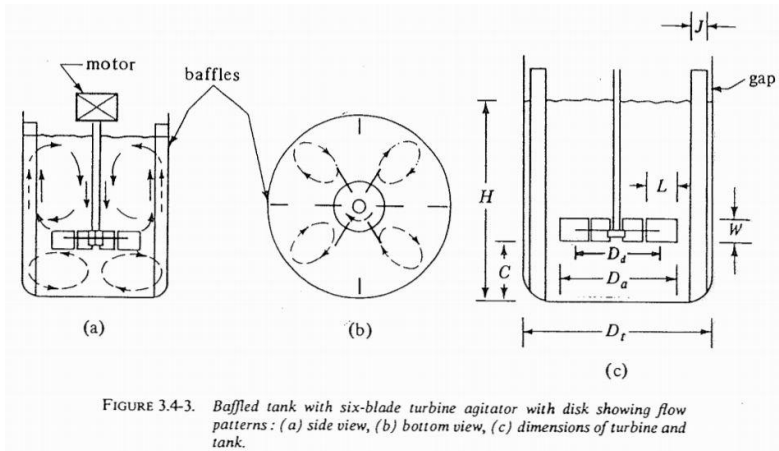


FIGURE 3.4-3. Baffled tank with six-blade turbine agitator with disk showing flow patterns: (a) side view, (b) bottom view, (c) dimensions of turbine and tank.

$$D_a/D_t = 0.3$$

$$D_a = 0.3 \times 5.9 = 1.78 \text{ m}$$

$$W/D_a = 0.2$$

$$W = 0.2 \times 1.78 = 0.356 \text{ m}$$

$$L/D_a = 0.25$$

$$L = 0.25 \times 1.78 = 0.445 \text{ m}$$

$$C/D_t = 0.333$$

$$C = 0.333 \times 5.9 = 1.978 \text{ m}$$

$$D_t/J = 12$$

$$J = 5.9/12 = 0.494 \text{ m}$$

$$N = 90 \text{ rpm} = 1.5 \text{ rps}$$

dimana,

Da : diameter agitator

Dt : diameter tangki

W : lebar pengaduk

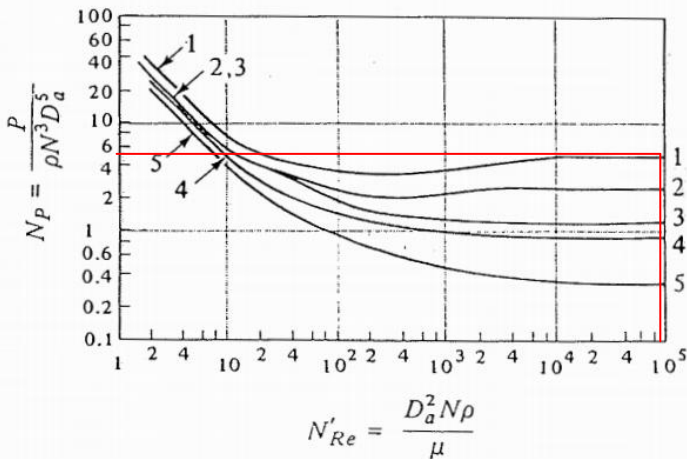
L : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar baffle

N : kecepatan putar

$$Nre = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} = \frac{1.78^2 \times 1.5 \times 1057.7}{0.8} = 628366836$$



$N_p = 5$ (Figure 3.4-5 Geankoplis 4th edition)

$$\begin{aligned} P &= N_p \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 5 \times 1057.7 \times (1.5)^3 \times (1.78)^5 \\ &= 318971 \text{ J/s} = 318.97 \text{ kW} = 427.740 \text{ hp} \end{aligned}$$

Daya motor (Pi) :

$$\eta \text{ motor} = 80\% \text{ (Timmerhauss, p.516)}$$

$$P_i = \frac{P}{\eta} = \frac{427.740}{0.8} = 534.674 \text{hp}$$

Dari perhitungan daya motor diatas didapat daya motor sebesar 534.674 hp. namun standart yang diijinkan sebesar 550 hp.

Spesifikasi Tangki Netralisasi (R-216) :

Kode	: R-216
Fungsi	: Menetralisir NaOH yang berlebih pada larutan brine dengan HCl
Kapasitas	: 272.516m ³ /jam
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Pengelasan	: Double welded butt joint
Bahan	: Stainless Steel, SA-240, grade M
Jumlah	: 1 buah
Pdesign	: 29.651psi
Diameter dalam tangki, Di	: 233.602in=19.467ft
Diameter luar tangki, Do	: 240.000in=20ft
Tinggi liq dlm silinder, LL	: 363.006in=30.250ft
Tinggi liq dlm tangki, LLtotal	: 416.380in=34.698ft
Tinggi silinder, Ls	: 467.204in=38.934ft
Tinggi tutup atas, Lha	: 53.687 in =4.474ft
Tinggi tutup bawah, Lhb	: 53.687in=4.474ft
Tinggi tangki, LT	: 574.578in =47.882ft
Tebal silinder, ts	: 1/5in=0.016ft
Tebal tutup atas , tha	: 1/3in=0.026ft
Tebal tutup bawah, thb	: 1/3in=0.026ft

Pengaduk

Type	: flat six blade turbine with disk
Jumlah	: 1 Buah
Power	: 550 hp
Diameter pengaduk, Da	: 1.780m=5.840ft
Panjang pengaduk, La	: 0.445m=1.460ft
Lebar pengaduk, W	: 0.356m=1.168ft

Jarak dari dasar , C :1.978m=6.489ft
Kecepatan putaran, N :90rpm

POMPA TANGKI NETRALISASI (L-215)

Fungsi : Untuk memompa brine dari tangki netralisasi ke penampung II

Rate feed = 288230.93 kg/jam = 176.511 lbm/s
 ρ camp = 1.058 kg/L = 66.107 lb/ft³
 μ camp = 0.83 cp = 0.00055 lb/(ft).(s)
Q = 272505.9 L/jam = 2.67 ft³/s = 1199.81 gpm

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus = 23.69 m = 77.723 ft
Beda ketinggian = 3.668 m = 12.034 ft
Elbow 90° = 4 buah
Globe valve = 1 buah (wide open)
Gate valve = 1 buah (wide open)
P1 = 1 atm = 14.696 psia
P2 = 1 atm = 14.696 psia

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : aliran turbulen (NRe > 4000)

Q = 2.67 ft³/s
 ρ = 66.107 lb/ft³
Di optimum = $3.9 Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$ (Peters&Timerhauss,Pers15,p496)
= 6.067 x 1.72
= 10.462 in

Jadi digunakan D pipa : 12 in IPS sch. 30 (Kern,table.11,p.844)

OD = 12.75 in = 1.063 ft
ID = 12.09 in = 1.008 ft = 0.31 m
A = 115 in² = 0.797 ft²

Kecepatan alir :

v = Q/A = 2.67/0.797 = 3.351 ft/s

Cek NRe :

$$\text{NRe} = \rho \times D \times v / \mu = 223.181/0.0005 = 415162.2 \text{ (Asumsi benar)}$$

Perhitungan friction losses :

(a) Sudden contraction dari outlet tangki (*Geankoplis,pers.2.10-16,p.93*)

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2)/A_1$$

Karena $A_1 \gg \gg \gg A_2$ maka :

$$A_2/A_1 = 0$$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $a = 1$ (turbulen)

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \text{ (Geankoplis,pers.2.10-16,p.93)} \\ &= 0.55 \times (11.229/64.348) \\ &= 0.096 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(b) Friksi pada sambungan dan valve

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0.17$$

Friksi pada 4 buah elbow 90°

$$\begin{aligned} h_{f1} &= 4 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 4(0.75) \times (11.229/64.348) \\ &= 0.524 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f2} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 6 \times (11.229/64.348) \\ &= 1.047 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f3} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 0.170 \times (11.229/64.348) \\ &= 0.030 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve :

$$S_{hf} = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} = 1.6 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(c) Friksi pada pipa lurus :

$$L = 77.723 \text{ ft}$$

Material pipa : commercial steel

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m}$$

$$\varepsilon / D = 0.0001498$$

$$f = 0.015 \text{ (Geankoplis Gb. 2.10-3, hlm 88)}$$

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \times \Delta L \times v^2 / D \times 2 \times gc \text{ (Geankoplis, pers.2.10-6, hlm 89)} \\ &= 53.249 / 32.415 = 1.643 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(d) Sudden expansion ke inlet tangki :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers.2.10-15, p.93})$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2 \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1.00 \text{ dan } \alpha = 1 \quad (\text{turbulen})$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \\ &= 1 \times \frac{11.229}{64.348} \\ &= 0.175 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(e) Total friksi :

$$\Sigma F = h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} = 3.513 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Mechanical energy balance :

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 14.696 - 14.696 = 0 \text{ psia}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.351 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{gc} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F \\
 &= \frac{0}{66.11} + 12.034 + \frac{11.229}{64.348} + 3.513 \\
 &= 15.722 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 70\%$ (*Peter&Timerhauss, f.14-37, p.520*)

$$\text{BHP} = \frac{m \times W_s}{\eta} = \frac{2775.11}{0.7} = 3964.443 \text{ lbf.ft/s} = 7.208 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 87\%$ (*Peter&Timerhauss, f.14-38, p.521*)

$$\text{Konsumsi power} = \frac{\text{BHP}}{\eta_m} = \frac{7.208}{0.87} = 8.2849 \text{ hp}$$

Jadi digunakan power pompa = 10 hp

Spesifikasi Pompa Tangki Netralisasi (L-217) :

Fungsi : Untuk memompa brine dari tangki Netralisasi ke tangki penampung II

Type : Centrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel 304

Kapasitas : 288230.9 kg/jam

Diameter pipa : 12 in IPS sch.30

Panjang pipa : 23.69 m

Head pompa : 15.722 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 87%

Power pompa : 10 hp

TANGKI PENAMPUNG II (F-218)

Fungsi : Menampung larutan brine hasil netralisasi

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Bahan Kontruksi: type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

Sistim operasi: kontinyu

Jumlah : 1buah

Rate Aliran Masuk=288230.9326kg/jam=288.231 ton/jam

Komponen	Massa	x	sg	r	volume
	(kg/jam)			kg/m ₃	m ³ /jam
NaCl	31526.2	0.106	2.61	2613	12.07
H ₂ O	256704.8	0.866	0.99	986	260.44
Total	288230.9	1		1058	272.51

$$\text{Vol. larutan} = 272.51 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0.8 \text{ cp} = 2.88 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1057.705 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Vol. larutan} = 272.51 \text{ m}^3/\text{mixing cycle time}$$

$$\text{Banyak tangki} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{VL} = 272.51 \text{ m}^3$$

$$\text{V larutan (VL)} = 80\% \text{ Volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{272.51}{0.8} = 340.632 \text{ m}^3$$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Ls / Di)} = 2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times L_s \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times 2D_i \\
 &= 0,25 \times 2 \times 3,14 \times D_i^3 \\
 &= 1.57 \times D_i^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Vol. t.atas (Vdish)} = 0.0847 \times D_i^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= V_s + 2 \times V_{\text{dish}} \\
 340.6324 &= 1.57 \times D_i^3 + 2 \times 0.0847 \times D_i^3 \\
 340.6324 &= 1.74 \times D_i^3 \\
 D_i^3 &= 195.83 \\
 D_i &= 5.81 \text{ m} = 228.63 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi silinder (Ls)} &= 2 \times D_i \\
 &= 2 \times 5.81 \\
 &= 11.61 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{VL dlm silinder} &= V_L - V_{\text{dish}} \\
 &= 272.51 - 0.0847 \times D_i^3 \\
 &= 272.51 - 0.0847 \times (5.81)^3 \\
 &= 272.51 - 16.6 \\
 &= 255.92 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liq dalam silinder (LL)} &= \\
 &= \frac{V_L \text{ dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times D_i^2} = \frac{255.92}{\frac{3.14}{4} \times (5.81)^2} = 9.667368 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{Operasi}} &= 14.7 \text{ psig} \\
 P_{\text{hidrostatic}} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times LL \\
 &= 1057.67 \times 9.8 \times 9.67 \\
 &= 100207.2 \text{ N/m}^2 = 14.58 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ Total} &= P \text{ hydrostatic} + P \text{ Operasi} \\
 &= 14.58 + 14.7 \\
 &= 29.28 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P \text{ Total} \\
 &= 1.05 \times 29.28 \\
 &= 30.33 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240)

(*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

$$f = 18750 \text{ psi} \text{ (Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)}$$

$$E = 0.8 \text{ (double welded butt joint) (Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)}$$

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \cdot E - 0.6Pd)} + C \text{ (Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254)}$$

dimana :

ts =Tebal minimum silinder, in

Pd =Tekanan Design, psi

f =Allowable stress maksimum, psi

Di = Diameter dalam silinder, in

E =Effisiensi sambungan las

C =Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \cdot E - 0.6Pd)} + C \\
 &= \frac{30.33 \times 228.63}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 30.33)} + \frac{1}{8} \\
 &= 0.356 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan tebal tangki diatas didapatkan 0.356 in, namun menurut standar tebal tangki yang diijinkan sebesar 3/8 in = 0.38 in (0.01 m)(*Brownell, Table 5.7,p 90*).

