

Pabrik Silika dari Abu Sekam Padi dengan Proses Presipitasi

Nama : Merlyn Werdi Laksita Resmi
NRP : 2309 030 001
Nama : Insani Cahyaningrum
NRP : 2309 030 029
Program Studi : D III Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Ir. Sri Murwanti, MT

ABSTRAKSI

Pabrik Silika yang berkapasitas 15.180 ton/tahun, didirikan di Indramayu, Jawa Barat, untuk memenuhi kebutuhan di dalam dan luar negeri. Pabrik ini menggunakan bahan baku abu sekam padi (kandungan silika 93,4%), dengan proses presipitasi Aldcroft dan teknologi Kalapathy. Manfaat dari silika antara lain digunakan untuk bahan industri kaca, keramik, kosmetik serta bahan campuran pasta gigi.

Proses produksi silika secara umum dibagi dalam tiga tahap. Tahap pertama adalah Ekstraksi abu sekam padi dengan solvent NaOH 2N di dalam leaching tank. Tahap kedua yaitu tahap reaksi antara natrium silikat encer 16% , asam sulfat encer 38% dan NaCl 36,3% di dalam reaktor yang menghasilkan slurry. Selanjutnya slurry difiltrasi untuk memisahkan partikel silika dari liquid yang dilakukan di dalam rotary drum vacuum filter. Tahap ketiga adalah tahap pengeringan di dalam spray dryer. Selanjutnya, tahap pengecilan dan homogenisasi menggunakan ball mill dan diteruskan menuju vibrating screen untuk mendapatkan ukuran silika yaitu 200 mesh dengan kemurnian 98% dan impuritis (Fe_2O_3) sebesar 1,1%, kadar air sebesar 0,2% serta produk samping Na_2SO_4 sebesar 0,28%.

Untuk mencapai kapasitas produksi tersebut, digunakan bahan baku 15.767,77 ton/tahun abu sekam padi, 2.399,9 ton/tahun NaOH serta 1.469,9 ton/tahun H_2SO_4 . Kebutuhan utilitas pada pabrik silika meliputi air pendingin, air umpan boiler, dan air proses masing-masing sebesar 94.429,5 m^3 /tahun, 29.832 m^3 /tahun dan 104.610 m^3 /tahun. Pabrik Silika ini direncanakan akan beroperasi secara semi-kontinyu selama 24 jam/ hari dan 330 hari/tahun.

Kata kunci : Abu SekamPadi, Silika, Presiptasi.

PABRIK SILIKA DARI ABU SEKAM PADI DENGAN PROSES PRESIPITASI

TUGAS AKHIR

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya**

pada

**Program Studi D III Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Disusun Oleh :

Merlyn Werdi L.R.

Nrp. 2309.030.001

Insani Cahyaningrum

Nrp. 2309.030.029

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir :



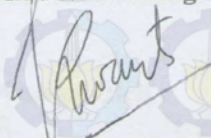
Ir. Sri Murwanti, MT

NIP. 19530226 198502 2 001

Surabaya, 18 Juli 2012

**LEMBAR PENGESAHAN TUGAS AKHIR
PABRIK SILIKA DARI ABU SEKAM PADI
DENGAN PROSES PRESIPITASI**

**Mengetahui / menyetujui
Dosen Pembimbing**



**Ir. Sri Murwanti, MT
NIP. 19530226 198502 2 001**

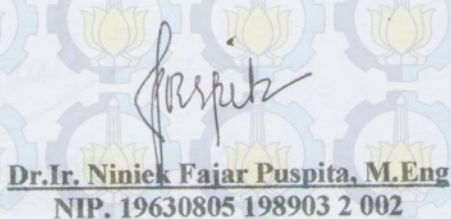
Surabaya, 18 Juli 2012

**Koordinator Program Studi
D III Teknik Kimia FTI-ITS**

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



**Ir. Budi Setiawan, MT
NIP. 19540220-198701 1 001**



**Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng
NIP. 19630805 198903 2 002**

LEMBAR PERSETUJUAN

**LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK SILIKA DARI ABU SEKAM PADI
DENGAN PROSES PRESIPITASI**

**SILICA PLANT FROM RICE HULL ASH WITH
PRECIPITATION PROCESS**

Disusun Oleh :

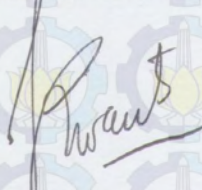
Merlyn Werdi L.R.

Nrp. 2309.030.001

Insani Cahyaningrum

Nrp. 2309.030.029

**Telah Diperiksa dan Disetujui Oleh :
Dosen Pembimbing**



Ir. Sri Murwanti, MT

NIP. 19530226 198502 2 001

Surabaya, 18 Juli 2012

LEMBAR PERBAIKAN TUGAS AKHIR

Telah diperiksa dan disetujui sesuai hasil ujian tugas akhir pada tanggal 18 Juli 2012, dengan judul "PABRIK SILIKA DARI ABU SEKAM PADI DENGAN PROSES PRESIPITASI", yang disusun oleh :

Merlyn Werdi L.R.
Insani Cahyaningrum

(2309.030.001)
(2309.030.029)

Mengetahui / menyetujui

Dosen Penguji



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

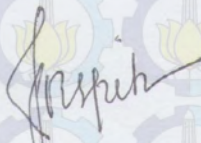
Dosen Penguji



Ir. Agung Subyakto, MS
NIP. 19580312 198601 1 001

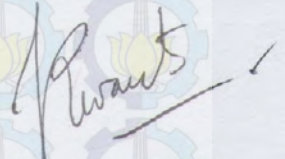
Mengetahui

Koordinator Tugas Akhir



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng
NIP. 19630805 198903 2 002

Dosen Pembimbing



Ir. Sri Murwanti, MT
NIP. 19530226 198502 2 001

DAFTAR NOTASI

Notasi	Keterangan	Satuan
A	Luas heating surface	ft ²
C _p	Konduktivitas thermal	kal/g.°C
H	Enthalpy	kal
ID	Inside diameter	in
OD	Outside diameter	in
Q	Kalor	kcal
R	Rate	kg
X	Fraksi massa	
V	Volume	m ³
ρ	Massa jenis	kg/L
μ	Viskositas	cp
P	Tekanan	atm
V/t _c	Laju volumetrik filtrate	m ³ /s
R _m	Tahanan filter	m ⁻¹
t _c	Waktu siklus filter	s
c _s	Konsentrasi padatan dalam umpan masuk	kg padatan/ m ³ filtrat
ΔP	Penurunan tekanan	Pa
α	Tahanan cake	m/kg padatan

BAB II

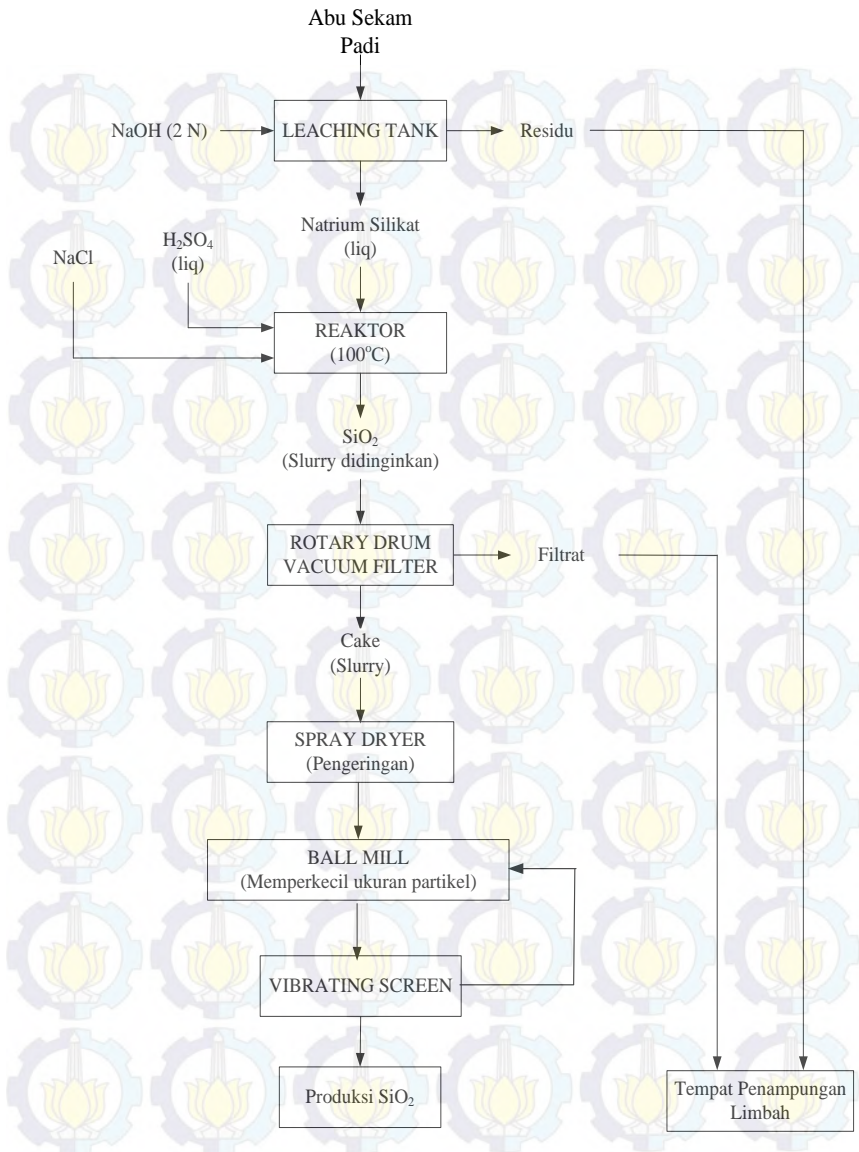
MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Dalam proses produksi silika terdapat empat macam proses yang dapat dilakukan untuk memproduksi silika yaitu proses aldcroft, proses chevallier, proses esch, dan proses johson.