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \text{ silinder} \\ \text{OD} &= 228.63 + 2 \times 0.38 \\ \text{OD} &= 229.38 \text{ in} \\ &= 240 \text{ in (standarisasi)} (\text{Brownell, Table 5.7,p 91}) \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup Atas (dished head)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 240 \text{ in} \\ \text{rc} &= 180 \text{ in } (\text{Brownell, Tabel 5.7,p 91}) \\ \text{icr} &= 14.4375 \text{ in } (\text{Brownell, Table 5.7,p 91}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_d \times \text{rc}}{2 \times (f.E - 0.1 P_d)} + C \\ &= \frac{0.885 \times 30.33 \times 180}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 30.33)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.29 \text{ in} \end{aligned}$$

(*Brownell, Pers 13.12, p258*)

Dari hasil perhitungan tutup atas tangki diatas didapatkan 0.29 in, namun menurut standar tutup atas tangki yang diijinkan sebesar 0.3125 in(*Brownell, Table 5.7,p 90*).

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} + \\ &\quad \text{Tinggi silinder} \\ \text{LT} &= (2 \times L_h) + L_s \\ \text{Lha} &= b + sf + t_{ha} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{untuk, Do} &= 240 \text{ in} \\ t_h &= 5/16 \text{ in} \\ sf &= 4 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Brownell, Table 5.6,p 88})$$

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr = 180 - 14.4375 = 165.563 \text{ in} \\
AB &= (Di/2 - icr) = (228.63/2) - 14.4375 = 99.876 \text{ in} \\
b &= 180 - 132.044 \\
&= 47.956 \text{ in} \\
Lh &= b + sf + t_{ha} \\
&= 47.956 + 3.5 + 0.313 \\
&= 51.768 \text{ in} \\
LT &= 2 \times Lh + L_s \\
&= 2 \times 51.768 + 457.255 \\
&= 560.792 \text{ in} \\
&= 14.244 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan tinggi liquid dalam tangki (LLtotal)

$$\begin{aligned}
LL_{total} &= LL + b + sf \\
&= 380.605 + 47.956 + 3.5 \\
&= 432.061 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$Di, \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana,

$Di, \text{ opt}$ = diameter optimum dalam pipa, in

ρ = densitas campuran, lbm/ft^3

Q_f = flowrate liquid, ft^3/s

$$\rho = 1057.705 \text{ kg/m}^3 = 66.03 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Q_f = 272.51 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.673 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}
Di, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
&= 3.9 \times 2.673 \times 1.724 \\
&= 10.466 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$=0.266 \text{ m}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 8in sch 40

didapat : OD =8.625in=0.219m
 ID = 7.981in=0.203m
 A = 0.3475 ft²=0.03232m²

Cek jenis aliran :

Kecepatan aliran (v) =Q/A =272.51/0.03232= 8430.94m/jam

Nre = $\rho D v/\mu$
 =1057.67 x 0.203 x 8430.94/2.88
 = 627682 (memenuhi)

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 8in sch 40

Spesifikasi Tangki Penampung II (F-218) :

Kode : F-218
Fungsi : Menampung larutan brine hasil netralisasi
Kapasitas : 272.506m³/jam
Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Pengelasan : Double welded butt joint
Bahan : Stainless Steel, SA-240, grade M
Jumlah : 1 buah
Pdesign : 30.326psi
Diameter dalam tangki, Di : 228.627in=19.052ft
Diameter luar tangki, Do : 24 in =20ft
Tinggi liq dlm silinder, LL : 380.605 in=31.717ft
Tinggi liq dlm tangki, LLtotal : 432.061 in=36.005ft
Tinggi silinder, Ls : 457.255in =38.105ft
Tinggi tutup atas, Lha : 51.768in=4.314ft
Tinggi tutup bawah, Lhb : 51.768in=4.314ft

Tinggi tangki, LT	: 560.792 in = 46.733 ft
Tebal silinder, ts	: 3/8 in = 0.031 ft
Tebal tutup atas, tha	: 1/3 in = 0.026 ft
Tebal tutup bawah, thb	: 1/3 in = 0.026 ft

POMPA TANGKI PENAMPUNG II (L-219)

Fungsi : Untuk memompa brine dari tangki penampung II ke tangki evaporator

Rate feed	= 288030.9 kg/jam = 176.511 lbm/s
ρ camp	= 1.058 kg/L = 66.107 lb/ft ³
μ camp	= 0.8 cp = 0.001 lb/(ft).(s)
Q	= 272505.9 L/jam = 2.67 ft ³ /s = 1199.81 gpm

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus	= 35.752 m = 117.295 ft
Beda ketinggian	= 27.582 m = 90.491 ft
Elbow 90°	= 3 buah
Globe valve	= 1 buah (wide open)
Gate valve	= 1 buah (wide open)
P1	= 1 atm = 14.696 psia
P2	= 1 atm = 14.696 psia

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : aliran turbulen (NRe > 4000)

Q	= 2.67 ft ³ /s
ρ	= 66.107 lb/ft ³
Di optimum	= 3.9 Q ^{0.45} x ρ ^{0.13} (Peters & Timmerhaus, Pers 15, p.496)
	= 6.067 x 1.72
	= 10.462 in

Jadi digunakan D pipa : 12 in IPS sch. 30 (Kern, table. 11, p.844)

OD	= 12.75 in = 1.063 ft
ID	= 12.09 in = 1.008 ft = 0.31 m
A	= 115 in ² = 0.797 ft ²

Kecepatan alir :

$$v = Q/A = 2.69/0.797 = 3.351 \text{ ft/s}$$

Cek NRe :

$$\text{NRe} = \rho \times D \times v / \mu = 223.181/0.001 = 415162.2 \quad (\text{Asumsi benar})$$

Perhitungan friction losses :

(a) Sudden contraction dari outlet tangki (*Geankoplis,pers.2.10-16,p.93*)

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2)/A_1$$

Karena $A_1 \gg \gg \gg A_2$ maka :

$$A_2/A_1 = 0$$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $a = 1$ (turbulen)

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \quad (\text{Geankoplis,pers.2.10-16,p.93}) \\ &= 0.55 \times (11.229/64.348) \\ &= 0.096 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(b) Friksi pada sambungan dan valve

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0.17$$

Friksi pada 3 buah elbow 90°

$$\begin{aligned} h_{f1} &= 3 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 3(0.75) \times (11.229/64.348) \\ &= 0.393 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f2} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 6 \times (11.229/64.348) \\ &= 1.047 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f3} &= 1 K_f \times (v^2/2 \times \alpha \times gc) \\ &= 0.170 \times (11.229/64.348) \end{aligned}$$

$$= 0.030 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Total friksi pada sambungan dan valve :

$$S_{hf} = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} = 1.469 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(c) Friksi pada pipa lurus :

$$L = 117.295 \text{ ft}$$

Material pipa : commercial steel

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m}$$

$$\varepsilon / D = 0.0001498$$

$$f = 0.015 \text{ (Geankoplis Gb. 2.10-3, hlm 88)}$$

$$Ff = 4f \times \Delta L \times v^2 / D \times 2 \times gc \text{ (Geankoplis, pers.2.10-6, hlm 89)}$$

$$= 80.358 / 32.415 = 2.479 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(d) Sudden expansion ke inlet tangki :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \quad \text{(Geankoplis, pers.2.10-15, p.93)}$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2 \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1.00 \text{ dan } \alpha = 1 \quad \text{(turbulen)}$$

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc}$$

$$= 1 \times \frac{11.229}{64.348}$$

$$= 0.175 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(e) Total friksi :

$$\Sigma F = h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} = 4.219 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Mechanical energy balance :

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 14.696 - 14.696 = 0 \text{ psia}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.351 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{gc} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F \\
 &= \frac{0}{66.11} + 90.491 + \frac{11.229}{64.348} + 4.219 \\
 &= 94.884 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 70\%$ (Peter & Timerhauss, f.14-37, p.520)

$$\text{BHP} = \frac{m \times W_s}{\eta} = \frac{16748.077}{0.7} = 23925.825 \text{ lbf.ft/s} = 43.5 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 88\%$ (Peter & Timerhauss, f.14-38, p.521)

$$\text{Konsumsi power} = \frac{\text{BHP}}{\eta_m} = \frac{43.5}{0.88} = 49.432 \text{ hp}$$

Jadi digunakan power pompa = 50 hp

Spesifikasi Pompa Tangki Penampung II (L-219) :

Fungsi : Untuk memompa brine dari tangki penampung II ke evaporator

Type : Centrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel 304

Kapasitas : 288230.9 kg/jam

Diameter pipa : 12 in IPS sch.30

Panjang pipa : 35.752 m

Head pompa : 94.884 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 88%

Power pompa : 50 hp

EVAPORATOR (V-210)

Fungsi : Mengurangi kandungan air pada fine liquor hingga kondisi saturated

Type : Vertical Long Tube Evaporator

Jumlah : 2 buah

Bahan : SA-240, Grade M, Type 316

Komponen larutan garam yang masuk ke evaporator I :

$\rho_{\text{reff}} (4^\circ\text{C}) = 1000$

Komponen	Massa	sg	r	volume
	(kg/jam)		kg/m ³	m ³ /jam
NaCl	31526.181	2.6	2613	12.065
H ₂ O	256704.751	1.0	985.655	260.441
Total	288230.933		1057.705	272.506

Suhu Steam (T_s) = $148^\circ\text{C} = 298.4^\circ\text{F}$

Suhu Didih Larutan (T_1) = $105^\circ\text{C} = 221^\circ\text{F}$

menghitung luas perpindahan panas : (*Geankoplis, hal. 496, pers. 8.4-1*)

Dipilih type evaporator : (*Ulrich, hal.94, tabel 4-7*)

tipe tube = Long - tube

tipe aliran steam = Once - Through

Alasan :

- Koefisien perpindahan panas yang besar
- Cocok untuk kapasitas besar
- Cocok untuk larutan korosif

Koefisien perpindahan panas = $700 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$

λ steam (4,5 bar ; 148°C) = 911.79 Btu/lb

Rate steam = 365287.83 lb/jam

Kalor yang dibutuhkan (Q) = $333066753.80 \text{ Btu/jam}$

Maka luas permukaan yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 A_1 &= \frac{Q}{U \times \Delta T} \\
 &= \frac{33306675380}{700 \times (298.4 - 221)} \\
 &= 6147.4115 \text{ft}^2 \\
 &= 571.127 \text{m}^2
 \end{aligned}$$

Kondisi operasi evaporator :

Rate Steam, S = 365287.829 lb/jam

Rate Feed, F = 288230.933 kg/jam = 635433.914 lb/jam

Air menguap, V = 118515.040 kg/jam = 261278.2572 lb/jam

Liquid sisa, L = 169715.893 kg/jam = 374155.6568 lb/jam

Suhu feed masuk evaporator, T_f = 75 °C

Titik didih larutan, T_l = 105 °C

Suhu Saturated Steam, T_s = 148 °C

Dimensi Tube :

Panjang tube (L) z = 33 ft (*Ulrich, hal. 98*)

Diameter (D) = 1.5 in BWG 18 (*Kern, hal. 404*)

Pitch = 1.88 in triangular

a''t = 0.39 ft²

a't = 1.54 in²

= 0.01 ft²

ID = 1.40 in

= 0.12 ft

Jumlah tube (Nt) = $\frac{A}{L \times a''t}$

= 1215 tube

Dimensi Shell :

Bagian bawah :

Bentuk = Tutup bawah standart dished head

Bahan = Stainless steel

Tipe = type 316, grade M (SA-240)

f = 18750 psi

E = 0.8 (Brownell & Young, tabel 13.2)

c = 0.13 in

Rate bahan masuk = 635433.914 lb/jam

Luas penampang bagian bawah :

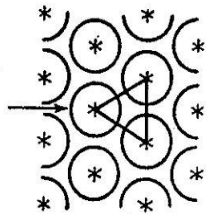
Diameter tube = 1.5 in

Pitch = 1.88 in

Jumlah Tube = 1215 buah

Total Luas Penampang Tube = 2147.946429 in²

Type pitch = Triangular



(b)-Triangular pitch

Menentukan luas kosong penampang shell :

Luas segitiga pitch :

$$\begin{aligned} \text{Panjang alas} &= \text{pitch} && 1.88 \text{ in} \\ \text{Tinggi} &= ((1.88)^2 - (0.942)^2)^{1/2} \\ &= 1.63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas } \Delta &= \frac{1}{2} \times \text{Panjang Alas} \times \text{Tinggi} \\ &= 1.5322 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Luas Tube di Dalam Segitiga :

$$\begin{aligned} \text{Luas tube dalam } \Delta &= 0.5 \times L.\text{Tube} \\ &= 0.5 \times 1.768 \\ &= 0.884 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Sehingga didapat luas ruang kosong = $1.5322 - 0.884 = 0.648 \text{ in}^2$

Dari perhitungan di atas dapat diasumsikan perbandingan :

Luas Penampang Shell : Luas Penampang Tube

$$\begin{array}{l} 1.5322 \quad : \quad 0.884 \\ 1.733 \quad : \quad 1 \end{array}$$

Maka Luas Shell didapat :

$$\begin{aligned} \text{Luas Shell} &= (1.733/1) \times \text{Luas total penampang Tube} \\ &= (1.733/1) \times 2147.946 \text{ in}^2 \\ &= 3723.246 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Di dapat diameter Shell (Ds) bagian bawah :

$$D^2 = \frac{4 \times A}{3.14}$$

$$D^2 = 4742.989$$

$$D = 68.87 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Standart OD} &= 72 \text{ in (Brownell \& Young, tabel 5.7 hal. 91)} \\ &= 1.8288 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Tube} = 33 \text{ ft} = 10.0584 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Bag. Masuk Feed} = 0.5 \text{ m (asumsi)}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tutup bawah (Hd)} &= 0.169 \times \text{OD} \\ &= 0.169 \times 1.8288 \\ &= 0.309 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Tinggi Bagian Bawah} &= \text{Hd} + \text{Tinggi Tube} + \text{Bag.Feed} \\ &= 0.31 + 10.058 + 0.5 \\ &= 10.867 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial

$$P \text{ Operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P \text{ bahan} &= \rho \text{ bahan} \times g \times H_b \\ &= 1058 \times 9.8 \times 10.867 \\ &= 112646.859 \text{ N/m}^2 = 16.4 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Total} &= P \text{ bahan} + P \text{ Operasi} \\ &= 16.39 + 14.7 \\ &= 31.1 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P \text{ Total} \\ &= 1.05 \times 31.1 \\ &= 32.14 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240) (*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

$$f = 18750 \text{ psi} \text{ (*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)}$$

$$E = 0.80 \text{ (*Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14*)}$$

$$C = 0.13$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2(f \cdot E + 0.4 P_i)} + C \\ &= \frac{32.14 \times 72}{2(18750 \times 0.8 + 0.4 \times 32.14)} + 0.13 \\ &= 0.21 \text{ in} \end{aligned}$$

tebal plate standart (diambil) = 0.25 in (0.006 m) (*tabel 5.7, Brownell & Y hal : 90*)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 t \text{ silinder} \\ \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times 0.25 \\ \text{ID} &= 71.5 \text{ in} = 1.816 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup Bawah (dished head)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 72 \text{ in} \\ r &= 72 \text{ in} \text{ (tabel 5.7, B \& Y hal : 90)} \\ \text{icr} &= 4.375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{2(f.E - 0.1P_i)} + C \\ &= \frac{0.885 \times 32.14 \times 72}{2(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 0.885)} + 0.13 \\ &= 0.198 \text{ in} \end{aligned}$$

tebal dish head standar (diambil) = 0.25 in = 0.006 m

Straight Flange standar : (tabel 5.6, B & Y hal 88)

$$\text{sf} = 3 \text{ in} = 0.0762 \text{ m}$$

Volume Larutan Bagian Bawah :

$$\begin{aligned} \text{Bag. Tube} &= L. \text{ Ruang Kosong} \times T. \text{ Tube} \\ &= (L. \text{ Shell} - L. \text{ Tube}) \times T. \text{ Tube} \\ &= (4013.11625 - 2147.946) \times 396 \\ &= 738607.2493 \text{ in}^2 \\ &= 12.10360426 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bag. Feed Masuk} &= L. \text{ Shell} \times T. \text{ Bagian Feed} \\ &= 4013.11625 \times 19.685 \\ &= 78998.35138 \text{ in}^2 \\ &= 1.29455104 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Bag. Tutup Bawah} = 0.0847 \times D^3$$

$$\begin{aligned}
&= 0.0847 \times (71.5)^3 \\
&= 0.0847 \times 365525.875 \\
&= 30960.04161 \text{ in}^2 \\
&= 0.507 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total Volume} &= \text{Bag. Tube} + \text{Bag. Feed} + \text{Bag. Tutup Bawah} \\
&= 12.10360426 + 1.29455104 + 0.507 \\
&= 13.905 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned}
\text{Di, optimal} &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
&= 3.9 \times 1.56 \times 1.724 \\
&= 10.5 \text{ in} \\
&= 0.266 \text{ m}
\end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 8 in sch 40

$$\begin{aligned}
\text{didapat :} \quad \text{OD} &= 8.625 \text{ in} = 0.219 \text{ m} \\
\text{ID} &= 7.981 \text{ in} = 0.203 \text{ m} \\
\text{A} &= 0.3475 \text{ ft}^2 = 0.032322 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = Q/A = 272.51/0.03232 = 8430.94 \text{ m/jam}$$

$$\begin{aligned}
\text{Nre} &= \rho D v/\mu \\
&= 996.00 \times 0.203 \times 8430.94/0.8 \\
&= 2127828 \text{ (memenuhi)}
\end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 8 in sch 40

Bagian atas :

Bentuk : Silinder dengan tutup atas standart dished head dan bag. bawah dished head

Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

$$\begin{aligned}\text{Diambil Diameter (DO) standart} &= 240 \text{ in} \\ &= 6.096 \text{ m}\end{aligned}$$

waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan di bag. Atas} &= \text{Rate 1 jam} - \text{Vol. bagian bawah} \\ &= 272.506 - 13.905 \\ &= 258.600 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Untuk vessel tanpa agitator diketahui :

$$\begin{aligned}\text{Vol. larutan} &= 80\% \text{ Vol. Vessel} \quad (\text{Brownell \& Young}) \\ &= 100/80 \times 258.600 \\ &= 323.25 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Menentukan tinggi silinder :

$$\begin{aligned}\text{Vol. bagian Silinder} &= 0,25 \times H_s \times 3,14 \times D^2 \\ &= 0.25 \times 3.14 \times 6.096^2 \\ &= 29.17155 H_s\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Vol. Tutup Atas} &= 0.0847 \times D^3 \\ &= 0.0847 \times (6.096)^3 \\ &= 19.187 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Vol. Bagian Bawah} = 0.0847 \times D^3 = 19.187 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Vol. Vessel} &= \text{Vol. Silinder} + \text{Vol. tutup atas} + \text{Vol. Bawah} \\ 323.25 &= 29.17155456 H_s + (2 \times 19.187) \\ 29.17 H_s &= 323.25 - 38.375 \\ H_s &= 284.88/29.17 \\ H_s &= 9.77 \text{ m}\end{aligned}$$

Menentukan tinggi tutup :

$$\begin{aligned} \text{tinggi tutup atas \& bawah (Hd)} &= 0.169 \times \text{OD} \\ &= 0.169 \times 6.096 \\ &= 1.030224 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{vollarutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times \text{OD}^2} \\ &= \frac{272.506 - 19.187}{\frac{\pi}{4} \times 6.096^2} \\ &= 8.675852964 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial

$$\begin{aligned} \text{P Operasi} &= 14.7 \text{ psi} \\ \text{P bahan} &= \rho \text{ bahan} \times g \times \text{Hb} \\ &= 1058 \times 9.8 \times 9.706 \\ &= 100608.4549 \text{ N/m}^2 = 14.6 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P Total} &= \text{P bahan} + \text{P Operasi} \\ &= 14.63 + 14.7 = 29.3 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pdesain} &= 1.05 \times \text{P Total} \\ &= 1.05 \times 29.3 \\ &= 30.38 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240) (*Appendiks D, Brownell & Young hal : 342*)

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} \text{ (*Appendiks D, Brownell \& Young hal : 342*)} \\ E &= 0.8 \text{ (*Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14*)} \\ C &= 0.13 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2(f.E + 0.4P_i)} + C \\
 &= \frac{35 \times 240}{2(18750 \times 0.8 + 0.4 \times 35)} + 0.13 \\
 &= 0.41 \text{ in}
 \end{aligned}$$

tebal plate standart (diambil) = 0.4375 in (0.011 meter) (*tabel 5.7, Brownell & Yhal : 90*)

$$OD = ID + 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = ID + 2 \times 0.4375$$

$$ID = 240 - 0.875 = 239 \text{ in} = 6.074 \text{ m}$$

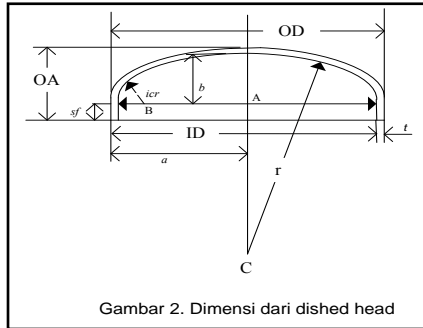
Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Bagian Bawah (dished head)

$$OD = 240 \text{ in}$$

$$r = 180 \text{ in} \quad (\textit{tabel 5.7, B \& Yhal : 90})$$

$$icr = 14.4375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{2(f.E - 0.1P_i)} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 35 \times 180}{2(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 0.885)} + 0.13 \\
 &= 0.316 \text{ in}
 \end{aligned}$$



tebal dish head standar (diambil) = 0.38 in = 0.010 m

Straight Flange standar : (tabel 5.6, B & Y hal 88)

sf = 4.5 in = 0.1143 m

Spesifikasi

Nama alat = Evaporator

Fungsi = Menguapkan air pada larutan NaCl hingga jenuh

Bahan = type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel

Kapasitas = 288.23 ton/jam

Bagian Bawah :

Luas perpindahan panas = 571.127 m²

Ukuran tube = 1.5 in BWG 18,33 ft

Banyak Tube = 1215 buah

Ukuran Pitch = 1.880 in

Tinggi Shell = 10.867 m

Diameter Shell = 1.829 m

Tebal Shell = 0.006 m

Tebal Tutup Bawah = 0.006 m

Bagain Atas :

Tinggi Drum = 11.83 m

Diameter Drum = 6.096 m

Tebal Silinder = 0.011 m

Tebal Tutup atas dan bagian bawah = 0.010 m

VACUUM PAN CRYSTALLIZER (V-220)

Fungsi dari vacuum pan ini adalah untuk pemanasan lebih lanjut sehingga didapat larutan brine yang lewat jenuh (superheated) membentuk kristal-kristal garam (sodium chloride).

Komponen	Massa (kg/jam)	x	s.g	densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)	μ (kg/m.jam)
NaCl	31531.04	0.5	2.16	2613	12.07	3.82
H ₂ O	31531.04	0.5	1.00	985.655	31.99	2.88
Total	63062.08	1			44.06	6.70

Untuk NaCl:

$$\rho = \frac{m}{v} = \frac{63062.08}{44.06} = 1431.2 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = \frac{2.88 \times 2613}{985.655} \times 0.5 = 3.82 \text{ kg/m jam}$$

$$\mu_{\text{tot}} = 6.70 \text{ kg/m jam}$$

Dari appendiks B:

$$\begin{aligned} Q &= 17823850490.15 \text{ kal/jam} \\ &= \frac{17823850490.15}{252.16} = 70684686.67 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu masuk} = 104^\circ\text{C} (219^\circ\text{F})$$

$$\text{Suhu keluar} = 90^\circ\text{C} (194^\circ\text{F})$$

$$\Delta T = 14^\circ\text{C} (57^\circ\text{F})$$

$$UD = 500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Kern, Tabel 8, 1983})$$

Digunakan 1 buah vacuum pan, sehingga luas perpindahan panasnya:

$$A' = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{70684686.67}{500 \times 57}$$

$$= 2471.49 \text{ ft}^2 \text{ (230 m}^2\text{)}$$

Luas perpindahan panas maksimum = 300 m² (Ulrich, Tabel 4-7, 1984)

Kondisi Tube Calandria:

Diameter tube = 6 in

Panjang tube (L') = 16 ft

Dipilih standart tube 6 in IPS schedule 40 (Kern, Tabel 11, 1983)

OD = 6.63 in

ID = 6.07 in

$$= \left(\frac{3.2808}{39.37} \times 6.07 \right) = 0.5 \text{ ft}$$

a'_t = 28.9 in² (0.2 ft)

$$\text{Jumlah tube, Nt} = \frac{A'}{a'_t \times L'}$$

$$= \frac{2471.112}{0.2 \times 16} = 769.94 \text{ buah}$$

Dimensi vacuum pan

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= \text{Nt} \times a'_t \\ &= 769.94 \times 0.2 \\ &= 154,47 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \pi/4 \times D_{\text{pan}}^2 \\ 154,47 \text{ ft}^2 &= 3.14/4 \times D_{\text{pan}}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{pan}} \text{ (OD)} &= \left(\frac{154,47}{3.14/4} \right)^{0.5} \\ &= 14 \text{ ft} = 4.3 \text{ m} = 168 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi vacuum pan berdasarkan dimensi ratio $\frac{H}{D} = 1.5$

$$H_{\text{pan}} = (1.5 \times 14 \text{ ft}) = 21 \text{ ft} = 6.4 \text{ m}$$

Diameter centerwall (Dcw) = 6 s/d 24 ft (Vilbrandt, 1959)

$$\text{Asumsi, Dcw} = 1 \times D_{\text{pan}} = 14 \text{ ft} = 4\text{m}$$

Menentukan ketebalan silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless stell dengan spesifikasi:

Type 316, grade M (SA-240) *(Brownell, App. D, 1959)*
 $f = 18750 \text{ psi}$ *(Brownell, App. D, 1959)*
 $E = 0.8$ *(Kusnarjo, Tabel 2.1, 2010)*
 $C = 0.125$

$P_{\text{operasi}} = 0.7 \text{ atm} \times 14.696 = 10.3 \text{ psi}$
 $P_{\text{design}} = 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 1.1 \times 10.3 = 11.3 \text{ psi}$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_{\text{desain}} \times OD}{2 \times ((f \times E) + (0.4 P_{\text{desain}}))} + C$$

$$= \frac{11.3 \times 168}{2 \times ((18750 \times 0.8) + (0.4 \times 11.3))} + 0.125$$

$$= 0.19 \text{ in (standarisasi tebal plate menjadi } \frac{1}{4} \text{ in)}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ in} = 0.006 \text{ m}$$
(Brownell & Young, table 5.7, 1959)

$OD = ID + 2 t_{\text{silinder}}$
 $168 \text{ in} = ID + (2 \times \frac{1}{4} \text{ in})$
 $ID = 168 \text{ in} = 4.3 \text{ m}$

$$t_{\text{min}} = \frac{P_{\text{desain}} \times OD}{2 \times ((f \times E) + (0.4 P_{\text{desain}}))} + C$$

$$= \frac{11.3 \times 168}{2 \times ((18750 \times 0.8) + (0.4 \times 11.3))} + 0.125$$

$$= 0.19 \text{ in (standarisasi tebal plate menjadi } \frac{1}{4} \text{ in)}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

Untuk tebal tutup atas disamakan dengan tebal tutup bawah karena tutp bawah menerima beban lebih besar, sehingga:

Tebal dan tinggi tutup bawah

Menggunakan head (penutup) jenis conis dengan sudut conis 60°.