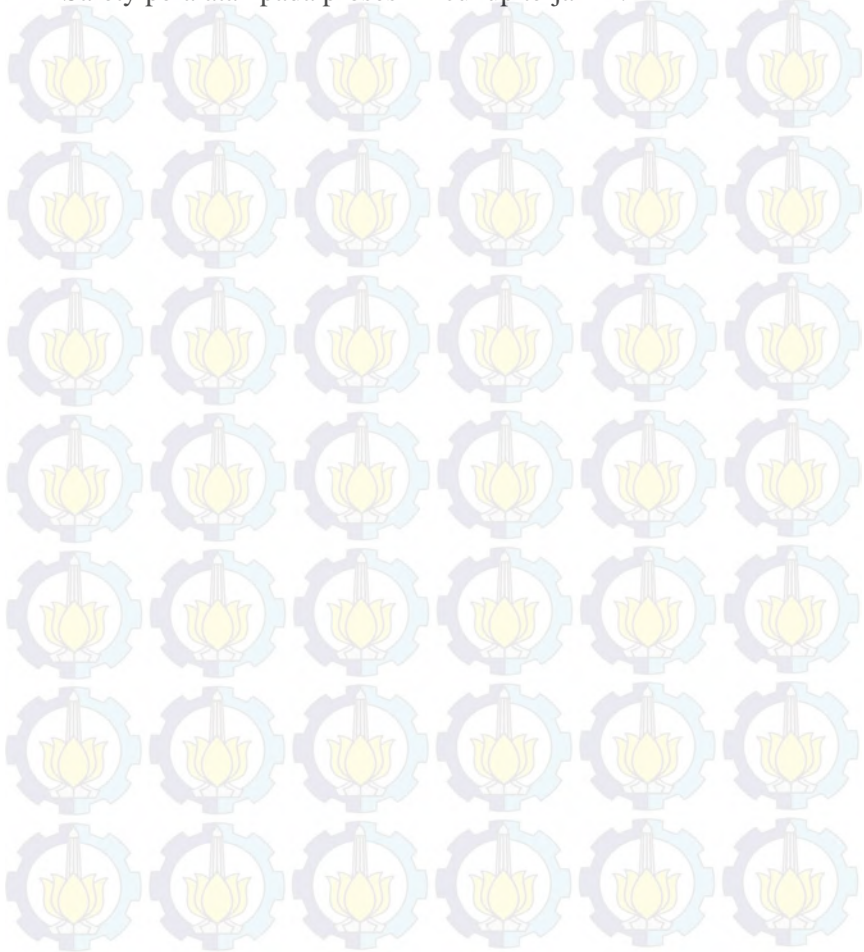
II.1.1 Proses Aldcroft

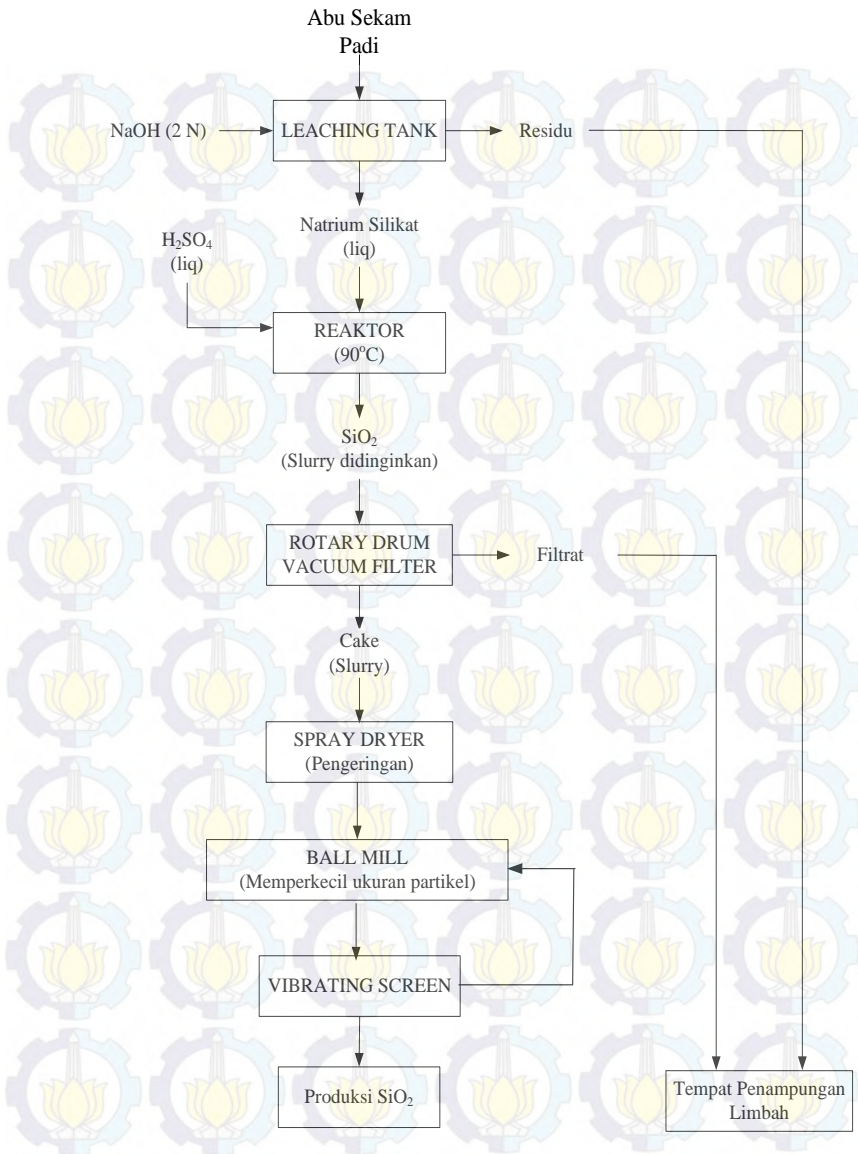
Yaitu mereaksikan $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$ dengan H_2SO_4 dengan menambahkannya ke dalam reaktor berisi air secara stimultan. Suhu operasi yang digunakan pada reaktor adalah 100°C . Pada proses ini menggunakan NaCl yang berfungsi sebagai koagulan. Surface area produk sebesar $401 \text{ m}^2/\text{g}$. Safety peralatan pada proses ini cukup terjamin.

**Gambar II.1** Blok diagram proses Aldcroft

II.1.2 Proses Chevallier

Yaitu menambahkan Na_2O , $3,37\text{SiO}_2$ ke dalam reaktor yang berisi air, kemudian dipanaskan sampai suhu 90°C , baru ditambahkan H_2SO_4 . Pada proses chevallier, tidak ada penambahan koagulan. Surface area produk sebesar $250 \text{ m}^2/\text{g}$. Safety peralatan pada proses ini cukup terjamin.