Tebal conical (t_c) $= \frac{P_{\text{desain}} \times OD}{2 \cos 60^\circ ((f \times E) - (0.6 P_{\text{desain}}))} + C$

(Brownell & Young, 1959)

$$= \frac{11.3 \times 168}{2 \cos 60^\circ ((18750 \times 0.8) - (0.611.3))} + 0.125$$
$$= 0.252 \text{ in (standarisasi tebal tutup menjadi 1/3 in)}$$

Tinggi tutup bawah

$$= \frac{D \times tg \left(\frac{60^\circ}{2}\right)}{2}$$
$$= \frac{168 \times tg \left(\frac{60^\circ}{2}\right)}{2} = 145 \text{ in} = 12.1 \text{ ft} = 4 \text{ m}$$

Jadi, dari perhitungan diatas *vacuum pan* ini dapat di spesifikasikan menjadi:

- Bagian Sheel
 - Diameter vacuum pan = 4.3 m
 - Diameter centerwall = 4.3 m
 - Tinggi total vacuum pan = tinggi pan + tinggi tutup bawah = (6.4 + 4) m = 10.3 m
 - Tebal sheel = 1/4 in
 - Tebal tutup = 1/3 in
- Tube Calandria
 - Ukuran = 6 in sch. 40 standart IPS
 - OD = 6.6 in
 - ID = 6.1 in
 - Panjang tube = 16 ft
 - Jumlah tube = 770 buah
 - Tinggi vacuum pan = 6.4 m
 - Bahan konstruksi = Carbon steel SA 203 Grade C (2 Ni)
 - Jumlah vacuum pan = 1 buah

BAROMETRIC CONDENSOR (E-311)

Fungsi dari barometric condensor ini adalah untuk mengondensasi sebagian uap yang keluar dari kristalitor dan menjaga tekanan pada kristalitor (*Vacuum Pan*).

Type : *Counter-current dry air condenser*

Bahan : *Carbon steel SA 283 grade B*

Jumlah : 1 buah

Perhitungan

$$\begin{aligned}\text{Rate uap} &: 30937.27 \text{ kg uap/jam} \\ &= 30937.27 \times 2.2046 = 68204.3 \text{ lb uap/jam}\end{aligned}$$

Dari *Hugot's* tabel 40.1 hal. 858, bahwa untuk rate penguapan sejumlah 68204.3 lb uap/jam diperoleh nilai H atau tinggi kondensor sebesar 2.5 m atau 8.202 ft atau 98.425 in.

Luas penampang Condensor (S):

$$S = 1.7 \text{ ft}^2/\text{ton uap yang akan di embunkan tiap jam}$$

$$\begin{aligned}S &= 1.7 \text{ ft}^2/\text{ton} \times 30932.50 \text{ kg uap/jam} \times \\ &= 52.58525 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$S = \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2$$

$$53 \text{ ft}^2 = \frac{3.14}{4} \times \text{ID}^2$$

$$\text{ID} = \left(\frac{53}{0.785}\right)^{0.5} = 8.185 \text{ ft} = 98 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 102 \text{ in}$$

Maka, diameter condenser adalah 102 in atau 2.6 m

Bagian dasar condenser berbentuk kerucut dengan sudut terhadap garis horizontal 60°.

Perhitungan kebutuhan air pendingin dapat dihitung dengan persamaan:

$$W = \frac{607 + (0.30 \times T_v) - T_2}{T_2 - T_1}$$

Dimana:

T_v = Suhu uap air masuk ($^{\circ}\text{C}$)

T_1 = Suhu uap air pendingin masuk ($^{\circ}\text{C}$)

T_2 = Suhu uap air pendingin keluar ($^{\circ}\text{C}$)

(Hugot, Persamaan 40.5, 1986)

Untuk menghitung suhu air pendingin keluar, digunakan persamaan:

$$T_v - T_2 = (0.1 + 0.01a) \times (T_v - T_1)$$

Dimana:

a = perbandingan udara dalam uap (%berat)

= 6-8 gr per 1000 gr uap yang terkondensasi

(Hugot, Tabel 40.16, 1986)

Ditetapkan nilai a sebesar 8 gr per 1000 gr uap yang terkondensasi. Sehingga a (dalam %berat):

$$a = \frac{8 \text{ gr}}{1000 \text{ gr}} \times 100 \%$$

$$= 0.8 \%$$

Maka:

$$T_v - T_2 = (0.1 + 0.02a) \times (T_v - T_1)$$

$$90 - T_2 = (0.1 + (0.02 \times 0.8)) \times (90 - 30)$$

$$90 - T_2 = 6.96$$

$$T_2 = 83.04 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Jadi, kebutuhan air pendingin yaitu sebesar :

$$W = \frac{(607 + 0.30) \times (T_v - T_2)}{T_2 - T_1}$$

$$= \frac{607 + (0.30 \times 90) - 83.04}{83.04 - 30} = \frac{550.96}{53.04}$$

$$= 10.39 \text{ kg air pendingin/kg uap yang terkondensasi}$$

$$= 22.901 \text{ lb air pendingin/lb uap yang terkondensasi}$$

Asumsi:

$$\begin{aligned} 70\% \text{ vapor terkondensasi} &= 70\% \times V_2 \\ &= 70\% \times 30937.27 \text{ kg} \\ &= 21656.09 \text{ kg} = 47743 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air pendingin yang dibutuhkan} &= \text{Uap terkondensasi} \times W \\ &= (21656.09 \times 10.39) \text{ kg} \\ &= 224955.48 \text{ kg} = 495936.86 \text{ lb} \end{aligned}$$

Kecepatan air dalam kolom condenser (v) menurut *Hugot (page 882)* adalah sekitar 1-9 ft/s.

Diambil:

$$v = 3 \text{ ft/s} = 0.9 \text{ m/s} = 9 \text{ dm/s}$$

Diameter kolom barometric:

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{Q(W+1)}{2827 \times v} \right)^{0.5} && (\text{Hugot, pers. 40.23, 1986}) \\ &= \left(\frac{21656.09(10.39+1)}{2827 \times 9} \right)^{0.5} = (9.540)^{0.5} \\ &= 3.089 \text{ dm} = 30.887 \text{ cm} \end{aligned}$$

Digunakan batas bawah untuk suhu air keluar 83.04°C dengan kevakuman maksimum nya sebesar 48 cmHg atau 18.898 inHg. Batas yang perlu diperhatikan untuk menjaga kemungkinan kenaikan dari tekanan barometriks yaitu $P_{\max} = 30.7 \text{ inHg}$

Tinggi kolom barometrik, H_b :

$$\boxed{H_b = H_o + h + S} \quad (\text{Hugot pers 40.19, 1986})$$

$$\text{pair } (30^\circ\text{C}) = 995.68 \text{ kg/m}^3 = 0.996 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Specific Vol. air} = 1 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$H_o = 33.9 \times (18.898/30) \times (30.7/30) \times 1$$

$$H_o = 21.853 \text{ ft} = 6.661 \text{ m}$$

sedangkan menghitung h sebagai berikut :

$$\boxed{h = (1 + a) \times v^2/2g}$$

Dimana:

h = head air untuk menjaga aliran dalam kolom agar mempunyai kecepatan tetap sebesar v

v = kecepatan aliran dalam kolom (ft/s)

g = percepatan gravitasi (ft/s²)

Dari Hugot, tabel 40.19, hlm 881 diperoleh nilai:

Untuk diameter kolom, $D = 308.87\text{mm}$

$\alpha = 2.6$

Jadi :

$$h = (1 + \alpha) \times \frac{v^2}{2g}$$

$$\begin{aligned} h &= (1 + 2.6) \times \frac{3^2}{2 \times 32.16} \\ &= 0.504 \text{ ft} \end{aligned}$$

Batas keamanan, s :

$$\begin{aligned} S &= \text{faktor keamanan} \\ &= 1.5 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} H_b &= H_o + h + S \\ &= 21.853 + 0.504 + 1.5 \\ &= 23.856 \text{ ft} \\ &= 7.271 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi barometrik condenser (E-311) :

Rate bahan = 30937.3 kg uap/jam

Luas penampang condenser = 52.593 ft²

Diameter condenser = 102 in

Jumlah air pendingin = 224955 kg air pendingin/jam

Kevakuman maksimum = 30.7 inHg

Diameter kolom barometrik = 1.013 ft

Batas keamanan = 1.5 ft

Tinggi kolom barometrik = 24 ft

STEAM JET EJECTOR (G - 312)

Fungsi dari *Steam ejector* ini adalah untuk memvakumkan kondisi operasi dari vacuum pan crystallizer dengan cara menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada *barometric condenser*.

Material : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Tipe : *Single stage jet*

Tekanan *Vacuum* Tangki = 18.898 inHg abs
Suhu vapor, T_v = 83.04°C (181.472°F)
Tekanan Vapor pada 83.04°C = 70.9275 kPa
= 531.96 mmHg
= 20.998 inHg

Pounds of water vapor per pound of air adalah 0.31
(*Ludwig, Fig. 6-20C, 1977*)

Sehingga, W_v' = 0.31 lb uap air/ lb udara

Maka, untuk udara kering, W_a = 30 lb/jam
(*Ludwig, Fig. 6-21 1977*)

Total uap air = $W_a \times W_v'$
= 30.0×0.31
= 9.3 lb/jam

F = 1.3 (steam pressure factor) (*Ludwig, Fig. 6-26B, 1977*)

Total campuran uap ke ejector = Total uap air + F
= 9.3 + 1.3
= 39.30 lb/jam

Pemilihan ukuran Jet Ejector : (*Ludwig, Fig. 6-26A, 1977*)

Kebutuhan steam = 1363909.627 lb steam/jam

Panjang = 2 in

Suhu steam = 148°C = 298.4 °F

Tekanan steam = 50.6 psig = 65.27 psia

Pada Ps. = 65.267 psia

$$F \text{ (steam pressure factor)} = 1.3 \quad (\text{Ludwig, Fig. 6.26B, 1977})$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam sebenarnya (Ws)} &= \text{Kebutuhan steam} \times F \\ &= 1363909.627 \times 1.3 \\ &= 1773082.515 \text{ lb/jam} \\ &= 804252.50 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

HOT WELL (F - 313)

Fungsi dari hot well ini merupakan untuk menampung kondensat yang keluar dari barometric kondensor dan *jet ejector*.

Bentuk : Balok
 Kapasitas : 804252.4978kg/jam
 Bahan : Beton bertulang
 Jumlah : 1 buah

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Total aliran masuk} &= 804252.5 \text{ kg/jam} = 1773055.057 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ aliran} &= 988 \text{ kg/m}^3 = 56.642 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate volumetrik} &= 31302.9 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ jam} \\ \text{Volume air kondensat} &= 31302.9 \text{ ft}^3 \\ \text{Asumsi bak terisi} &= 80\% \text{ dari volume total} \\ \text{Volume bak} &= \frac{31302.9}{0.8} = 39128.69 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Bak penampung berbentuk persegi panjang dengan perbandingan ukuran :

$$\begin{aligned} P : l : t &= 1 : 2 : 1 \\ \text{Volume bak} &= P \times l \times t \\ 39128.7 &= t \times 2t \times t \\ 39128.7 &= 2t^3 \\ t^3 &= 19564.343 \\ t &= 26.946 \text{ ft} \\ P &= 53.891 \text{ ft} \\ L &= 26.946 \text{ ft} \end{aligned}$$

TANGKI PENAMPUNG KRISTALISASI (F-315)

Fungsi dari tangki penampung ini adalah untuk menampung hasil proses kristalisasi yang terjadi di vacuum pan.

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standart dished head*

Bahan Konstruksi: Type 316 grade M (SA-240), *Stainless Steel*

Sistem operasi : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Viskositas air pada suhu 30 °C = 0.97 cp = 2.88 kg/m jam

Densitas air pada suhu 30°C = 995.68 kg/m³

Rate Aliran Masuk = 47501.71 kg/jam

= 47.502 ton/jam

Komponen	Massa (kg/jam)	x	s.g	ρ (kg/m ³)	volume (m ³)	μ kg/m.jam
NaCl	35626.28	0.75	2.16	2160	16.5	4.69
H ₂ O	11875.43	0.25	1.00	996	11.9	2.88
Total	47501.71	1			28.4	7.6

Debit larutan (Q) = 28 m³/jam

μ campuran = 2.1 cp = 7.6 kg/m.jam

ρ campuran = $\frac{m}{v} = \frac{47501.71}{28.4}$

= 1671.383 kg/m³

Vol. larutan = 28.4 m³/mixing cycle time

Banyak tangki = 1 buah

Volume larutan = 28.4 m³

Volume larutan = 80% volume tangki

Volume bejana = $\frac{100}{80} \times \text{volume larutan}$

= $\frac{100}{80} \times 28.4$

$$= 35.27 \text{ m}^3$$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head. Dimensi tinggi silinder / diameter bejana (H_s/D) = 1.5

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1.5 D \\ &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 D^3 \\ &= 1.2 D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0.0847 D^3$$

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume tutup atas}) \\ 35.27 &= 1.2 D^3 + (2 \times 0.0847 D^3) \\ 35.27 &= 1.3469 D^3 \\ D^3 &= 26.38 \text{ m} \\ D &= 2.97 \text{ m} = 117.19 \text{ in} \\ \text{standart OD} &= 114 \text{ in} = 2.9 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{tinggi silinder (Hs)} &= 1.5 \times \text{OD} \\ &= 1.5 \times 2.9 \\ &= 4.34 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0.169 \times \text{OD} \\ &= 0.169 \times 2.89 \\ &= 0.489 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam dished head} &= 0.085 \times \text{OD}^3 \\ &= 0.085 \times (2.89)^3 \\ &= 2.056 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam silinder} &= \text{vol. larutan dalam bejana} - \text{vol. larutan dalam dished head} \\ &= (35.526 - 2.056) \text{ m}^3 \\ &= 33.469 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{vol. larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times OD^2} \\
 &= \frac{33.469}{\frac{3.14}{4} \times (2.89)^2} \\
 &= 5.1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

tinggilarutan dalam bejana (Hb)

$$\begin{aligned}
 &= \text{tinggi larutan dalam silinder} + \text{tinggi larutan dalam dished head} \\
 &= 5.1 + 0.489 \\
 &= 5.574 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$P \text{ Operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= \rho \text{ bahan} \times g \times Hb \\
 &= 1671 \times 9.8 \times 5.57 \\
 &= 91307 \text{ N/m}^2 = 13.28 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ Total} &= P \text{ bahan} + P \text{ Operasi} \\
 &= 13.28 + 14.7 \\
 &= 28 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P \text{ Total} \\
 &= 1.05 \times 28 \\
 &= 29 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel dengan spesifikasi :

Type 316, grade M (SA-240)

(Brownell & Young, Appendiks D, 1959)

$$F = 18750 \text{ psi}$$

(Brownell & Young, Appendiks D, 1959)

$$E = 0.8$$

(Tabel 2.1, Kusnarjo, 2010)

$$C = 0.13$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{26.05 \times 114}{2(f \times E) + 0.4 \text{ Pi}} + C \\
 &= \frac{26.05 \times 114}{2(18750 \times 0.8) + 0.4 \times 26.05} + 0.13 \\
 &= 0.23 \text{ in}
 \end{aligned}$$

tebal plate standart (diambil)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3}{8} \text{ in} = 0.4 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 5.7, 1959}) \\
 &= 0.375 \text{ in} = 0.010 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} - 2 t_{\text{silinder}} \\
 \text{OD} &= \text{ID} - (2 \times 0.375) \\
 \text{ID} &= 113.25 \text{ in} = 2.87655 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup (dished head)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 114 \text{ in} \\
 r &= 108 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 5.7, 90}) \\
 \text{icr} &= 6.875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$ t_{\text{head}} = \frac{0.885 \times P_{\text{desain}} \times r}{2((f \times E) - (0.1 P_{\text{desain}}))} + C $

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \times 26 \times 108}{2((18750 \times 0.8) - (0.1 \times 26))} + 0.13 \\
 &= 0.084349374 + 0.13 \\
 &= 0.21 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk tebal dish head standar, maka diambil ukuran dish head 0.25 in atau 0.006 m

$$\text{sf} = 1.5 \text{ in} \text{ atau } 0.0381 \text{ m}$$

Tinggi bejana (H)

$$\begin{aligned}
 &= \text{tinggi silinder (Hs)} + (2 \times \text{tinggi dished head (Hd)}) + (2 \times \text{sf}) \\
 &= 4.3434 + (2 \times 0.49) + (2 \times 0.0381) \\
 &= 5.3983128 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Untuk inlet dan outlet pada Nozzle dibuat sama dan alirannya diasumsikan turbulen. Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut ini:

$$D_i, \text{ opt} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times (28.42)^{0.45} \times (1671.608)^{0.13} \\ &= 3,9 \times 4.510 \times 2.624 \\ &= 46.153 \text{ in} = 1.172 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari *Geankoplis App A.5.1* didapatkan data:

Nominal size : 1 in sch 40, maka:

$$\text{OD} = 1.315 \text{ in} = 0.033 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1.049 \text{ in} = 0.027 \text{ m}$$

$$A = 0.0060 \text{ ft}^2 = 0.000558 \text{ m}^2$$

Membuktikan asumsi aliran turbulen pada nozzle,

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= 28.42 / 0.00056 = 50932.98 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} = \frac{1671.38 \times 0.027 \times 50932.98}{7.268} = 299797$$

(memenuhi)

Jadi, N_{re} pada nozzle > 2100 maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 in sch 40.

Spesifikasi Tangki Penampung Kristalisasi:

Nama alat	= Tangki Penampung Kristalisasi
Fungsi	= Menampung Hasil Proses Kristalisasi
Bahan	= type 316, grade M (SA-240), stainless steel
Kapasitas	= 47.502 ton/jam
Tebal Tangki	= 0.010 m
Tinggi Tangki	= 5.398 m
Diameter Tangki	= 2.877 m
Jumlah	= 1 buah

CENTRIFUGE (H-317)

Fungsi dari *centrifuge* ini adalah untuk memisahkan kristal garam dengan pelarutnya.

Jumlah : 1

Tipe : *Centrifuge type disk*

Kondisi operasi : Tekanan 1 atm dan Suhu 30°C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m³)	volume (m³)	μ kg/m.jam
NaCl	35626.28	0.75	2160	16.5	4.68
H ₂ O	11875.43	0.25	996	11.9	2.88
Total	47501.71	1		28.4	7.56

Rate Massa = 47501.71 kg/jam

= 1140041 kg/hari

ρ campuran = 1671.61 kg/m³

μ Larutan = 7.56 kg/m jam

Rate volumetric = $\frac{47494.39 \text{ kg/jam}}{1671.61 \text{ kg/m}^3}$

= 28.4 m³/jam

Centrifuge ini menggunakan type disk dengan metode pemisahan sedimentasi.

Diameter bowl = 24 inch *(Perry 7ed, table 18-12, 1997)*

Kec. Putar = 4000 rpm *(Perry 7ed, table 18-12, 1997)*

Power motor = 7.5 hp

Untuk type disk centrifuge dengan kec. 4000 rpm, didapat

Diameter disk = 19.5 inch *(Perry 7ed, table 18-13, 1997)*

Jumlah disk = 144 buah *(Perry 7ed, table 18-13, 1997)*

Jarak antar disk = 0.4 mm *(Perry 7ed, table 18-13, 1997)*

Settling velocity dapat dihitung dengan persamaan,

$$u_t = \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho) \omega^2 r_2}{18\mu} \quad (\text{Mc Cabe, eq 29.77, 1054})$$

Dimana:

- Dp = ukuran partikel
= 0.0001m
- ρ_p = density partikel
= 2160 kg/m³
- ρ = densitas fluida
= 1672 kg/m³
- ω = angular velocity
= 4000 rpm = 66.667 rad/s
- r_2 = radius bowl
= 0,5D = 0,5 × 24 = 12 inch atau 0.30 m
- μ = viskositas larutan
= 7.56 kg/m jam

$$\begin{aligned} \text{Jadi, } u_t &= \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho) \omega^2 r_2}{18\mu} \\ &= \frac{(0,0001^2 \times (2160 - 1672) \times (66,67^2) \times (0,305))}{18 \times 7,56} \\ &= 0.36 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Untuk mencari r_1 , dipakai persamaan,

Dimana:

$$q = \frac{\pi \times b \times \omega^2 \times (\rho_p - \rho) \times D_p^2 \times (r_2^2 - r_1^2)}{18 \times \mu \ln^2 r_2 / r_1}$$

- q = volumetrik flow rate
= 0.01 m³/s
- b = tinggi bowl, (diasumsikan 1,5 kali jari-jari)
= 1,5 r² = 0.457 m

(Mc Cabe, eq 29.75, 1054)

Jadi, nilai r_1 adalah

$$q = \frac{\pi \times b \times \omega^2 \times (\rho_p - \rho) \times D_p^2 \times (r_2^2 - r_1^2)}{18 \times \mu \ln^2 r_2 / r_1}$$

$$0.01 = \frac{0.0633516 \times (0.305^2 - r_1^2)}{163.70254 \ln^2 r_2 / r_1} = 0.00039 \text{ m}$$

$$s = \frac{r_2 - r_1}{2} = \frac{0.30 - 0.00039}{2} = 0.15 \text{ m}$$

Residence time (t_T) dapat dihitung dengan persamaan,

$$U_t = \frac{s}{t_T}$$

(Mc Cabe, eq 29.78, 2001)

$$U_t = \frac{s}{t_T}$$

$$0.30 = \frac{0.15}{t_T} = 0.4282 \text{ s}$$

Spesifikasi Centrifuge :

Rate volumetrik feed	= 681.90 m ³ / hr
Diameter bowl	= 24 inch atau 0.610 m
Diameter disk	= 19.5 inch atau 0.495 m
Jumlah disk	= 144 buah
Kec. Putar	= 4000 rpm
Settling velocity	= 0.36 m/s
Residence time	= 0.43 s
Power motor	= 7.5hp
Jumlah	= 1 buah

POMPA TANGKI CENTRIFUGE (L-316)

Fungsi : Untuk memompa wet crystal NaCl dari tangki penampung III ke centrifuge

$$\text{Rate feed} = 47494.39 \text{ kg/jam} = 29.085 \text{ lbm/s}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ camp} &= 1.672 \text{ kg/L} = 104.476 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ camp} &= 0.91 \text{ cp} = 0.001 \text{ lb/(ft).(s)} \\ Q &= 28412.363 \text{ L/jam} = 0.278 \text{ ft}^3/\text{s} = 125.096 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus} &= 17 \text{ m} = 55.774 \text{ ft} \\ \text{Beda ketinggian} &= 4 \text{ m} = 13.123 \text{ ft} \\ \text{Elbow } 90^\circ &= 2 \text{ buah} \\ \text{Globe valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\ \text{Gate valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\ \text{P1} &= 1 \text{ atm} = 14.696 \text{ psia} \\ \text{P2} &= 1 \text{ atm} = 14.696 \text{ psia} \end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : aliran turbulen ($NRe > 4000$)

$$\begin{aligned} Q &= 0.278 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho &= 104.476 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Di optimum} &= 3.9 Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Peters\&Timerhauss, Pers 15, p496)} \\ &= 2.194 \times 1.83 \\ &= 4.015 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi digunakan D pipa : 4 in IPS sch. 40 (*Kern, table.11, p.844*)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.5 \text{ in} = 0.375 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 4.026 \text{ in} = 0.336 \text{ ft} = 0.1 \text{ m} \\ \text{A} &= 13 \text{ in}^2 = 0.088 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan alir :

$$v = Q/A = 0.278/0.088 = 3.151 \text{ ft/s}$$

Cek NRe :

$$NRe = \rho \times D \times v / \mu = 110.436/0.001 = 180700.5 \quad (\text{Asumsi benar})$$

Perhitungan friction losses :

(a) Sudden contraction dari outlet tangki (*Geankoplis, pers. 2.10-16, p.93*)

$$K_c = 0.55 \times (1 - A_2) / A_1$$

Karena $A_1 \gg \gg \gg A_2$ maka :

$$A_2 / A_1 = 0$$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $a = 1$ (turbulen)

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times (v^2 / 2 \times \alpha \times g_c) \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-16, p.93)} \\ &= 0.55 \times (9.927 / 64.348) \\ &= 0.085 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(b) Friksi pada sambungan dan valve

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0.17$$

Friksi pada 2 buah elbow 90°

$$\begin{aligned} h_{f1} &= 2 K_f \times (v^2 / 2 \times \alpha \times g_c) \\ &= 2(0.75) \times (9.927 / 64.348) \\ &= 0.231 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f2} &= 1 K_f \times (v^2 / 2 \times \alpha \times g_c) \\ &= 6 \times (9.927 / 64.348) \\ &= 0.926 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Friksi pada 1 buah gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f3} &= 1 K_f \times (v^2 / 2 \times \alpha \times g_c) \\ &= 0.170 \times (9.927 / 64.348) \\ &= 0.026 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve :

$$\Sigma_{hf} = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} = 1.183 \text{ lbf.ft/lbm}$$

(c) Friksi pada pipa lurus :

$$L = 55.774 \text{ ft}$$

Material pipa : commercial steel

$$\varepsilon = 0.00004498 \text{ m}$$

$$\varepsilon / D = 0.00019$$

$$f = 0.019 \text{ (Geankoplis Gb. 2.10-3, hlm 88)}$$

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \times \Delta L \times v^2 / D \times 2 \times gc \text{ (Geankoplis, pers.2.10-6, hlm 89)} \\ &= 41.52 / 10.794 = 3.846 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(d) Sudden expansion ke inlet tangki :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \quad \text{(Geankoplis, pers.2.10-15, p.93)}$$

$$\text{Karena } A_1 \lll A_2 \text{ maka : } \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1.00 \text{ dan } \alpha = 1 \quad \text{(turbulen)}$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \\ &= 1 \times \frac{9.927}{64.348} \\ &= 0.154 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

(e) Total friksi :

$$\Sigma F = h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} = 5.269 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Mechanical energy balance :