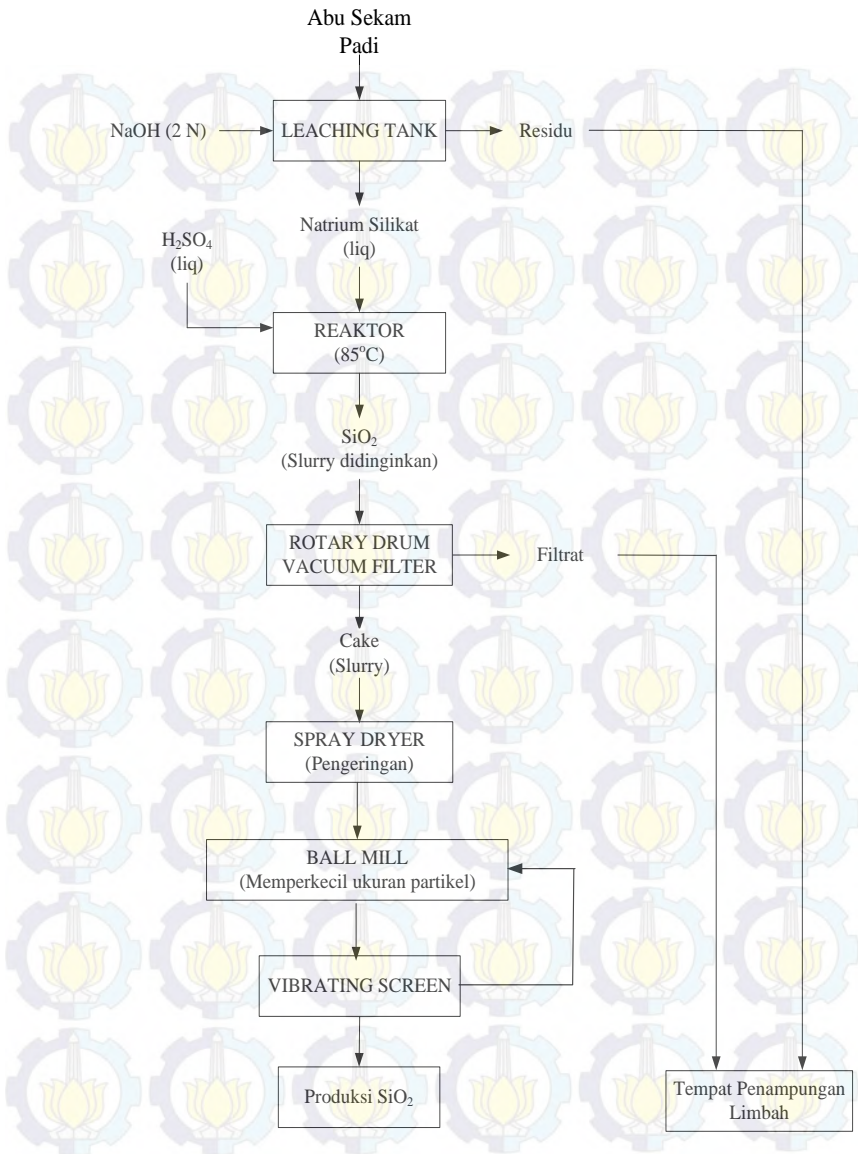




Gambar II.2 Blok diagram proses Chevallier

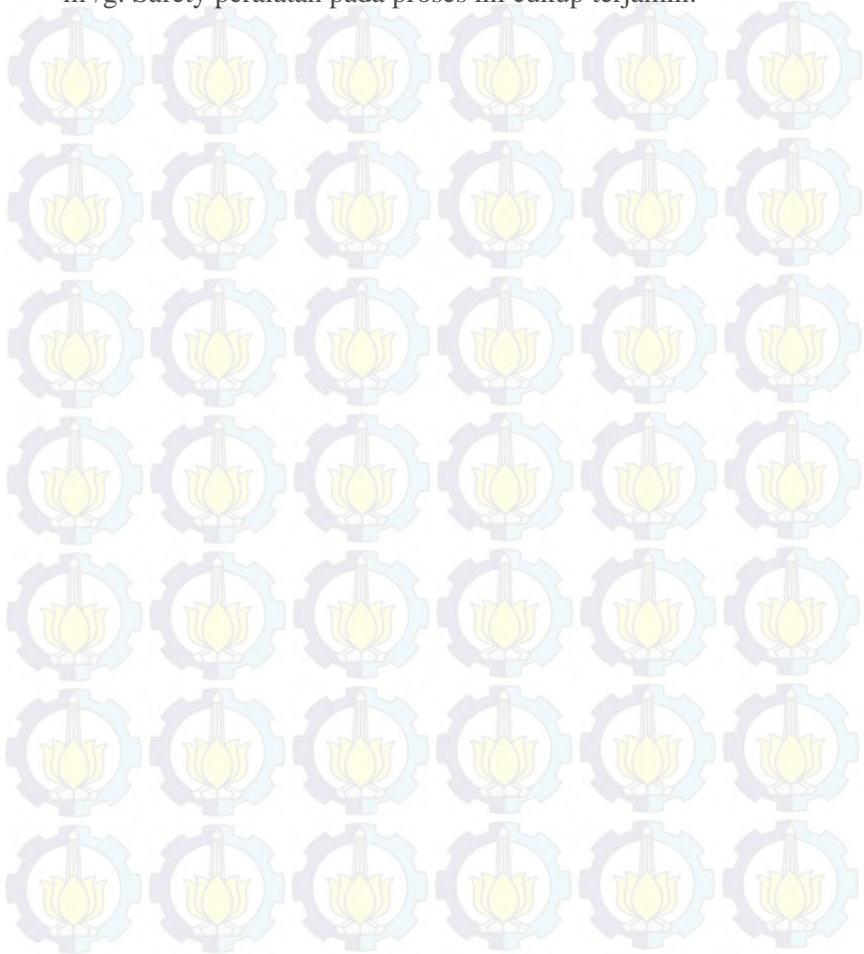
II.1.3 Proses Esch

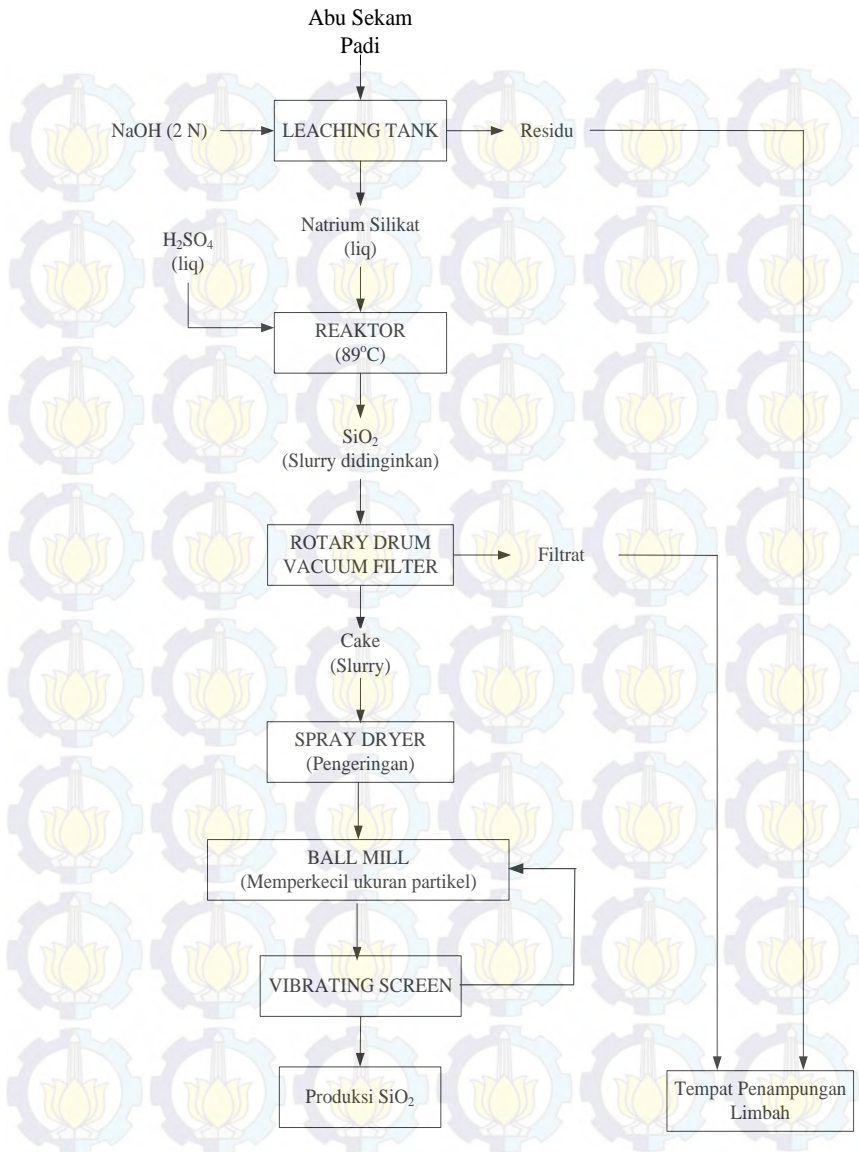
Yaitu menambahkan Na_2O , $3,4\text{SiO}_2$ ke dalam reaktor yang berisi air dan menjaganya sampai suhu tertentu (85°C), kemudian menambahkan natrium silikat dan H_2SO_4 secara stimultan. Pada proses esch, tidak ada penambahan koagulan. Surface area produk sebesar $45 \text{ m}^2/\text{g}$. Safety peralatan pada proses ini kurang terjamin.

**Gambar II.3** Blok diagram proses Esch

II.1.4 Proses Johson

Yaitu menambahkan Na_2O , $3,3\text{SiO}_2$ ke dalam reaktor yang berisi air dan menjaganya pada suhu tertentu (89°C), sambil menambahkan natrium silikat dan H_2SO_4 . Pada proses johson, tidak ada penambahan koagulan. Surface area produk sebesar $149 \text{ m}^2/\text{g}$. Safety peralatan pada proses ini cukup terjamin.



**Gambar II.4** Blok diagram proses Johson

II.2 Seleksi Proses

Dari uraian proses di atas diketahui bahwa produk yang dihasilkan dari proses Aldcroft lebih baik daripada yang lain (surface area produk lebih besar). Energi yang dibutuhkan dalam proses ini juga tidak terlalu besar dan safety peralatan cukup terjamin, sementara penambahan NaCl tidak akan terlalu berpengaruh pada biaya produksi karena harganya cukup ekonomis. Berdasarkan parameter-parameter yang ada maka produksi silika dipilih menggunakan proses Aldcroft.

II.3 Uraian Proses Terpilih

II.3.1 Deskripsi Proses Terpilih

1. Ekstraksi Basa Bahan Baku

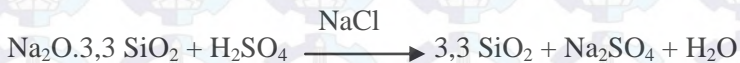
Abu sekam padi sebanyak 47.781,12 kg/hari dari tempat penyimpanan abu sekam padi dengan melewati sebuah *belt conveyor* (J-112A) dan *bucket elevator* (J-112B) dicampurkan dengan NaOH (2 N) di tangki pencampuran NaOH dan abu sekam padi (F-116) yang sebelumnya NaOH yang melewati sebuah *belt conveyor* (J-113A) dan *bucket elevator* (J-113B) dilarutkan di tangki pelarutan NaOH (M-114) dengan penambahan H₂O. Selanjutnya dipompa menuju Heater Leaching dari 30°C menjadi 120°C dan di dalam Leaching Tank (D-110), diperoleh Natrium Silikat dan residu yang merupakan komponen sisa dari kandungan abu sekam padi.

Bahan pendukung yang digunakan adalah natrium silikat, asam sulfat dan garam (NaCl), agar dapat bereaksi bahan baku (natrium silikat) tersebut harus di dinginkan dahulu di dalam cooler dan dilarutkan terlebih dahulu hingga mencapai suatu konsentrasi tertentu. Natrium silikat berbentuk liquid yang disimpan di tangki penyimpanan (F-212A) di dinginkan dahulu di dalam Cooler (E 211A) dan diencerkan dengan air pada tangki pengenceran natrium silikat (M-214A) lalu natrium silikat di pompa menuju heater natrium silikat (E216A) menjadi 100°C. Sedangkan asam sulfat pekat serta NaCl dilarutkan dengan air di tangki pengenceran asam sulfat (M-214C) menjadi 38% dan di

tangki pelarutan NaCl (M-214B) menjadi 36,3% di pompa ke heater NaCl (E-216). Proses pengenceran ini berlangsung secara batch. Masing-masing bahan dialirkan untuk reaksi di tangki reaktor (R-210). Peralatan yang digunakan pemrosesan asam sulfat harus dipilih bahan yang tahan korosi.

2. Reaksi (Presipitasi)

Selanjutnya dilakukan proses reaksi antara natrium silikat encer dengan asam sulfat encer di dalam reaktor (R-210). Larutan garam ditambahkan dengan tujuan sebagai koagulan pada proses presipitasi. Reaksi dilakukan secara batch (agar lebih ekonomis) pada suhu 100°C, sehingga diperlukan steam untuk pemanasannya. Di sini terjadi reaksi sempurna sehingga diperoleh hasil silika yang maksimum. Jumlah penambahan larutan asam sulfat dan sodium silikat akan menentukan kesempurnaan reaksi dan struktur partikel silika. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Hasil akhir reaksi merupakan slurry berwarna putih (karena mengandung partikel - partikel silika). Kemudian slurry ditampung dalam tangki penampung slurry (E-221) terlebih dahulu (suhu dari 100°C menjadi 50°C), kemudian masuk ke *rotary drum vacuum filter* (H-220) yang beroperasi secara kontinyu.

3. Filtrasi

Kemudian slurry diteruskan menuju *rotary drum vacuum filter* (H-220) untuk menghilangkan kandungan impurities, dan mendapatkan cake silika. Di sini slurry dicuci dengan air untuk menghilangkan elektrolit (SO_4^{2-} , dan Cl^-). *Rotary drum vacuum filter* (H-220) dilengkapi dengan pompa vakum (L-222B) dan compressor (G-224) untuk memisahkan cake (slurry), serta *filtrate receiver* (F-223C) untuk menampung filtrate. Bekas air

pencuci (*wash water*) dan elektrolit (*filtrate*) ditransfer ke proses pengolahan limbah (*Effluent Treatment Plant*).

4. Milling dan Drying

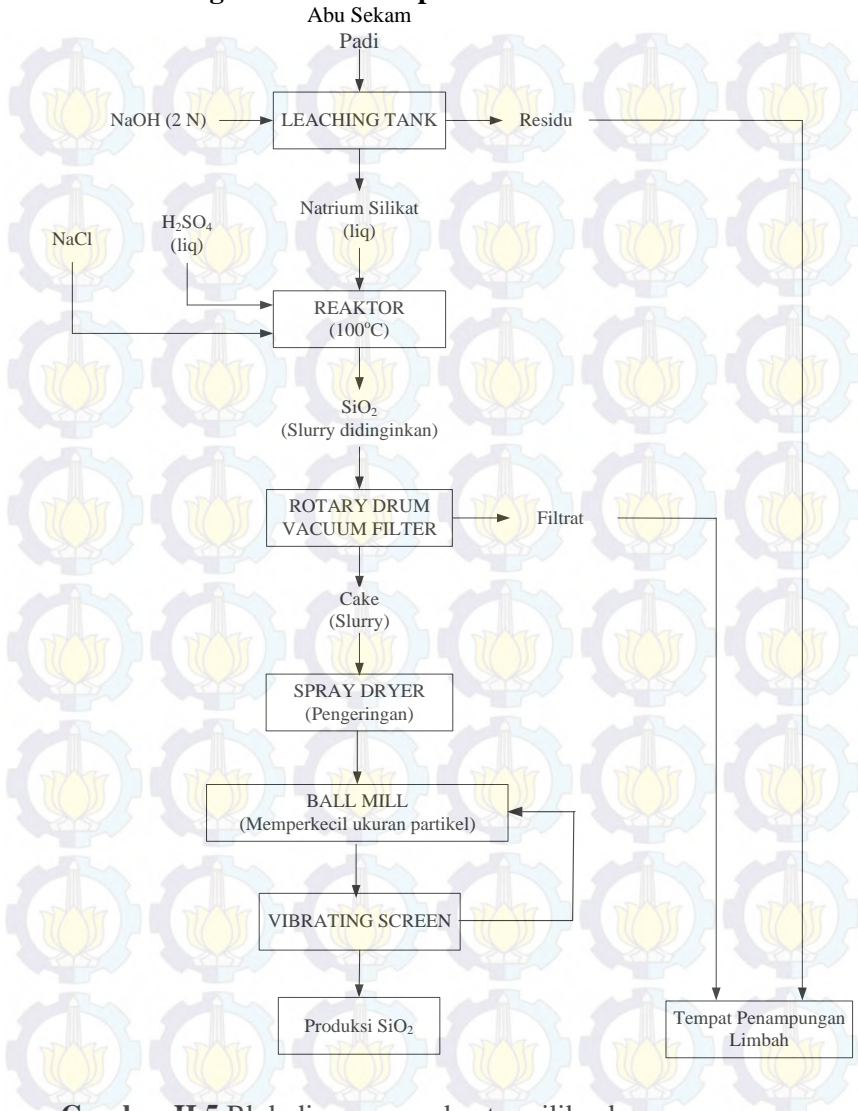
Cake (slurry) secara kontinu diumpankan ke unit *Spray Dryer* (B-310) melewati sebuah *bucket elevator* (J-311). Di *Spray Dryer* (B-310), slurry dikontakkan dengan udara kering dari *heater dry air* (E-314) untuk menghilangkan kandungan airnya, sehingga akan menghasilkan produk berupa padatan kering (suhu 40°C). Sebagian silika yang terbawa oleh effluent gas akan dipisahkan di dalam *cyclone separator* (F-315), sementara effluent gas sendiri dibuang. Silika diteruskan menuju *Ball mill* (S-320) menggunakan *belt conveyor* (J-316).

Ball mill (S-320) digunakan untuk mendapatkan distribusi ukuran partikel yang diinginkan. Silika masuk ke dalam *Ball Mill* (S-320) dan dihaluskan. Kemudian diteruskan menuju *vibrating screen* (H-330) untuk mendapatkan ukuran partikel yang sesuai. Dari *vibrating screen* (H-330) selanjutnya partikel yang tidak sesuai (*over size*) dengan ukuran akan dibawa menuju silo (F-332) untuk disimpan ataupun dialirkan ke dalam tank truk. Sedangkan partikel yang lebih besar daripada yang diharapkan akan direcycle kembali ke *Ball mill* (S-320) dengan *bucket elevator* (J-331).

5. Penyimpanan Dan Packing

Dari silo (F-332) sebagai penampung produk akhir, selanjutnya produk silika dimasukkan ke dalam *paper sack* / *jumbo sack* dan kemudian produk silika dikirim ke pelanggan / customer.