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 14.696 - 14.696 = 0 \text{ psia}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.151 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{gc} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma F \\ &= \frac{0}{104.48} + 13.123 + \frac{9.927}{64.348} + 5.269 \\ &= 18.546 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 43\%$ (Peter & Timerhauss, f.14-37, p.520)

$$\text{BHP} = \frac{m \times W_s}{\eta} = \frac{539.425}{0.43} = 1254.476 \text{ lbf.ft/s} = 2.281 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 83\%$ (Peter & Timerhauss, f.14-38, p.521)

$$\text{Konsumsi power} = \frac{\text{BHP}}{\eta_m} = \frac{2.281}{0.83} = 2.748 \text{ hp}$$

Jadi digunakan power pompa = 5 hp

Spesifikasi Pompa Centrifuge (L-316) :

Fungsi : Untuk memompa wet crystal NaCl dari tangki penampung III ke centrifuge

Type : Centrifugal

Jumlah : 1 buah

Bahan : Stainless steel 304

Kapasitas : 47494.39 kg/jam

Diameter pipa : 4 in IPS sch.40

Panjang pipa : 17 m

Head pompa : 18.546 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa : 43%

Efisiensi motor : 83%

Power pompa : 5 hp

SCREW CONVEYOR (J-319)

Fungsi : Memindahkan bahan dari *centrifuge* ke *Rotary dryer*

Type : *Plain spoutes or chutes*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk padatan dalam sistem tertutup

Mass rate = 32124.81 kg/jam

= 70835.21 lb/jam

ρ bahan = 2144.33 kg/m³

= 133.89 lb/cuft

vol rate = 529.06 cuft/jam

= 8.82 cuft/menit

Berdasarkan (Badger, Tabel 16-6) :
untuk densitas 133.89 lb/cuft, bahan termasuk kelas D dengan
F = 3

$$\text{Power Motor} = \frac{\text{C.L.W.F}}{33000} \quad (\text{Badger, eq 16-5})$$

Dimana :

- C : Kapasitas, cuft/menit
- L : Panjang conveyor, ft
- W : Densitas bahan, lb/cuft
- F : Faktor bahan

$$\text{Panjang conveyor} = 15 \text{ ft} \quad (\text{Perry 7th editon, Tabel 21-6, 1997})$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{C.L.W.F}}{33000} = \frac{8.82 \times 15 \times 133.89 \times 3}{33000} = 1.61 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 60\%$$

$$\text{Power motor} = 1 \text{ HP}$$

Dari Perry, 7th edition Tabel 21-6 untuk kapasitas 419 cuft/jam,
maka digunakan ukuran :

$$\text{Diameter} = 9 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan} = 55 \text{ rpm}$$

Spesifikasi :

$$\text{Kapasitas} = 529.06 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{Panjang} = 50 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter} = 9 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan putaran} = 55 \text{ rpm}$$

$$\text{Power} = 1 \text{ HP}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ buah}$$

ROTARY DRYER (B-310)

Fungsi : Meringkan kristal garam dengan udara panas

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Komponen bahan masuk Rotary Dryer

Komponen	Mass Rate	Densitas	Volume Rate
	(Kg/jam)	(kg/m ³)	(m ³ /jam)
NaCl	31531.04	2615.00	12.056
H ₂ O	593.77	993.97	0.597
Total	32124.81		12.653

massa udara yang digunakan = 1457.6 kg/jam

G adalah mass air velocity (0.5 – 5 kg/m².det)

$$\begin{aligned}G &= 0.5 \text{ kg/m}^2.\text{detik} \\ &= 1800 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\ &= 368.3380441 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Area of Dryer} &= \text{massa udara} / G \\ &= 1457.603 / 1800 \\ &= 0.8098 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Area of Dryer} &= (\pi \times D^2)/4 \\ 0.809779444 &= (\pi \times D^2)/4 \\ D &= 1.015 \text{ m}\end{aligned}$$

$$L/D = 4 \text{ s.d. } 10 \quad (\text{Perry ed. 6, halaman 20-32})$$

L adalah panjang dryer

$$\begin{aligned}L/D &= 10 \text{ ft} \\ L &= 8.098 \text{ m} = 26.568 \text{ ft}\end{aligned}$$

Kecepatan peripheral dryer 0.25-0.5 m/s

(Perry ed. 6, 1997)

kec. Peripheral = 0.25 m/s
 = 15 m/menit
 kec. Putar dryer (N) = (kecepatan peripheral/D)
 = (15/1.015)
 = 14.775 rpm

$$\theta = \frac{(0.23 \times L)}{S \times N^{0.9} \times D} + \frac{0.6 \times B \times L \times G}{F}$$

(Perry 6th, Pers. 20-3, 1997)

- θ = waktu tinggal (menit)
 L = Panjang Dryer (ft)
 N = kecepatan putar (rpm)
 D = Diameter Dryer (ft)
 G = air mass velocity (lb/h.ft²)
 F = Feed rate ke dryer (lb bahan kering/jam.ft² dryer cross section)
 S = Slope (ft/ft)
 B = konstanta yang berdasarkan material yang diolah dan mendekati deng

B = 5 x (D_p)^{-0.5}
 D_p = Diameter partikel garam
 = 50 mesh = 0.020 in = 508 μm
 B = 5 × 0.044 = 0.222

Feed Bahan Kering = 32124.81 kg/jam
 = 70759.5 lb/jam
 Cross section area dryer = 15% x Area Dryer
 = 15% x 0.8098
 = 0.121 m² = 0.011 ft

F = Feed Bahan Kering/ cross section area dryer
 = 70759.5 /0.011
 = 6270422.18 lb/jam.ft²

$$\begin{aligned}
 S &= 0.8 \text{ cm/m} && (\text{Perry ed. 6, 1997}) \\
 S &= 1 \text{ cm/m} \\
 &= 0.01 \text{ ft/ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \theta &= \frac{0.23 \times 26.568}{0.01 \times 11 \times 3.3} + \frac{0.6 \times 0.22 \times 26.6 \times 368}{6270422.18} \\
 &= 16.36 + 0.0002077 \\
 &= 16.356 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Flight

dari Perry ed.6, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Flight} &= 1/12D - 1/8D \\
 &= 0.125 \times D \\
 &= 0.126899836 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Flight} &= 2.4D \text{ s.d. } 3D \\
 &= 3 \times D \\
 &= 3.046 = 4 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Menghitung Power Rotary Dryer

$$\begin{aligned}
 N &= \text{kecepatan putar dryer} \\
 &= 14.775 \text{ rpm} \\
 d &= \text{diameter inside dryer} = 3.331 \text{ ft} \\
 D &= \text{riding ring diameter} \\
 D &= d + 2 \\
 &= 3.331 + 2 \\
 &= 5.331 \text{ ft} \\
 w &= \text{berat bahan masuk} \\
 &= 32124.81 \text{ kg} = 70759.494 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \text{berat equipment} + \text{berat material} \\
 \text{Berat Equipment} &= \text{berat dryer} + \text{berat flight} \\
 \text{Bahan yang digunakan baik dryer dan flight adalah mild steel} \\
 \text{Densitas mild steel } (\rho) &= 7850 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Permeabilitass stress mild steel } (f) &= 124 \text{ N/mm}^2
 \end{aligned}$$

Pressure di sekitar Dryer = 101.325 kPa = 0.1013 N/mm²

$$\begin{aligned}\text{Design Pressure (p)} &= 1.5 \times \text{Pressure di sekitar dryer} \\ &= 1.5 \times 0.1013 \\ &= 0.152 \text{ N/mm}^2\end{aligned}$$

Tebal Shell:

$$\begin{aligned}T_s &= \frac{p \times D}{(2 \times f \times J) + p} = \frac{0.152 \times 1015.199}{(2 \times 124 \times 0.85) + 0.152} \\ &= 0.731253924 \text{ mm}\end{aligned}$$

Dalam rotary dryer minimal ketebalannya adalah 8 mm, maka ditentukan tebalnya menjadi 10 mm karena juga diperhitungkan pengaruh faktor korosinya

$$\begin{aligned}\text{Outside Diameter (OD)} &= D + (2 \times t_s) \\ &= 1015.199 + (2 \times 0.731) \\ &= 1016.661 \text{ mm} \\ &= 1.017 \text{ m} = 3.336 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V \text{ silinder} &= \frac{\pi \times (OD - ID)^2 \times L}{4} \\ &= \frac{3.143 \times 0.03 \times 8.098}{4} = 0.019 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat Silinder} &= V \text{ silinder} \times \rho \\ &= 0.019 \times 7850 \\ &= 148.420 \text{ kg} = 326.9167438 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat Flight} &= \text{jumlah flight} \times \text{tinggi flight} \times \text{tebal flight} \times \\ &\quad \text{panjang dryer} \times \text{densitas material} \\ &= 4 \times 0.13 \times 0.006 \times 8.1 \times 7850 \\ &= 193.601 \text{ kg} = 426.435 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat Equipment} &= \text{Berat Silinder} + \text{Berat Flight} \\ &= 326.9167438 + 426.4350136 \\ &= 753.3517574 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \text{Berat Equipment} + w \\
 &= 753.3517574 + 70759.493 \\
 &= 71512.845 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{bhp} &= N \times \frac{5 \times d \times w + (0.19 \times D \times W) + (0.3 \times W)}{100000} \\
 &= 14.8 \times \frac{1119475 + (73383.66) + (23599.24)}{100000} \\
 &= 179.737 \text{ bhp} \\
 &= 134.803 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Dryer

Fungsi = mengeringkan kristal garam dengan udara panas

Jumlah = 1 buah

Kapasitas = 32124.81 kg/jam

Inside Diameter Dryer = 1.015 m

Outside Diameter Dryer = 1.017 m

Panjang Dryer = 8.098 m

Kecepatan Putar Dryer = 14.775 rpm

Waktu Tinggal = 16.356 menit

Jumlah Flight = 4 buah

Tinggi Flight = 0.127 m

Tebal Flight = 0.006 m

Power Pompa = 134.803 kW

BLOWER (G-321)

Fungsi = Menghembuskan udara ke heater

Type = Centrifugal

Dasar pemilihan = Untuk jenis blower ini dapat digunakan untuk kapasitas besar.

Massa udara masuk = 7959.19 kg/jam = 2.21 kg/s

Jumlah Blower = 1 buah

kapasitas/blower = 2.21 kg/s

Volumetrik rate = 1.899 m³/s
 T udara = 30°C = 303.15 K
 P₁ = 1 atm = 101.325 kPa
 P₂ = 3 atm = 303.975 kPa
 Densitas udara = 1.1644 kg/m³ (geankoplis, tabel A.3-3 edisi 4)
 BM udara = 29.68
 γ udara = 1.4 (geankoplis, hal 152)

kondisi adiabatic:

$$\begin{aligned}
 (-W_s) &= \frac{\gamma}{\gamma - 1} \times \frac{RT}{BM} \times \left[\frac{P_2 (\gamma - 1) / \gamma}{P_1} \right] \\
 &= 3.5 \times 84921.83 \times 0.4 \\
 &= 109598.708 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\eta = 95\%$$

$$\text{Brake kW} = \frac{(-W_s) \times m}{\eta \cdot 1000} = 253.99 \text{ kW} = 341 \text{ hp}$$

Spesifikasi Blower (G-321)

Nama = Blower
 Fungsi = Menghembuskan udara ke heater
 Jumlah = 1
 Type = Centrifugal
 Kapasitas = 2.21 kg/s
 Power = 350 hp

CYCLONE (H-323)

Fungsi : menangkap padatan yang terikut udara panas dari rotary dryer

Laju Alir Bahan = 879.26 kg/jam = 21102.19 kg/hari

Komponen	% Berat	m (kg/hari)	ρ (kg/m ³)	V (m ³ /hari)
NaCl	35.86	7567.25	2160	3.503
H ₂ O	64.14	13534.95	1001	13.521
Total	100	21102.19		17.025

$$\rho \text{ campuran} = 1239.50 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Suhu gas masuk} = 212 \text{ }^\circ\text{F} = 1000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Viskositas udara} = 0.02 \text{ cp} = 0.078 \text{ kg/m.jam}$$

$$\text{Densitas udara} = 0.06 \text{ lb/ft}^3 = 0.9 \text{ kg/m}^3$$

Penentuan Dimensi Cyclone

$$D_{pth} = \frac{9 \cdot \mu \cdot B_c}{\pi \cdot N_s \cdot V_{max} \cdot (\rho_p - \rho_g)} \quad (\text{Perry 8ed, eq hal 17-30})$$

N_s = jumlah putaran efektif dalam cyclone
= 4

V_{max} = kecepatan gas masuk cyclone = 20 m/s

Dari Perry 8ed, fig 17 - 39, untuk efisiensi 99.99 % yaitu,

$$D_{pi}/D_{p,th} = 10$$

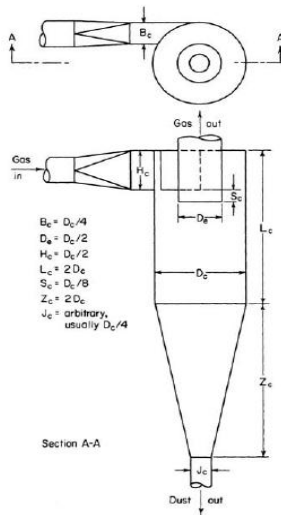
$$D_{pi} = 0.00003 \text{ m}$$

$$D_{p,th} = D_{pi} / 10 = 0.000003 \text{ m}$$

$$0.000003 = \frac{9 \times 0,08 \times B_c}{\pi \times 4 \times 20 \times (1239,4987 - 0,9)}$$

$$0.000003 = \frac{9 \times 0,0495 \times B_c}{311135.998}$$

$$B_c = 1.3 \text{ m}$$



Dimensi cyclone :

$$B_c = D_c/4$$

$$1.3 = D_c/4$$

$$D_c = 5.185599975 \text{ meter}$$

$$D_g = D_c/2 = 2.592799987 \text{ meter}$$

$$H_c = D_c/2 = 2.592799987 \text{ meter}$$

$$L_c = 2 \cdot D_c = 10.4 \text{ meter}$$

$$S_c = D_c/8 = 0.65 \text{ meter}$$

$$Z_c = 2 \cdot D_c = 10.4 \text{ meter}$$

$$J_c = D_c/4 = 1.296399994 \text{ meter}$$

(Perry 7th ed, hal 17-27)

Spesifikasi Cyclone

Fungsi : Untuk menangkap padatan yang terikat dengan udara panas dari rotary dryer

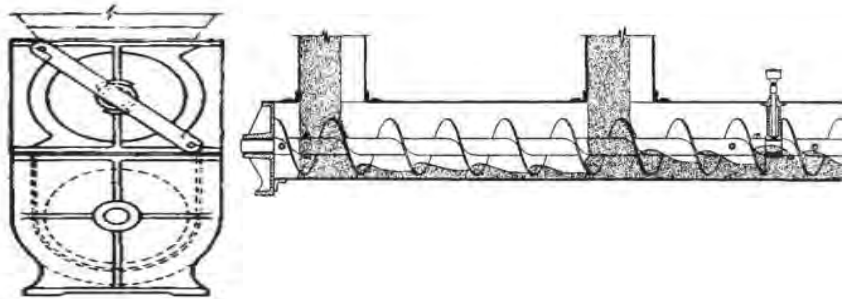
Kecepatan gas masuk = 20 m/s

Dimensi Cyclone:

$$B_c = 1.3 \text{ meter}$$

Dc	=	5.2	meter
De	=	2.6	meter
Hc	=	2.6	meter
Lc	=	10.4	meter
Sc	=	0.6	meter
Zc	=	10.4	meter
Jc	=	1.3	meter

SCREW CONVEYOR dari *Rotary Dryer* (J-324)



Komponen masuk *Rotary Dryer*

Komponen	Mass Rate	densitas	Volume Rate
	(Kg/jam)	(kg/m ³)	(m ³ /jam)
NaCl	31215.73	2615	11.937
H ₂ O	26.69	993.965	0.027
Total	31242.42		11.964

Mass Rate = 31242.42 kg/jam
 = 68815.90 lb/jam
 ρ bahan = mass rate/volume rate
 = 2611.362 kg /m³
 = 162.874 lb/cuft

$$\begin{aligned}
 \text{volume rate} &= \text{Mass Rate}/\rho \text{ bahan} \\
 &= 422.510 \text{ cuft /jam} \\
 &= 7.042 \text{ cuft/menit}
 \end{aligned}$$

karena bahan yang dialirkan adalah garam didapatkan bahan kelas C dimana $F = 2.5$, dimana F adalah faktor bahan (*Badger, Tabel 16-6*)

Dari Fig.16-20 didapatkan panjang dan kecepatan putar

$$\text{Diameter} = 9 \text{ inch} = 0.75 \text{ ft}$$

$$\text{kecepatan putar} = 62 \text{ rpm}$$

Menghitung Power Motor

Perhitungan Power motor menggunakan *Badger halaman 713*

$$\text{Power Motor} = \frac{C \times L \times W \times F}{33000}$$

Dimana:

C = Kapasitas (cuft/menit)

L = Panjang Conveyor (ft)

W = Densitas Bahan (lb/cuft)

F = Faktor Bahan

Ditentukan panjang dari conveyor adalah 15 ft

$$\text{Power Motor} = \frac{7.04 \times 15 \times 162.87 \times 2.5}{33000} = 1.3 \text{ hp}$$

Karena power motor sebesar 1.30 hp maka dikalikan 2 (*Badger, halaman 713*)

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi, Power Motor Screw Conveyor} &= 1.30 \times 2 \\
 &= 2.61 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Screw Conveyor:

Fungsi : Untuk memindahkan garam dari cyclone menuju bucket elevator

Kapasitas : 31242.42 kg/jam

Panjang : 15 ft = 4.572 m

Diameter : 0.75 ft = 0.2286 m

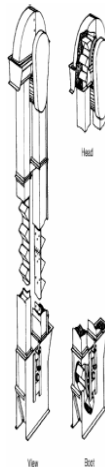
Kecepatan : 62 rpm
 Power : 5 hp
 Jumlah : 1 buah

BUCKET ELEVATOR (J-326)

Fungsi: Memindahkan bahan dari screw conveyer ke crusher

Type : *Continuous discharge bucket elevator*

Dasar pemilihan : Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu



$$\begin{aligned} \text{Mass rate} &= 31524.73 \text{ kg/jam} \\ &= 31.52 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bucket} &= \text{Tinggi (Crusher+Screen+Silo+Jarak dari dasar)} \\ &= (7 + 3 + 45 + 5) = 60 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan Power : *(Perry 7th edition, Tabel 21-8, 1997)*

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas maksimum} &= 27 \text{ ton/jam} \\ \text{Power head shaft} &= 1.6 \text{ hp} \\ \text{Power tambahan} &= 0.04 \text{ hp per ft} \\ &= 2.4 \text{ hp} \\ \text{Power total} &= 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80%
Power motor = 5 hp

Dari Perry 7th edition, tabel 21-8 sesuai dengan kapasitas dipilih spesifikasi sebagai berikut :

Spesifikasi Bucket Elevator

Kapasitas maksimum = 27
Ukuran = 8 in x 5 in x 5 1/2 in
Bucket spacing = 14
Tinggi Elevator = 60
Ukuran feed (max) = 1
Bucket speed = 225
Putaran *head shaft* = 43
Lebar *belt* = 9
Power total = 4
Alat pembantu = *Hopper chute* (pengumpan)
Jumlah = 1

CRUSHER (C-326)

Fungsi : Menghaluskan kristal garam hingga ukuran 100 mesh
Operasi: Kontinyu (per jam)
Kapasitas : 31.565 ton/jam

Berdasarkan Perry 7th edition, tabel 20-12 dan sesuai kebutuhan kapasitas maka ditetapkan crusher dengan spesifikasi sebagai berikut :

Type = *Cone crusher*
kapasitas = 31.565 ton
Feed Opening = 3 in
kecepatan = 57 rpm
Power motor = 30 hp

Spesifikasi :

Type = *Cone crusher*
Kapasitas = 31.565 ton/jam

Discharge Setting = 0.25 in
 Kecepatan = 575 rpm
 Power motor = 30 hp
 Bahan = *Carbon steel*
 Jumlah = 1 buah

SCREEN (H-327)

Fungsi : Memisahkan kristal garam menjadi ukuran 100 mesh
 Operasi : kontinyu (per jam)

Dasar Perencanaan

Kapasitas = 35.073 ton/jam
 = 77335.965 lb/jam
 Ukuran = $D_p = 100$ mesh
 Jenis = *High speed vibrating screen*

Dari Tabel 19-6, Perry 7th edition, diperoleh :
 Untuk ukuran 1 mm :

Diameter wire (d) = 0.0085 in = 0.2 mm
 Sieve opening (a) = 0.0117 in = 0.3 mm
 Perkiraan kapasitas screen :

$$A = \frac{0.4 \times C_t}{C_u \times FOA \times F_s}$$

Dimana :

C_t : Rate bahan masuk, lb/jam
 C_u : Kapasitas unit = 0.4 ton/jam ft²
 FOA : Luas bukaan (%)
 F_s : Luas faktor slot = 1

Dari *persamaan 21-5, fig 21-16, Perry 7th edition* diketahui rumus faktor bukaan :

$$FOA = 100 \left(\frac{a}{a + d} \right)^2$$

Dimana :

a = Diameter bukaan

d = Diameter weir

Sehingga,

$$FOA = 100 \left(\frac{0.215}{0.215 + 0.297} \right)^2 = 18$$

$$A = 1.989 \text{ ft}^2$$

Disiapkan screen dengan tambahan luas sebesar 50 %

$$\begin{aligned} \text{Luas total} &= A \times 1.5 \\ &= 1.989 \times 1.5 \\ &= 2.98 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi = Memisahkan kristal garam menjadi ukuran 100 mesh

Kapasitas = 35.067 ton/jam

Type = *High speed vibrating screen*

Ukuran = 100 mesh

Luas total = 2.98 ft²

BELT CONVEYOR (J - 328)

Fungsi : Mengembalikan produk yang tidak lolos screening kembali ke crusher

Laju Alir Bahan = 3507.30 kg/jam = 84066 kg/hari

Waktu loading bin NaCl = 1 jam

Massa Bahan Total = 84.066 ton/hari

Laju Alir Bahan = 3.507 ton/jam

Dari tabel 5-5 *Walas (Chemical Proses eq.) p-81*, dipilih

Lebar Belt = 18 inch = 0.4572 meter

running angle of repose = 19°

$$\text{Inklinasi} = 5^\circ$$

$$\text{Kapasitas Belt pada } 100 \text{ ft/min} = 5.07 \text{ ton/jam (tabel 5.5 walas)}$$

$$\begin{aligned} \text{Kec.belt (u) yang diperlukan} &= 2.81/5.07 \times 100 \\ &= 69.2 \text{ ft/min} = 1263.42 \end{aligned}$$

Dari tabel 5-5 Walas diperoleh

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan maksimum belt yang direkomendasikan} \\ = 300 \text{ ft/min} = 5486.13 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak yang ditempuh} = 20 \text{ meter}$$

$$\text{Tinggi Conveyor (H)} = 20 \tan 5^\circ = 1.75 \text{ meter (walas hal 83)}$$

$$\text{Panjang Conveyor} = 20/\cos 5^\circ = 21 \text{ meter (walas hal 83)}$$

Penentuan Power *Belt Conveyor* (Walas hal 81)

$$\text{Power} = \text{P horisontal} + \text{P vertikal} + \text{P empty}$$

$$\begin{aligned} \text{P horisontal} &= (0,4+L/300) \times (W/100) \\ &= (0,4 + 20/300) \times (2,81/100) \\ &= 0.016 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P vertikal} &= 0,001 \text{ HW (Grafik 5-5 Walas : 82)} \\ &= 0,001 \times 1,75 \times 2,81 \\ &= 0.0061 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P empty} &= (127.33 \times 383)/100 \\ &= 0.382 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 0,002 + 0,0014 + 0,38 \\ &= 0.40 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Eff. Motor} = 0.7$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 0,385/0,7 \\ &= 0.5778 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih motor dengan Power} = 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Nama alat	= Belt Conveyor
Tipe	= Continuous Flow Conveyor
Kapasitas	= 3.507 ton/jam
lebar belt	= 0.4572 meter
Tinggi Conveyor	= 1.75 meter
Panjang Conveyor	= 21 meter
speed	= 1263.42 meter/jam (operasi)
Daya power	= 1 hp
Jumlah	= 1

TANGKI PRODUK (F-320)

Fungsi : Menampung produk akhir dengan kemurnian 99.8%

Bentuk : Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk *conical* 120°

Bahan Kontruksi : type 316, grade M (SA-240), *Stainless Steel*

Sistim operasi : batch

Jumlah : 1 buah

Viskositas air pada suhu 30°C = 0.80 cp = 2.88 kg/m.jam

Densitas air pada suhu 30°C = 996 kg/m³

Rate Aliran Masuk = 31565.70 kg/jam = 31.57 ton/jam

Komponen	Massa	s.g	ρ (kg/m ³)	volume	μ
	(kg/jam)			(m ³ /jam)	kg/m.jam
NaCl	31525	2.2	2160	14.6	240.42
H ₂ O	40.97	1.0	996	0.04	2.88
Total	31566			14.61	

Densitas campuran = 2159.495 kg/ m³

Vol. larutan = 14.61 m³/jam

μ campuran = 67.66 cp = 243.3 kg/m.jam

ρ campuran = 2156.7 kg/m³

Vol. larutan = 14.64 m³/mixing cycle time

Banyak tangki = 1 buah

$$\begin{aligned}
 VL &= 14.64 \text{ m}^3 \\
 V \text{ larutan (VL)} &= 80\% \text{ Volume tangki (Vt)} \\
 \text{Volume tangki} &= \frac{14.64}{0.8} = 18.269 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan bawah berbentuk conical 120° , dimensi tinggi silinder / diameter bejana (L_s / D_i) = 1.5

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times L_s \\
 &= 0,25 \times 1.5 \times 3,14 \times D_i^3 \\
 &= 1.2 \times D_i^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Vol. tutup atas (V}_{\text{dish}}) = 0.0847 \times D_i^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol tutup bawah (V}_{\text{conical}}) &= \frac{\pi \times D_i^3}{24 \text{tg} 60^\circ} \\
 &= \frac{3.14 \times D_i^3}{24 \times \text{tg} 60^\circ} \\
 &= 0.076 \times D_i^3
 \end{aligned}$$

Volum total = volume silinder + volume konis + volume tutup atas

$$18.269 = 1.1775 D^3 + 0.076 D^3 + 0.0847$$

$$18.269 = 1.34 D^3$$

$$D^3 = 13.65$$

$$D = 2.39 \text{ m} = 94.09 \text{ in}$$

$$\text{standart OD} = 90 \text{ in} = 2.286 \text{ m}$$

(*Brownell & Young, hal 90*)