II.3.2 Blok Diagram Proses Terpilih



Gambar II.5 Blok diagram pembuatan silika dengan proses presipitasi Aldcroft

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas	= 15.200 ton/tahun
	= 45.906,7 kg/hari
Operasi	= 330 hari/tahun; 24 jam/hari
Satuan Massa	= kg
Basis Waktu	= 1 hari operasi
Kebutuhan Bahan Baku	= 47.781,12 kg/hari
Proses	= semi-kontinyu
Suhu reference	= 25°C

Tabel III.1 Komposisi Abu Sekam Padi

Komposisi Abu	%Berat	Berat Molekul (Kg/kmol)	Massa (Kg/hari)
SiO ₂	93,54	60	44.694,46
Al ₂ O ₃	0,84	102	401,36
Fe ₂ O ₃	1,1	160	525,59
K ₂ O	3,03	194	1447,77
Na ₂ O	0,05	62	23,89
MgO	0,15	40	71,67
CaO	0,79	56	377,47
ZnO	0,15	81	71,67
Mn	0,30	55	143,34
PbO	0,05	223	23,89

Spesifikasi bahan baku pembuatan SiO₂

1. Natrium Hidroksida

NaOH	= 8 %
H ₂ O	= 92 %

2. Sodium Silikat

Na ₂ O.3,3SiO ₂	= 33 %
Fe ₂ O ₃	= 0,01 %
H ₂ O	= 66,9 %

3. Asam Sulfat

 H_2SO_4 = 98 % H_2O = 2 %

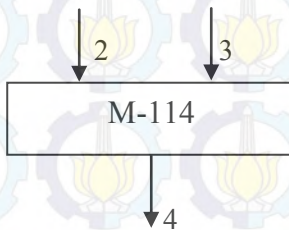
4. Natrium Klorida

NaCl = 100 %

1. Tangki Pelarutan NaOH (M-114)

Berfungsi sebagai tempat untuk melarutkan NaOH padat menjadi larutan NaOH 2 N.

Sistem : Batch

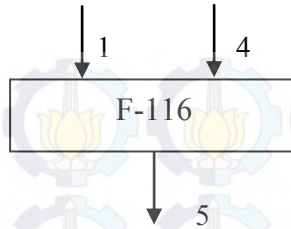


Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 2		Aliran 4	
NaOH	7272,72	NaOH	7272,72
		H ₂ O	84.052,05
Aliran 3			
H ₂ O	84.052,05		
Total	91324,77	Total	91324,77

2. Tangki Pencampuran (F-116)

Berfungsi sebagai tempat pencampuran abu sekam padi dengan penambahan larutan NaOH 2 N.

Sistem : Batch

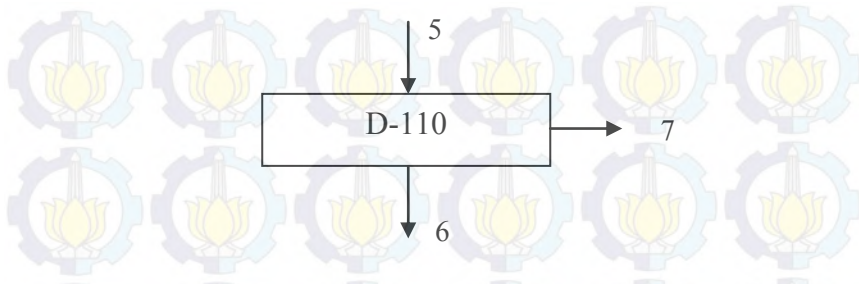


Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 1		Aliran 5	
SiO ₂	44.694,46	SiO ₂	44.694,46
Al ₂ O ₃	401,36	Al ₂ O ₃	401,36
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	525,59
K ₂ O	1447,77	K ₂ O	1447,77
Na ₂ O	23,89	Na ₂ O	23,89
MgO	71,67	MgO	71,67
CaO	377,47	CaO	377,47
ZnO	71,67	ZnO	71,67
Mn	143,34	Mn	143,34
PbO	23,89	PbO	23,89
		NaOH	7272,72
Aliran 4		H ₂ O	84.052,05
NaOH	7272,72		
H ₂ O	84.052,05		
Total	139.105,89	Total	139.105,89

3. Leaching Tank (D-110)

Berfungsi sebagai tempat ekstraksi abu sekam padi dengan penambahan NaOH 2 N.

Sistem : Batch



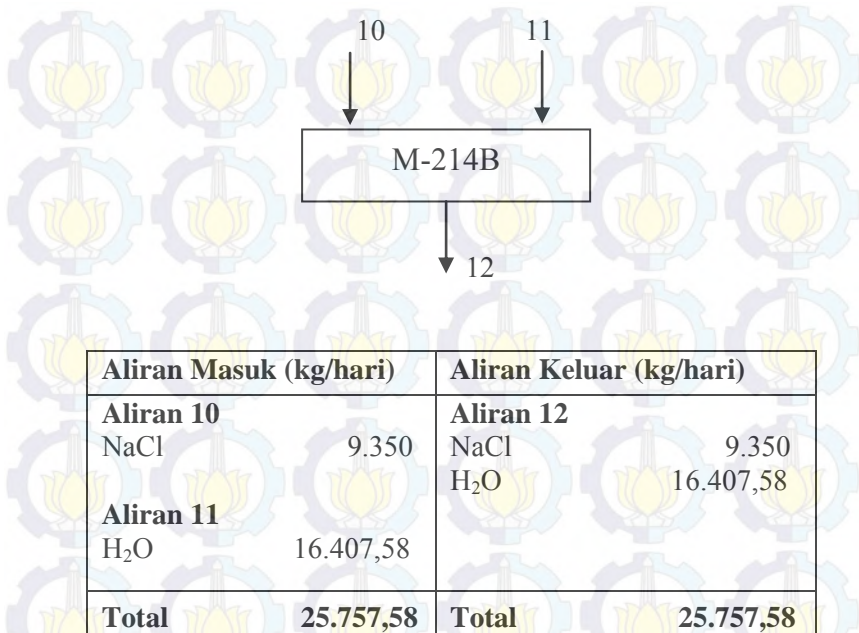
Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 5		Aliran 6	
SiO ₂	44.694,46	Natrium silikat	47.272,68
Al ₂ O ₃	401,36	Fe ₂ O ₃	525,59
Fe ₂ O ₃	525,59	H ₂ O	80.052,05
K ₂ O	1447,77	Aliran 7	
Na ₂ O	23,89	Al ₂ O ₃	401,36
MgO	71,67	K ₂ O	1447,77
CaO	377,47	Na ₂ O	23,89
ZnO	71,67	MgO	71,67
Mn	143,34	CaO	377,47
PbO	23,89	ZnO	71,67
NaOH	7272,72	Mn	143,34
H ₂ O	84.052,05	PbO	23,89
		SiO ₂ sisa	8694,49
Total	139.105,89	Total	139.105,89

4. Tangki Pelarutan NaCl (M-214B)

Berfungsi sebagai tempat pelarutan NaCl dengan air sehingga terbentuk brine (larutan garam).

Sistem batch .

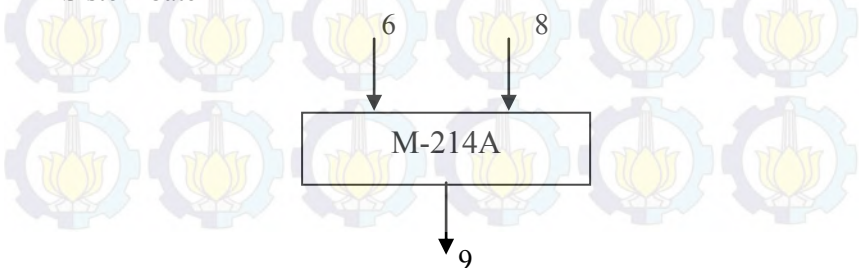
NaCl dilarutkan dari 100% berat menjadi 36,3% berat.



5. Tangki Pengenceran Larutan Natrium Silikat (M-214A)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran larutan natrium silikat dengan air dari konsentrasi 33% berat menjadi 16% berat.

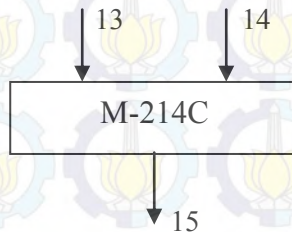
Sistem batch



Aliran Masuk (kg/hari)	Aliran Keluar (kg/hari)
Aliran 6	Aliran 9
Na ₂ O.3.3SiO ₂ 47.272,68	Na ₂ O.3.3SiO ₂ 47.272,68
Fe ₂ O ₃ 525,59	Fe ₂ O ₃ 525,59
H ₂ O 80.052,05	H ₂ O 244.931,57
Aliran 8	
H ₂ O 164.879,52	
Total 292.729,845	Total 292.729,845

6. Tangki Pengenceran Asam Sulfat Peekat (M-214C)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran asam sulfat peekat dengan air dari konsentrasi 98% berat menjadi 38% berat. Sistem batch.



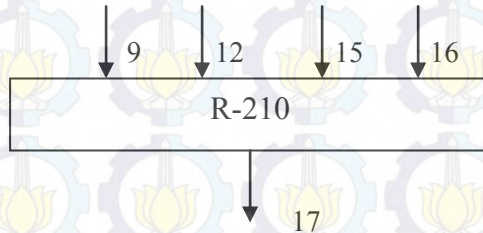
Aliran Masuk (kg/hari)	Aliran Keluar (kg/hari)
Aliran 13	Aliran 15
H ₂ SO ₄ 4.454,54	H ₂ SO ₄ 4.454,54
H ₂ O 90,9	H ₂ O 7.267,94
Aliran 14	
H ₂ O 7177,02	
Total 11.722,47	Total 11.722,47

7. Reaktor (R-210)

Merupakan tempat terjadinya reaksi presipitasi yang menghasilkan produk utama berupa silika (SiO_2).

Sistem batch

$T = 100^\circ\text{C}$



Terdiri dari 3 tahap, antara lain :

1. Meraksikan larutan natrium silikat dengan larutan asam sulfat.

Kedua larutan tersebut direaksikan di dalam reaktor yang sebelumnya telah diisi air sebanyak 7200 liter pH yang diharapkan 10 (suasana basa) dengan derajat netralisasi sebesar $\pm 25\%$

2. Penambahan Brine

Brine digunakan sebagai koagulan dan tidak ikut bereaksi

3. Netralisasi akhir (netralisasi Natrium Silikat sisa)

Tahap ini dilakukan dengan menambahkan larutan asam sulfat hingga bereaksi sempurna dengan sisa natrium silikat dan tercapai pH akhir suasana asam.

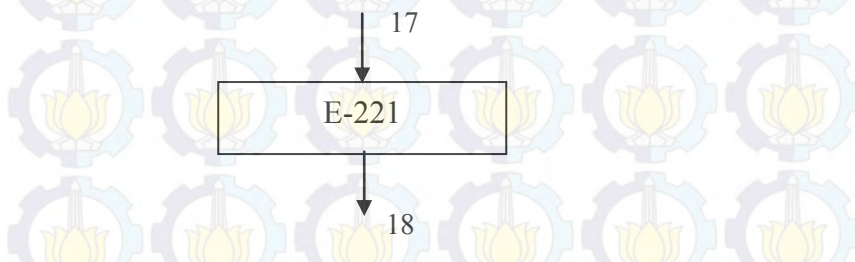
Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 12		Aliran 17	
NaCl	9.350	SiO_2	44.999,95
H_2O	16.407,58	Na_2SO_4	25.818,15
		Fe_2O_3	525,59
Aliran 9		H_2SO_4	51.824,78

$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3.3\text{SiO}_2$	47.272,68	NaCl	9.350
Fe_2O_3	525,59	H_2O	204.860,31
H_2O	244.931,57		
Aliran 15			
H_2SO_4	4.454,541		
H_2O	7.267,93		
Aliran 16			
H_2O	7.168,90		
Total	337.378,79	Total	337.378,79

8. Tangki Penampung Slurry (E-221)

Berfungsi untuk menampung slurry dari reaktor dan menurunkan suhunya sebelum masuk rotary drum.

System kontinu dan dilengkapi dengan koil pendingin.

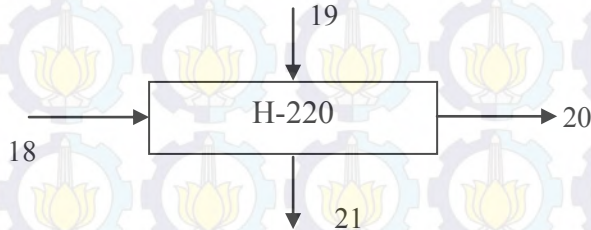


Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 17		Aliran 18	
SiO_2	44.999,95	SiO_2	44.999,95
Na_2SO_4	25.818,15	Na_2SO_4	25.818,15
Fe_2O_3	525,59	Fe_2O_3	525,59
H_2SO_4	51.824,78	H_2SO_4	51.824,78
NaCl	9.350	NaCl	9.350
H_2O	204.860,30	H_2O	204.860,30
Total	337.378,79	Total	337.378,79

9. Rotary Drum Vacuum Filter (H-220)

Berfungsi untuk menyaring partikel – partikel silika dari slurry sehingga terbentuk cake. Kemudian cake dicuci dengan air untuk melarutkan NaCl dan zat – zat pengotor lainnya yang terikat lalu dikeringkan.

Sistem Kontinu.

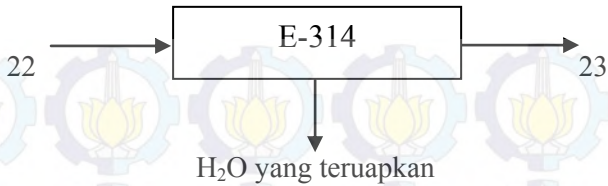


Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 18		Aliran 20	
SiO ₂	44.999,95	SiO ₂	44.932,45
Na ₂ SO ₄	25.818,15	Na ₂ SO ₄	129,09
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	525,59
H ₂ SO ₄	51.824,78	H ₂ O	182.348,55
NaCl	9.350		
H ₂ O	204.860,3	Aliran 21	
		SiO ₂	67,49
Aliran 19		Na ₂ SO ₄	25.689,06
H ₂ O	524.533,9	H ₂ SO ₄	51.824,78
		NaCl	9.350
		H ₂ O	547.045,65
Total	861.912,69	Total	861.912,69

10. Heater Dry Air (E-314)

Berfungsi untuk memanaskan udara bebas menggunakan steam hingga dihasilkan udara kering.

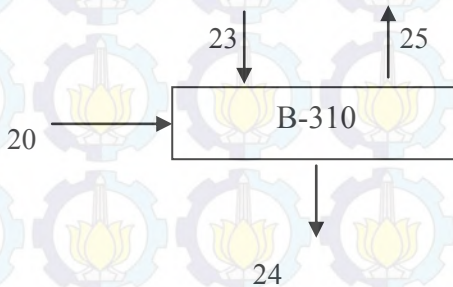
Sistem kontinyu



Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 22		Aliran 23	
N ₂	14.849,74	N ₂	14.849,74
O ₂	4.509,55	O ₂	4.509,55
H ₂ O	506,58	H ₂ O yang teruapkan	506,58
Total	19.865,87	Total	19.865,87

11. Spray dryer (B-310)

Berfungsi untuk mengeringkan cake hingga dihasilkan partikel – partikel silika yang sudah terpisah. Sistem kontinyu

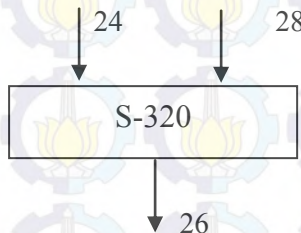


Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 20		Aliran 24	
SiO ₂	44.932,45	SiO ₂	44.932,45
Na ₂ SO ₄	129,09	Na ₂ SO ₄	129,09

Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	525,59
H ₂ O	182.348,55	H ₂ O (l)	91,17
Aliran 23		Aliran 25	
N ₂	14.849,74	N ₂	14.849,74
O ₂	4.509,55	O ₂	4.509,55
		H ₂ O (g)	182.257,37
Total	247.294,98	Total	247.294,98

10. Ball Mill (S-320)

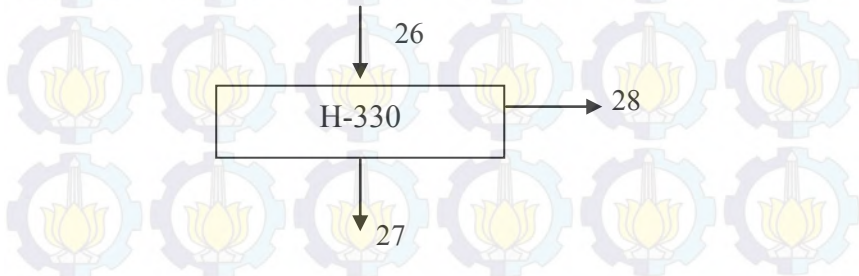
Berfungsi untuk milling produk agar berukuran lebih kecil.
Sistem Kontinu.



Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 24		Aliran 26	
SiO ₂	44.932,45	SiO ₂	45.157,11
Na ₂ SO ₄	129,09	Na ₂ SO ₄	129,73
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	528,22
H ₂ O (l)	91,174	H ₂ O	91,63
Aliran 28			
SiO ₂	224,66		
Na ₂ SO ₄	0,64		
Fe ₂ O ₃	2,62		
H ₂ O	0,45		
Total	45.906,70	Total	45.906,70

11. Screen (H-330)

Berfungsi untuk menyaring produk sesuai dengan ukuran yang diinginkan.
Sistem Kontinyu.



Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 26		Aliran 27	
SiO ₂	45.157,11	SiO ₂	44.932,45
Na ₂ SO ₄	129	Na ₂ SO ₄	129,09
Fe ₂ O ₃	528,22	Fe ₂ O ₃	525,59
H ₂ O	91,63	H ₂ O (l)	91,17
		Aliran 28	
		SiO ₂	224,66
		Na ₂ SO ₄	0,64
		Fe ₂ O ₃	2,62
		H ₂ O	0,45
Total	45.906,704	Total	45.906,704

BAB IV NERACA PANAS

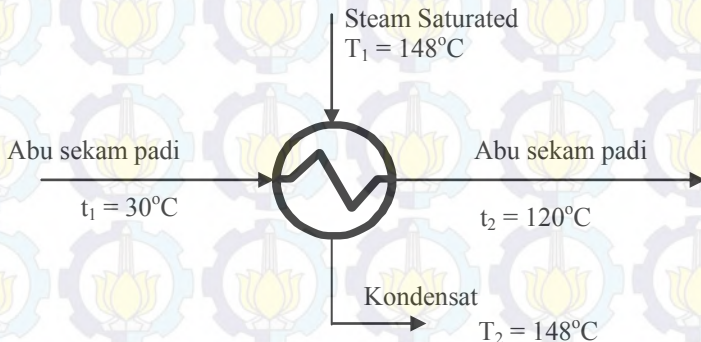
Kapasitas Produksi	= 15.200 ton/tahun = 45.906,7 kg/hari
Hari Kerja	= 330 hari/tahun = 24 jam/hari
Sistem Proses	= Batch, Kontinu
Satuan Massa	= kg/hari
Satuan Kalori	= kcal/hari
Suhu reference	= 25°C

1. Heater Leaching (E-115)

Berfungsi untuk memanaskan larutan campuran, antara abu sekam padi dengan larutan NaOH menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki leaching.

Sistem kontinyu.

Larutan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 120°C.

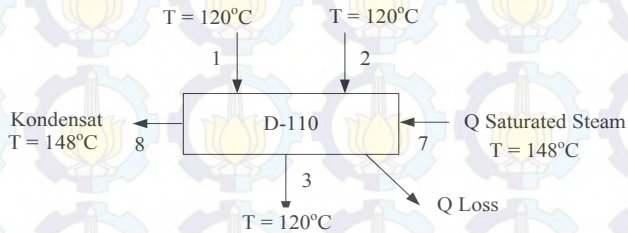


Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H abu sekam padi	481.622,196	H abu sekam padi	9.150.821,726
Q supply steam	9.125.482,86	Q loss	456.274,14
Total	9.607.105,053	Total	9.607.105,053

2. Leaching Tank (D-110)

Berfungsi sebagai tempat ekstraksi abu sekam padi dengan penambahan NaOH 2 N.

Sistem : Batch



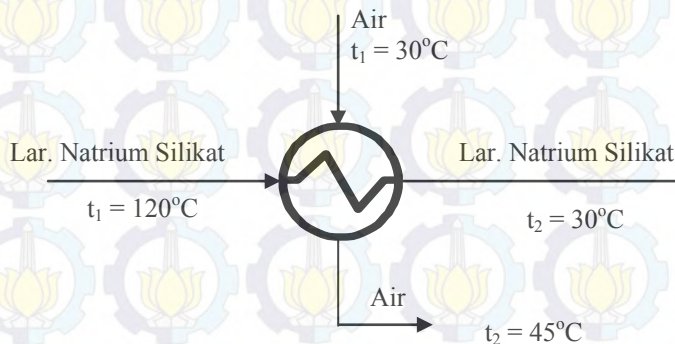
Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H abu sekam padi	9.150.821,726	H nat.silikat	6.954.788,813
Q supply steam	2.899.278,94	Hreaksi	4.950.344,991
		Q loss	144.966,9
Total	12.050.100,67	Total	12.050.100,67

3. Cooler (E-211A)

Berfungsi untuk mendinginkan larutan natrium silikat dari tangki leaching.

Sistem Kontinyu.

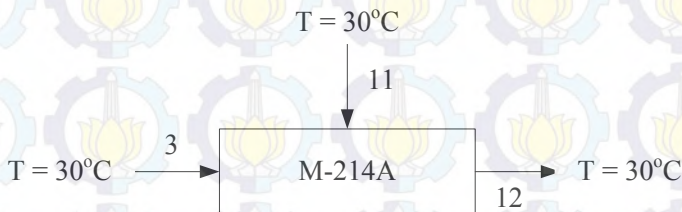
Larutan didinginkan dari suhu 120°C menjadi 30°C.



Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H nat.silikat	6.887.481,46	H nat.silikat	362.499,02
		Q yang diserap	6.524.982,4
Total	6.887.481,46	Total	6.887.481,46

4. Tangki Pengenceran Natrium Silikat (M-214A)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran Natrium Silikat dengan air dari konsentrasi 33 % berat menjadi 16 % berat.



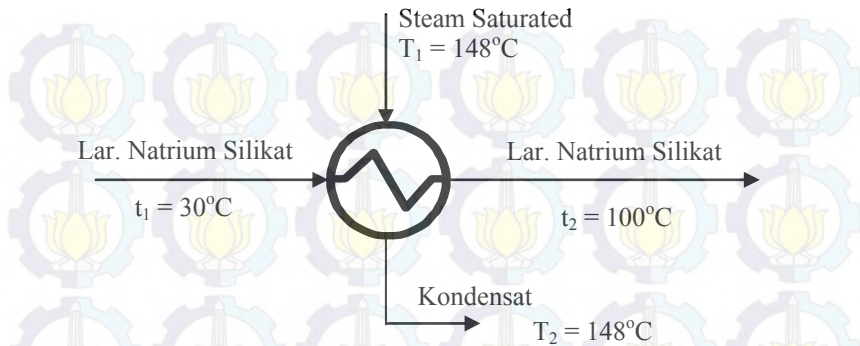
Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H nat.silikat	362.499,01	H nat.silikat	1.100.334,87
H air	737.835,84		
Total	1.100.334,87	Total	1.100.334,87

5. Heater Natrium Silikat (E-216A)

Berfungsi untuk memanaskan larutan natrium silikat menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki reaktor.