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi silinder (Hs)} &= 1.5 \times \text{OD} \\
 &= 1.5 \times 2.286 \\
 &= 3.429 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi konis (Hc)} &= OD/24\tan(0.5\alpha) \\ &= 2.286/24 \times \tan(60^\circ) \\ &= 0.055 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0.169 \times OD \\ &= 0.169 \times 2.286 \\ &= 0.386 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi konis} + \text{tinggi} \\ \text{dished head} & \\ &= 3.429 + 0.055 + 0.386 \\ &= 3.870 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{vol. larutan dalam konis} &= \text{volume konis} \\ &= 0.076 \times OD^3 \\ &= 0.076 \times (2.29)^3 \\ &= 0.908 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume larutan dalam silinder} &= \text{volume larutan dalam bejana} - \\ \text{volume larutan dalam konis} & \\ &= 18.295 - 0.908 \\ &= 17.361 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi larutan dalam silinder} &= VL \text{ silinder} / (\pi/4 \times OD^2) \\ &= 17.361 / (3.14/4 \times 2.4^2) \\ &= 4.2 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi larutan dalam bejana (Hb)} & \\ &= \text{tinggi larutan dalam silinder} + \text{tinggi larutan dalam dished head} \\ &= 4.232 + 0.386 = 4.618 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$P \text{ Operasi} = 14.7 \text{ psig}$$

$$P \text{ hidrostatic} = \rho \text{ bahan} \times g \times LL$$

$$= 2159.5 \times 9.8 \times 4.618$$

$$= 97738.12 \text{ N/m}^2 = 14.22 \text{ psi}$$

$$P \text{ Total} = P \text{ hidrostatic} + P \text{ Operasi}$$

$$= 14.22 + 14.7 = 28.92 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times P \text{ Total}$$

$$= 1.05 \times 28.92$$

$$= 29.97 \text{ psig}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 304 grade s dengan spesifikasi : type 316, grade M (SA-240)

(Appendiks D, Brownell & Young, 1959)

$$f = 18750 \text{ psi} \quad \text{(Appendiks D, Brownell & Young, 1959)}$$

$$E = 0.8 \text{ (double welded butt joint) (Tabel 2.1, Kusnarjo, 2010)}$$

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_d \times O_D}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} + C \quad \text{(Brownell & Young, Pers. 13.1, 1959)}$$

dimana :

t_s = Tebal minimum silinder, in

P_d = Tekanan Design, psi

f = Allowable stress maksimum, psi

D_i = Diameter dalam silinder, in

E = Effisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

$$t_s = \frac{P_d \times O_D}{2 \times (f \cdot E - 0.6 P_d)} + C$$

$$= \frac{29.97 \times 90}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 29.97)} + \frac{1}{8}$$

$$= 0.21 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tebal tangki diatas didapatkan 0.21 in, namun menurut standar tebal tangki yang diijinkan sebesar 0.38 in
(Brownell, Table 5.7, 1959).

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 t \text{ silinder} \\ \text{ID} &= 90 - 2 \times 0.38 \\ \text{ID} &= 89.2 \text{ in} \\ &= 2.3 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tutup Atas (dished head)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 90 \text{ in} \\ \text{rc} &= 90 \text{ in} && (\text{Brownell, Tabel 5.7, 1959}) \\ \text{icr} &= 6.125 \text{ in} && (\text{Brownell, Table 5.7, 1959}) \end{aligned}$$

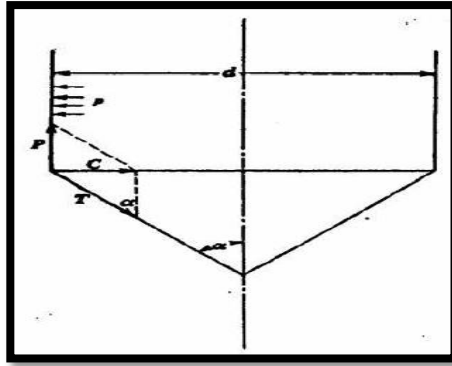
$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_d \times rc}{2 \times (f.E - 0.1 P_d)} + C \\ &= \frac{0.885 \times 29.97 \times 90}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.1 \times 29.97)} + \frac{1}{8} \\ &= 0.205 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell, Pers 13.12, 1959)

Dari hasil perhitungan tutup atas tangki diatas didapatkan 0.205 in, namun menurut standar tutup atas tangki yang diijinkan sebesar 0.4 in
(Brownell, Table 5.7, 1959).

Menentukan Dimensi Tutup Bawah (conical)

$$\text{Tinggi Tutup Bawah} = \text{Conical } 120^\circ$$



$$\begin{aligned}
 thb &= \frac{Pd \times OD}{2 \times (f.E - 0.6Pd) \cos 0.5\alpha} + C \\
 &= \frac{27 \times 96}{2 \times (18750 \times 0.8 + 0.4 \times 27) \cos 0.5\alpha} + \frac{1}{8} \\
 &= 0.252 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell, Eq 6.154, 1959)

Menurut perhitungan diatas tinggi ututp bawah yang diijinkan sebesar 0.5 in (standarisasi) *(Brownell, Table 5.7, 1959)*

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$Di, \text{ opt} = 3,9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

Dimana,

$Di, \text{ opt}$ = diameter optimum dalam pipa, in

ρ = densitas campuran, lbm/ft^3

Qf = flowrate liquid, ft^3/s

$$\begin{aligned}
 Di, \text{ opt} &= 3,9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 &= 3.9 \times 3.343 \times 2.713 \\
 &= 35.374 \text{ in} = 0.899
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size : 8 in sch 40

didapat : OD = 1.3315 in = 0.033 m
 ID = 1.049 in = 0.027 m
 A = 0.006 ft² = 0.000558 m²

Cek jenis aliran :

Kecepatan aliran (v) = $Q/A = 14.61/0.000558 = 26191.6$ m/jam

Nre = $\rho D v/\mu$
 = $2159.5 \times 0.027 \times 26229.6/243.297$
 = 6195 (memenuhi)

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 in sch 40

Spesifikasi

Nama alat = Tangki Produk
Fungsi = Menampung produk dengan kemurnian 99, 8%
Bahan = type 316, grade M (SA-240), Stainless Steel
Kapasitas = 31.561 ton/jam
Tebal Tangki = 0.010 meter
Tinggi Tangki = 3.870 meter
Diameter Tangki = 2.267 meter
Jumlah = 1

BAB X

KESIMPULAN

Dari uraian proses pabrik garam industri dengan metode vacuum pan ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Rencana Operasi

Pabrik Garam Industri ini direncanakan beroperasi secara semi kontinyu selama 330 hari operasi/ tahun dan 24 jam/ hari. Lokasi pendirian pabrik ini di Sampang, Madura.

2. Kapasitas

Kapasitas pabrik garam industri ini adalah $757577 \text{ kg/hari} = 250.000 \text{ ton /tahun}$ garam industri dengan kandungan NaCl 99,98%.

3. Bahan baku dan Bahan Pembantu

Bahan baku yang digunakan adalah garam rakyat dengan kadar kandungan NaCl sebesar 80,12%. Sedangkan bahan baku pembantunya berupa:

- air sebanyak $803,153 \text{ m}_3/\text{hari}$,
- NaOH $3101,18 \text{ kg/hari}$,
- Na_2CO_3 $736,8 \text{ kg/hari}$,
- BaCl_2 $4469,17 \text{ kg/hari}$,
- PAC $1,74 \text{ kg/hari}$, dan
- Udara $14631,4 \text{ kg/hari}$.

4. Proses

Pembuatan garam industri ini melalui beberapa tahapan proses yaitu :

- a. Proses pre-treatment untuk mengurangi impurities bahan agar siap diproses.
- b. Proses pemasakan yaitu terdiri dari evaporasi, kristalisasi dan pengeringan.
- c. Proses pengolahan produk yaitu pementukan ukuran sesuai dengan yang ditetapkan.

5. Utilitas

- Total Air Sanitasi yang dibutuhkan adalah $1,875 \text{ m}^3 / \text{jam} = 45 \text{ m}^3 / \text{hari}$



- Total Air pendingin yang dibutuhkan adalah 46,93 m³/hari
- Total kebutuhan air umpan boiler adalah 174,914 m³/hari
- Total air proses adalah 536,309 m³/hari

6. Hasil dan Limbah

Hasil utama pabrik berupa garam industri (NaCl). Selain itu industri ini juga menghasilkan limbah yang dapat dimanfaatkan oleh pabrik lain.

Limbah tersebut antara lain :

- NaOH yang dapat digunakan untuk industri *caustic soda*
- Ca(OH)₂ yang dapat digunakan sebagai susu kapur (pemutih).
- Air limbah (*bittern*) yang dapat digunakan untuk bahan baku pembuatan minuman berion (minuman mengandung ion-ion) dan produksi pupuk anorganik cair.

DAFTAR PUSTAKA

- Arifin, A. N. 2011. *Pabrik Sodium Chloride Dengan Proses Multiple-Effect Evaporator*. Surabaya: UPN Veteran.
- Austin G.A. 1960. *Shreve's Chemical Process Industries*, 5th edition . Mc. Graw Hill Book Company, Inc, New York.
- Bolton, W. 1987. *Instrumentation and control systems*. USA.: Elsevier
- Brownell, Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons.
- Coulson, J.M and Richardson J.F. 1983. *Chemical Engineering Vol. 6 1st edition*. New York : Pergamon Press.
- Foust, A.S. 1960. *Principles of Unit Operations*, 2^{ed}. John Wiley & Sons, N.Y.
- Geankoplis, C. 1993. *Transport Processes and Unit Operation 3rd Edition*. New Jersey: Prentice Hall.
- Himmelblau, D.M . 1989 . *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*, 5^{ed}. Prentice-Hall International , Singapore.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering*. Australia: Elsevier
- Kauffman, Dale W. 1968. *Sodium Chloride The Production and Properties of Salt and Brine*. New York: Hafner Publishing Company.
- Kern. 1950. *Process Heat Transfer*. London: Mc. Graw-Hill.
- Levenspiel, O. 1972. *Chemical Reaction Engineering*, 2nd edition. John Wiley and Sons Inc. Singapore.
- Ludwig. E. *Applied Process Design for Chemical Engineering and Petrochemical Plants*. 1977. Texas: Gulf Publishing Company.
- Maron, N. Samuel and Jerome B. Lando. 1974. *Fundamentals Of Physical Chemistry*. New York : Macmillon Publishing CO. Inc.
- Mc. Cabe. 2001. *Unit Operation of Chemical Engineering* 6th Edition. New York: Mc. Graw-Hill Book.
- Othmer, Kirk. 1982. *Encyclopedia of Chemical Technology* 3th edition. Canada : John Wiley and Sons.
- Perry, RH. 1984. *Chemical Engineer's Handbook 6th Edition International Edition*. Singapore: Mc. Graw-Hill.
- Perry, RH. 1997. *Chemical Engineer's Handbook* 7th Edition International Edition. Singapore: Mc. Graw-Hill.

- Peters, MS and Timmerhaus, KD. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th Edition*. Singapore: Mc. Graw-Hill.
- Purbani, D. 2010. *Proses Pembentukan Kristalisasi Garam*.
- Salina, R. 2008. *Pra Rencana Pabrik Garam Industri dari Bahan Baku Garam Rakyat dengan Proses Pencucian*. 16.
- Sulistyaningsih, T. 2010. *Pemurnian Garam Dapur Melalui metode Kristalisasi air Tua dengan Bahan Pengikat Pengotor $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4\text{-NAHCO}_3$ dan $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4\text{-NA}_2\text{CO}_3$*
- Ulrich, GD. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. New York: John Wiley and Sons
- Van Ness, S. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 4th Edition*. Singapore: Mc. Graw-Hill.
- Vilbrandt, F. C. and Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design, 4th Edition*. Tokyo: Mc. Graw-Hill.
- Wallas, SM. 1998. *Chemical Process Equipment : Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Widayat. 2009. *Salt With Sedimentation – Microfiltration Process: Optimazation Of Temperature And Concentration By Using Surface Response Methodology*.

BIODATA PENULIS

DESY WAHYU ARIYANI (2312 030 050)



Penulis lahir di Surabaya pada tanggal 14 Desember 1994. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di TK Dewi Kunti, kemudian melanjutkan jenjang *study* nya di SD Negeri Pakis VIII Surabaya, SMP Negeri 6 Surabaya, SMA Negeri 9 Surabaya, dan di D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Petrokimia Gresik, Gresik. Organisasi yang pernah diikuti selama kuliah adalah menjadi staff bidang Humas HIMA D3KKIM pada periode 2013-2015. Penulis juga mengikuti beberapa pelatihan, diantaranya BPC, PKTI, PJTD, LKMM Pra-TD, LKMM TD dan pelatihan standar ITS lainnya.
Alamat Email: desyariyani14@gmail.com

MARETNA FITRI HARDIANTI (2312 030 102)



Penulis lahir di Jombang pada tanggal 14 Maret 1994. Penulis menempuh jenjang pendidikan pertamanya di SD Negeri Pabuaran Cilegon, kemudian melanjutkan jenjang *study* nya di SMP Negeri 3 Cilegon, SMA Negeri 2 KS Cilegon, dan di D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Adiprima Suraprinta, Gresik. Organisasi yang pernah diikuti selama kuliah adalah menjadi staff bidang PSDM HIMA D3KKIM pada periode 2013-2015 dan Staff Eksternal Bakor Fakultas pada periode 2013-2015. Penulis juga mengikuti beberapa pelatihan, diantaranya BPC, PKTI, PP LKMM, LKMM Pra-TD, LKMM TD, LKMM TM dan pelatihan standar ITS lainnya.
Alamat Email: maretnafitrih@gmail.com