Sistem Kontinyu.

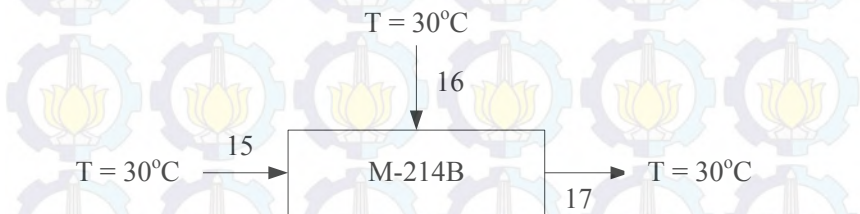
Larutan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 100°C.



Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H nat.silikat	1.100.334,87	H nat.silikat	5.437.485,36
Q supply steam	4.565.426,32	Q loss	228.271,31
Total	5.665.761,19	Total	5.665.761,19

6. Tangki Pelarutan NaCl (M-214B)

Berfungsi untuk melarutkan NaCl padatan
Pelarutan NaCl dengan air, $T = 30^{\circ}\text{C}$



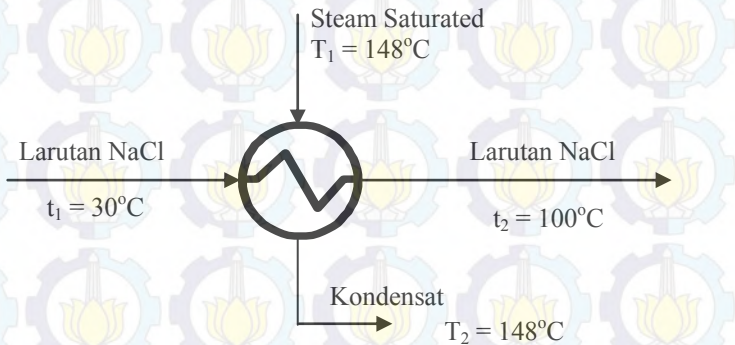
Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H NaCl	9.724	H NaCl	83.148
H air	73.424		
Total	83.148	Total	83.148

7. Heater NaCl (E-216B)

Berfungsi untuk memanaskan larutan NaCl menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki reaktor.

Sistem Kontinyu.

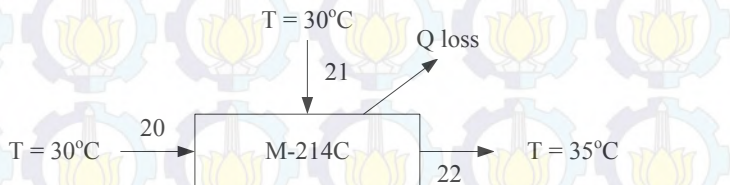
Larutan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 100°C.



Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H NaCl	83.148	H NaCl	1.247.218
Q supply steam	1.225.338	Q loss	61.267
Total	1.308.486	Total	1.308.486

8. Tangki Pelarutan Asam Sulfat (M-214C)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran asam sulfat pekat dari konsentrasi 98 % berat menjadi 38 % berat.



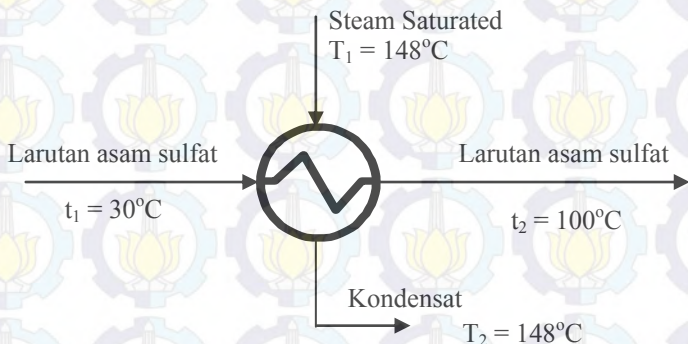
Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H asam sulfat	7.550,44	H asam sulfat	37.684,25
H air	32.117,19	Q loss	1.983,38
Total	39.667,639	Total	39.667,639

9. Heater Asam Sulfat (E-216C)

Berfungsi untuk memanaskan larutan H_2SO_4 menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki reaktor.

Sistem Kontinyu.

Larutan dipanaskan dari suhu $30^\circ C$ menjadi $100^\circ C$.

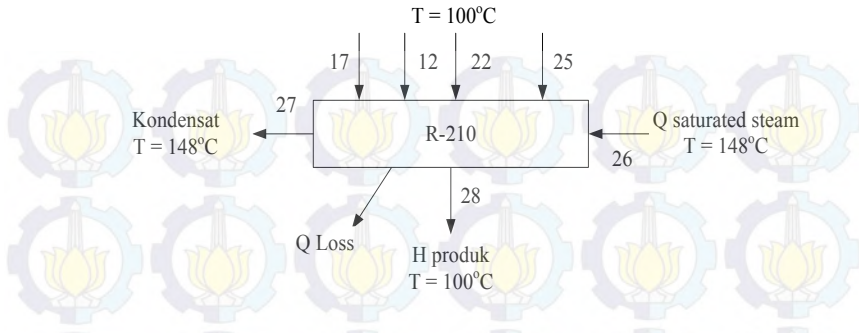


Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H asam sulfat	37.684,25	H asam sulfat	298.043,96
Q supply steam	274.063,13	Q loss	13.703,42
Total	311.747,38	Total	311.747,38

10. Reaktor (R-210)

Merupakan tempat terjadinya reaksi presipitasi yang menghasilkan produk utama berupa silika (SiO_2).

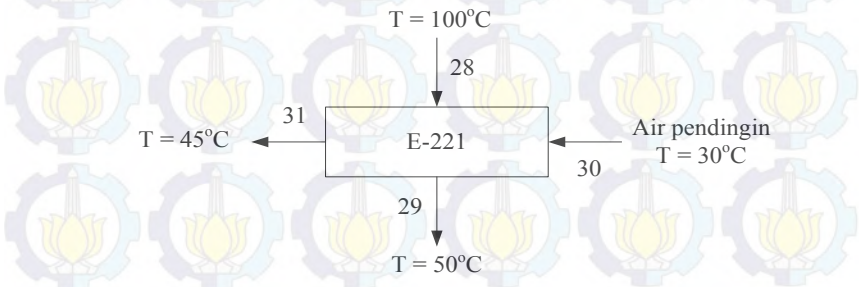
Sistem batch



Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H NaCl	145.860,03	H silika	17.662.376,13
H nat.silikat	57.684,13	ΔH reaksi	14.817.210,9
H asam sulfat	298.043,96	Q loss	1.340.278
H air	32.080,809		
Q supply steam	26.805.037		
Total	33.819.865,03	Total	33.819.865,03

11. Tangki Penampung Slurry (E-221)

Berfungsi untuk menampung slurry dari reaktor dan menurunkan suhunya sebelum masuk rotary drum vacuum filter. Sistem kontinu dan dilengkapi koil pendingin. Suhu diturunkan dari 100°C hingga 50°C.

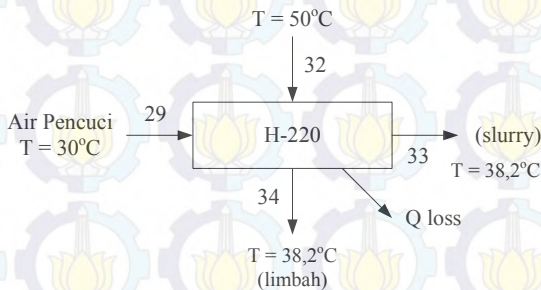


Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H silika	17.662.376,13	H silika	5.887.458,71
		Q yang diserap	11.774.917,42
Total	17.662.376,13	Total	17.662.376,13

12. Rotary Drum Vacuum Filter (H-220)

Berfungsi untuk menyaring partikel-partikel silika dari slurry sehingga terbentuk cake. Kemudian cake dicuci dengan air untuk melarutkan NaCl dan zat pengotor lainnya yang terikat lalu dikeringkan.

Sistem Kontinyu



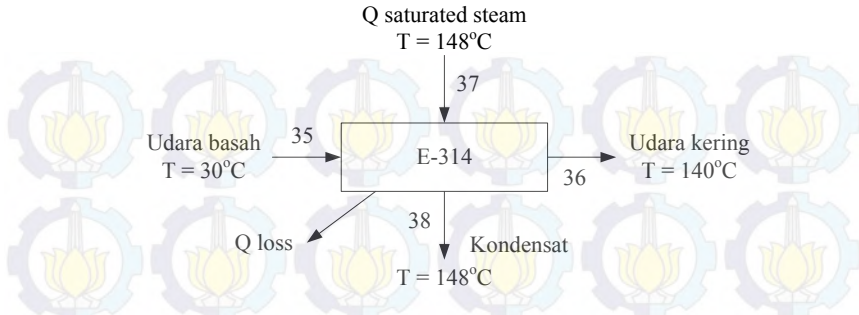
Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H silika	5.887.458,71	H silika	1.970.592,94
H air	2.347.289,21	H limbah	5.852.417,51
		Q loss	411.737,39
Total	8.234.747,92	Total	8.234.747,92

13. Heater Dry Air (E-314)

Berfungsi untuk memanaskan udara bebas menggunakan steam hingga dihasilkan udara kering.

Sistem Kontinyu

Udara dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 140°C.

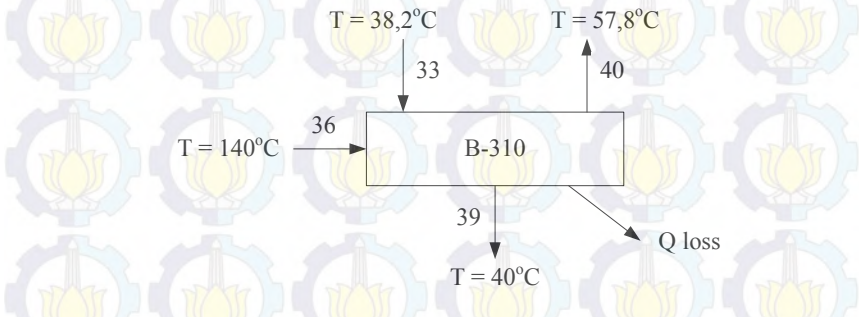


Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H udara	25.931,91	H udara kering	568.470,35
H supply steam	571.093,69	Q loss	28.555,24
Total	597.025,604	Total	597.025,604

14. Spray Dryer (B-310)

Berfungsi untuk mengeringkan cake hingga dihasilkan partikel-partikel silika yang sudah terpisah.

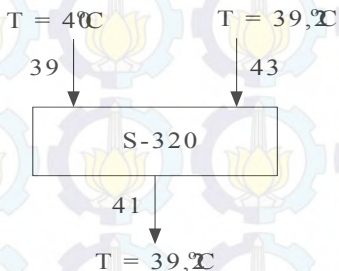
Sistem Kontinyu



Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H silika + udara kering	2.539.063,348	H silika	216.840,11
		H limbah gas	2.195.270,07
		Q loss	126.953,16
Total	2.539.063,348	Total	2.539.063,348

15. Ball Mill (S-310)

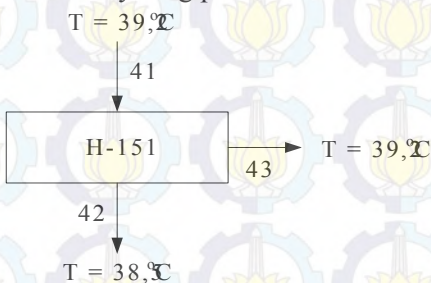
Ball mill digunakan untuk menghaluskan produk supaya berukuran lebih kecil.



Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H silika	216.840,092	H silika	206.976,33
H silika"	1.029,728	Q loss	10.893,49
Total	217.869,82	Total	217.869,82

16. Screen (H-330)

Screen digunakan untuk menyaring produk



Masuk (kcal/hari)		Keluar (kcal/hari)	
H silika	206.976,33	H silika	195.597,77
		H silika"	1.029,74
		Q loss	10.348,81
Total	206.976,33	Total	206.976,33

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. Pompa NaCl (L-215B)

Spesifikasi alat :

Jenis : centrifugal pump
Jumlah : 1 buah
Rate volumetrik : 10,95 gal/min
Bahan konstruksi : commercial steel
Power pompa : 0,12 hp

2. Pompa Na₂O.3,3SiO₂ (L-215A)

Spesifikasi alat :

Jenis : centrifugal pump
Jumlah : 1 buah
Rate volumetrik : 173,84 gal/min
Bahan konstruksi : commercial steel
Power pompa : 2 hp

3. Pompa H₂SO₄ (L-215C)

Spesifikasi alat :

Jenis : centrifugal pump
Jumlah : 1 buah
Rate volumetrik : 3,8 gal/min
Bahan konstruksi : commercial steel
Power pompa : 1 hp

4. Heater NaCl (E-216B)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan NaCl sebelum masuk ke reaktor dari 30 °C ke 100 °C.

Tipe : DPHE
U_C : 217,76 Btu/(hr)(ft²)(°F)
U_D : 138,38 Btu/(hr)(ft²)(°F)
Rd : 0,0026 (hr)(ft²)(°F)/Btu

Annulus :

OD : 1 ¼ in

 a_a : 0,0083 ft² ΔPa : 0,31 psiInner Pipe :

ID : 1 ¼ in

 a_p : 0,01 ft² ΔPp : 0,14 psi

Jumlah hairpin : 1

Panjang pipa : 12 ft

Panjang DPHE : 24 ft

5. Heater Na₂O.3,3SiO₂ (E-216A)Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan Na₂O.3,3SiO₂ sebelum masuk ke reaktor dari 30 °C ke 100 °C.

Tipe : DPHE

 U_C : 113,66 Btu/(hr)(ft²)(°F) U_D : 92,607 Btu/(hr)(ft²)(°F)Rd : 0,0031 (hr)(ft²)(°F)/BtuAnnulus :

OD : 3 in

 a_a : 0,022 ft² ΔPa : 5,69 psiInner Pipe :

ID : 3 in

 a_p : 0,05 ft² ΔPp : 0,09 psi

Jumlah hairpin : 7

Panjang pipa : 15 ft

Panjang DPHE : 70 ft

6. Heater H₂SO₄ (E-216C)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan H₂SO₄ sebelum masuk ke reaktor dari 35 °C ke 100 °C.

Tipe : DPHE

U_C : 23,757 Btu/(hr)(ft²)(°F)

U_D : 22,679 Btu/(hr)(ft²)(°F)

Rd : 0,002 (hr)(ft²)(°F)/Btu

Annulus :

OD : 1 ¼ in

a_a : 0,0083 ft²

ΔPa : 0,08 psi

Inner Pipe :

ID : 1 ¼ in

a_p : 0,01 ft²

ΔPp : 0,01 psi

Jumlah hairpin : 1

Panjang pipa : 12 ft

Panjang DPHE : 24 ft

7. Reaktor (R-210)

a. Jumlah = 3 unit

b. Bentuk = silinder vertical dengan tutup dan dasar “*Flanged & Dished Head*”

c. Volume tangki = 11.690,51 ft³

d. Volume liquid = 9.352,4 ft³

e. Diameter Tangki = 21,492 ft

f. Tinggi Tangki = 32,238 ft

g. Tinggi Liquid = 25,8 ft

Shell :

• ID : 257,125 in

• Tebal : 0,389 in

• OD : 258,685 in

- Bahan : carbon steel SA-212 grade A
- Welded : doubled welded butt joint

Flanged and dished head :

- ID : 257,125 in
- Tebal : 0,791 in
- OD : 258,708 in
- Bahan : carbon steel SA-212 grade A
- Welded : double welded butt joint
- Icr : 13 ¾ in
- r : 180 in
- a : 128,563 in
- AB : 114,813 in
- BC : 166,25 in
- AC : 120,238 in
- b : 59,762 in
- OA : 61,652 in

Spesifikasi pengaduk :

- Tipe : propeller dengan 4 buah baffel
- Jumlah : 1
- Diameter : 2,185 m
- Putaran : 30 rpm
- Power motor : 3 Hp

Spesifikasi Jacket :

- Tebal Jacket = 0,38 in

BAB VI UTILITAS

Utilitas merupakan unit operasi yang ada pada suatu pabrik yang menunjang proses produksi pabrik bagi unit-unit yang lainnya untuk menjalankan suatu proses pabrik dari tahap awal sampai produk akhir produksi silika. Agar kelangsungan produksi silika tetap stabil, diperlukan penyediaan sarana utilitas yang baik dan sesuai dengan keperluan proses baik secara kualitatif maupun kuantitatif. Berikut merupakan sarana utilitas pokok yang dimaksud yaitu meliputi :

- **Kebutuhan air**
Befungsi sebagai air sanitasi, untuk laboratorium dan air pendingin.
- **Kebutuhan uap**
Digunakan untuk keperluan turbin sebagai pembangkit listrik serta pemanas leaching tank, heater, reaktor dan heater dry air.
- **Kebutuhan listrik**
Befungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
- **Kebutuhan Bahan bakar**
Befungsi untuk bahan bakar boiler dan generator.

VI.1 Kebutuhan Air

Air merupakan salah satu bahan utilitas untuk suatu pabrik yang merupakan kebutuhan vital dalam suatu proses produksi. Air merupakan salah satu senyawa di alam yang mempunyai peran penting bagi aktivitas kehidupan manusia, baik secara biologi maupun non-biologis. Secara biologis air dibutuhkan untuk membentuk senyawa karbohidrat,. Sedang untuk kegiatan non-biologis, air berperan antara lain pada

kegiatan industri. Diantaranya untuk air proses, air boiler, dan air pendingin. Hampir semua kegiatan utilitas membutuhkan air.

Sebenarnya air (H_2O) merupakan bahan yang tidak berbau, tidak berwarna, serta tidak bersifat beracun. Tetapi oleh karena sifatnya yang merupakan bahan pelarut yang sangat baik bagi sebagian besar unsur maka di alam sulit dijumpai air yang murni. Sehingga air sangat mudah terkontaminasi oleh zat-zat pada waktu bersentuh atau kontak. Oleh karena itu sebelum digunakan perlu diolah terlebih dahulu dengan cara penyaringan untuk menghilangkan kotoran yang bersifat makro sebelum masuk ke bak penampung.

Air dalam bak penampung kemudian dilakukan pengolahan atau treatment lebih lanjut sesuai dengan keperluan untuk pemakaiannya yaitu menghemat pemakaian air.

Dalam pabrik silika ini, kebutuhan air sangat penting dan merupakan kebutuhan pokok. Air di pabrik silika ini digunakan sebagai air sanitasi, air proses, air umpan boiler, dan air pendingin. Kebutuhan air di pabrik silika ini diambil dari sumber air yang berada di lingkungan pabrik yaitu sungai Cimanuk. Pada pabrik ini air yang digunakan meliputi:

Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan minum, mandi, toilet dan lain sebagainya. Air ini diperoleh dari instalasi air yang dimiliki pabrik, yaitu dengan cara mengambil air dari sumber alam (pegunungan).

Adapun syarat air sanitasi meliputi :

- a. Syarat Fisik
 - Suhu : dibawah suhu udara
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau
 - Kekeruhan : kurang dari 1 mg SiO_2 /liter
- b. Syarat Kimia
 - pH : 6,5 – 8,5

- Kesadahan : $70 < \text{CaCO}_3$
 - Tidak mengandung zat-zat terlarut yang berupa zat organik maupun anorganik.
 - Tidak mengandung zat-zat beracun.
 - Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg.
- c. Syarat Biologis
- Tidak mengandung kuman atau bakteri yang merugikan terutama 'coli' dan bakteri patogen, oleh karena itu air sanitasi ditambahkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$) atau desinfektan.

Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan dalam mendukung proses yang berlangsung. Air ini disyaratkan mempunyai kekeruhan rendah dan tidak menimbulkan reaksi samping dengan material utama. Keasaman, alkalinitas, T Hardness, air tidak mengandung Fe/Mn dan warna perlu juga diperhatikan.

Air proses adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan proses, yaitu :

- a. Air pengencer
- b. Air pencucian pada rotary vacuum filter

Untuk air proses syarat yang ditetapkan tergantung dari jenis proses yang dilakukan. Tetapi secara umum yang harus diperhatikan dari air proses adalah keasaman dan nilai basa (pH), kekeruhan, warna, rasa, bau, kadar ammonia, kalsium, magnesium, CO_2 , O_2 , klorida, timbal, tembaga, besi, Ni, nitrit, phosphor, silica, natrium, sulfat, sulfite, tannin, Zn, dan kandungan logam lainnya.

Air Pendingin

Kebanyakan air digunakan sebagai air pendingin alat-alat proses misalnya heat exchanger, condenser, dan lain-lain, karena adanya faktor-faktor antara lain:

- Air merupakan jumlah materi yang mudah didapat dalam jumlah besar.
- Mudah diatur dan dikerjakan.
- Dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendinginan.
- Tidak terdekomposisi.

Yang harus diperhatikan pada air pendingin, yaitu:

- *Hardness*, dapat memberikan efek pada pembentukan kerak.
- Besi, penyebab korosi sekunder.
- Silika dan ion sulfat, penyebab kerak.
- Minyak, penyebab terganggunya film korosi inhibitor, heat transfer efficiency yang menurun, merupakan makanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Beberapa syarat air pendingin, antara lain :

- Turbidity : < 15
- pH : 7,5 – 8,5
- Kadar Fe : max 2 ppm
- M alkalinity : 180-250 ppm CaCO_3
- Silika : 150-200 ppm SiO_2
- *Hardness*, yaitu kandungan Ca^{2+} dan Mg^{2+} dalam air. Apabila kadar Ca dan Mg melebihi batas maksimal maka akan menimbulkan kerak pada saluran pendingin.
- Besi / Fe penyebab korosi gedung.
- Silica sebagai salah satu penyebab kerak.
- Minyak yang membuat pelapisan suatu materi (lapisan film) / pre treatment, sehingga korosi dapat dihambat, karena korosi menyebabkan efisiensi

perpindahan panas berkurang selain itu minyak dapat menjadi makanan mikroba, dimana pada kondisi tertentu mikroba tersebut dapat mati dan jasad mikroba dapat menimbulkan terbentuknya endapan, yang pada akhirnya akan membentuk kerak.

Air pendingin diperoleh dari air sungai yang telah mengalami proses penyaringan, pengendapan, dan softener. Proses penyaringan menggunakan graffell filter yang berisi pasir sebagai medianya, lalu melalui tahap pengendapan menggunakan reaction vessel yang berfungsi untuk menaikkan temperatur air dingin sebesar 40 0C – 60 0C dan untuk mengendapkan kotoran. Setelah itu melewati tahap softener yang berisi resin kation. Resin kation ini berfungsi untuk menyerap ion – ion positif yang terkandung dalam air, lalu ditampung pada surplus tank.

Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dilunakkan terhadap kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut. Walaupun air sudah kelihatan jernih tetapi pada umumnya masih mengandung mineral – mineral berupa kation maupun anion yang terbawa oleh air sungai yang dapat merusak boiler.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi
Korosi yang terjadi dalam ketel disebabkan air pengisi mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut, seperti oksigen, karbondioksida, dan H₂S. Oksigen dan CO₂ masuk ke dalam air karena aerasi maupun kontak yang terjadi dengan atmosfer.
- Zat-zat yang menyebabkan “scale foaming”

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan foam (busa) pada boiler, karena adanya zat – zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai air umpan boiler, dilakukan pelunakan air. Adapun tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang mudah sekali membentuk kerak. Kerak akan menghalangi proses perpindahan panas sehingga akan menyebabkan over-heating yang memusat dan dapat menyebabkan pecahnya pipa.

Hal yang perlu diperhatikan sebagai upaya memenuhi syarat bagi air pengisi ketel adalah sebagai berikut :

- Zat yang menyebabkan korosi yaitu larutan asam dan gas-gas terlarut operasi O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 .
- Zat yang menyebabkan terbentuknya kerak (*scale forming*). Kesadahan biasanya terbentuk karena kesadahan air dan suhu yang tinggi. Zat yang menimbulkan kesadahan air antara lain adalah zat yang berupa garam – garam karbonat dan silika. Zat yang menyebabkan timbulnya busa (*foaming*). Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* karena zat – zat organik, anorganik, dan zat – zat yang tidak atau sedikit melarut. Pada situasi demikian efek *foaming* akan terjadi jika alkalinitas air tinggi.

VI.1.2 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air pada pabrik silika digunakan untuk mengadakan air proses, dan bukan untuk air sanitasi (kebutuhan air minum). Oleh karena itu diperlukan proses penjernihan agar air yang masuk ke ketel tidak membawa senyawa-senyawa yang

berbahaya, mineral dan gas terlarut yang mengganggu dan dapat membahayakan ketel.

Jadi tujuan program pengolahan air terutama untuk boiler yaitu :

- mencegah pembentukan kerak
- mengurangi laju korosi samapi batas yang diperkenankan.
- Mengurangi laju caryyover.
- Meningkatkan penghematan bahan bakar dan energi (efisian).

Pabrik silika mengambil air sungai sebagai suplai air dari luar yaitu sungai Cimanuk. Air sungai yang masuk masih belum memenuhi standar kualitas air untuk ketel. Karena itu membutuhkan treatment terlebih dahulu. Air dari sungai sebelum masuk bak basin dilewatkan saringan (strainer) untuk mengurangi kotoran seperti sampah dll. Setelah itu di pompa ke intermediate tank yang bertujuan untuk mengurangi endapan dengan mengikat kotoran – kotoran dan membentuk flok – flok agar memudahkan proses pengendapan dengan penambahan flokulan dibantu dengan pengadukan secara cepat. Selanjutnya, air dari intermediate tank secara overflow dialirkan menuju clarifier, sedangkan kotoran dipompa dan ditampung dalam dving bed. Pada clarifier secara overflow dialirkan menuju bak penampung dan setelah itu dipompa dan dibawa ke pressure filter berfungsi sebagai penyaring air yaitu tangki yang di dalamnya terdapat packed bed berisi pasir silikat sebagai filter untuk menahan kotoran untuk menyaring air sungai yang masih mengandung lumpur (berisi kerikil kasar). Selanjutnya di pompa menuju softener filter yang berisi resin untuk menurunkan tingkat kesadahan air. Mengolah air yang bebas mineral penyebab pergerakan dalam air boiler. Mineral yang dimaksudkan adalah mineral seperti ion positif (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+}) dan ion negatif (Cl^{-} , SO_4^{2-} , PO_4^{3-} dan lain-lain) yang dapat merusak alat dan mengganggu proses.

❖ Proses pada Softener :

• **Cation Exchanger :**

Air kemudian dimasukan dari atas kedalam cation exchanger. Didalam cation exchanger, garam-garam Na, Ca, Mg, Ba diikat oleh resin kation dengan reaksi sebagai berikut:



Kinerja dari kation exchanger berkisar antara 16 jam. Daya tangkap ion tergantung dari kemampuan resin yang digunakan yaitu kemampuan menyerap $Ca^{2+} > Mg^{2+} > Na^+$. Pada kondisi tertentu resin cation tersebut jenuh dan perlu diregenerasi dengan larutan H_2SO_4 sebagai berikut :

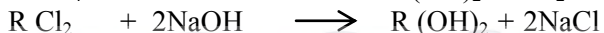
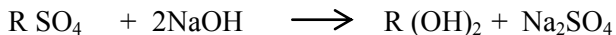


• **Anion Exchanger :**

Dari bagian bawah kation exchanger, air kemudian dipompa masuk ke Anion exchanger. Didalam anion exchanger berisi resin anion yang berfungsi mengikat (mengabsorb) sisa asam dengan reaksi sebagai berikut :



Sama halnya dengan cation exchanger, pada kondisi tertentu anion exchanger akan jenuh. Resin akan menjadi jenuh setelah beroperasi \pm 40 jam dengan indikasi adalah kadar silika lebih dari 0,1 ppm, pH air yang keluar turun, serta konduktivitas turun drastis. Anion yang sudah jenuh perlu diregenerasi dengan larutan Caustic Soda (NaOH) 4% dengan reaksi sebagai berikut :



Spesifikasi air demin :

	pH	Kadar SiO₂	Conductivity
Demin Plant	6 – 8	0,2 ppm max.	2 Mhos max.

Berikut jenis resin yang digunakan :

- Cation resin : R H₂

- * Castel - C – 300
- * Diaion - SK 1 B
- * Dowex - HCRS
- * Lewatit - S 100

- Anion resin : R (OH)₂

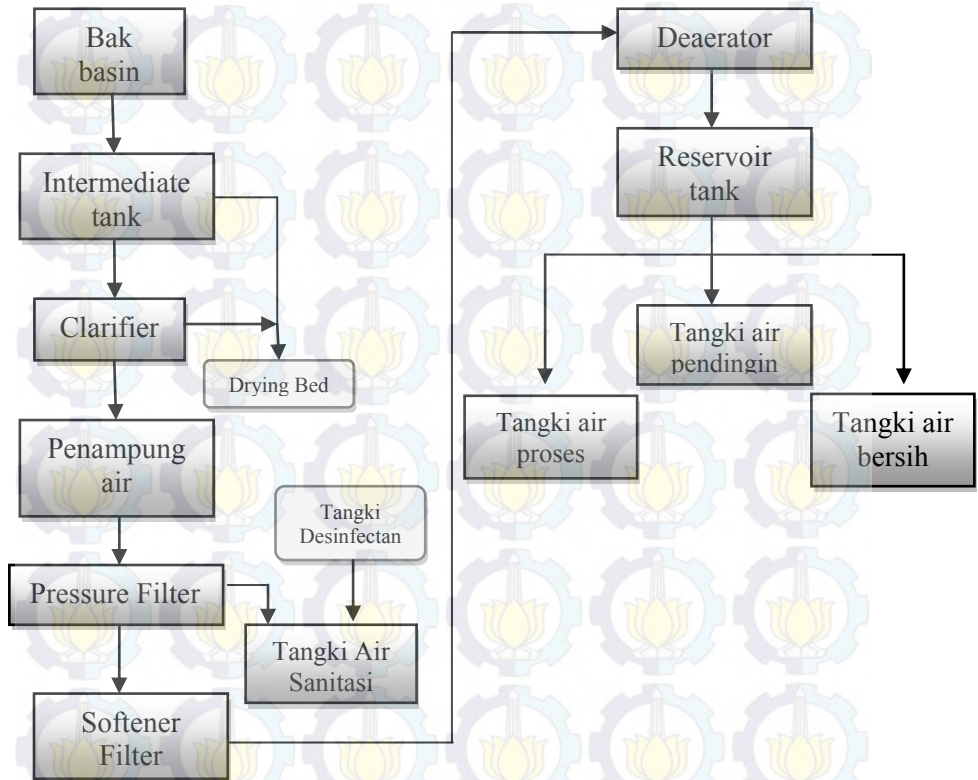
- * Castel - A 500 P
- * Diaion - PA – 312
- SA – 12A
- * Dowex - -
- * Lewatit - MP 500

Dan di pompa ke tangki lalu di pompa menuju *deaerator* dengan suhu 100-110°C untuk menghilangkan O₂ yang selanjutnya di pompa menuju reservoir tank yang fungsinya untuk menampung sebelum didistribusikan menurut fungsinya masing-masing, yaitu air sanitasi, air pendingin/ proses dan air umpan boiler. Khusus untuk air sanitasi perlu terlebih dahulu ditambahkan dengan kaporit (desinfektan) untuk mensterilkan air dari bakteri. Pabrik memiliki tangki cadangan jika terjadi proses pembersihan.

Indikasi terhadap masalah yang timbul dan cara mengatasinya, sebagai berikut :

1. Jika ion phospat di dalam ketel < 20 ppm maka dilakukan penambahan injeksi Tritak MES.
2. Jika konsentrasi m-Alkali tinggi (> 800) maka injeksi M-8085 diberikan.

3. Jika pH air ketel rendah ($< 10,5$), maka injeksi soda ditambahkan.
4. Jika konsentrasi ion Si tinggi diusahakan agar p-Alkali tinggi (p-Alk atau Si $> 1,7$) tetapi pH ketel harus tetap di bawah 11,5.
5. Jika TDS, m-Alkali, kesadahan, dan silika tinggi maka *blow down* diperbesar sesuai dengan no.2.
6. Jika terjadi pembuihan berlebih maka dilakukan penambahan antibuih.



Gambar VI.1.1 Diagram Alir Proses water treatment

Keterangan gambar

- Bak basin = Digunakan untuk menampung air sungai Cimanuk.
- Intermediate tank = Berfungsi untuk mengurangi endapan dengan mengurangi flokulan.
- Clarifier = Berfungsi untuk mengendapkan solid yang merupakan impurities yang berasal dari sungai Cimanuk.
- Pressure filter = Berfungsi sebagai penyaring air yang masih mengandung lumpur (berisi kerikil kasar) yang berisi pasir silikat sebagai filter .
- Softener filter = Untuk mengikat lumpur lebih baik dan menyaring kotoran-kotoran yang lebih halus menggunakan kation-anion exchanger (menggunakan resin).
- Deaerator = Untuk menghilangkan gas-gas yang larut dalam air.
- Reservoir Tank = Tangki dimana tempat untuk menampung air dari deaerator yang nantinya akan didistribusikan menurut fungsinya masing (air proses, air pendingin dan air umpan boiler).

Perhitungan Kebutuhan Air

ρ air pada 30 °C = 995,68 kg / m³ (Geankoplis, App.A.2-3)

Kebutuhan air dalam m³ / hari = $\frac{\text{kebutuhan air dalam kg/hari}}{\rho \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C}}$

A. Air sanitasi

Asumsi : Kebutuhan air untuk seorang karyawan : 0,15 m³ /hari

Jumlah karyawan : 250 orang

Kebutuhan air untuk 300 karyawan : 37,5 m³ /hari

Cadangan (10%) : 3,75 m³ /hari

Total : 41,25 m³ /hari

B. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini meliputi :

No	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/hari)
1	Cooler (E-211A)	80.052,05
2	Tangki Slurry (E-221)	204.860,30
Total		284.912,35

Menghitung kebutuhan air pendingin :

ρ H₂O pada 30°C = 995,668 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Maka total kebutuhan air pendingin} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho \text{ H}_2\text{O}} \\ &= \frac{284.860,30}{995,668} \\ &= 286,15 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

C. Air Umpan Boiler

Air yang dibutuhkan = steam yang dibutuhkan.

Kebutuhan steam pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/hari)
1.	Heater Leaching (E-115)	18.058,462
2.	Leaching (D-110)	5.737,39
3.	Heater NaCl (E-216B)	2.424,83
4.	Heater Natrium silikat (E-216A)	9.034,54
5.	Heater Asam sulfat (E-216C)	542,345
6.	Reaktor (R-210)	53.044,61
7.	Heater Dry Air (E-314)	1.130,14
Total		89.972,32

$$\begin{aligned}
 \text{Air umpan boiler yang dibutuhkan} &= \text{steam yang dibutuhkan} \\
 &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} \\
 &= \frac{89.972,32}{995,668} \\
 &= 90,4 \text{ m}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

D. Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/hari)
1.	Tangki NaCl (M-214B)	16.407,58
2.	Tangki Natrium silikat (M-214A)	80.052,05
3.	Tangki Asam Sulfat (M-214A)	7.177,02
4.	Reaktor (R-210)	7.168,9
5.	RVF (H-220)	204.860,3
Total		315.665,85

$$\text{Air proses yang dibutuhkan} = \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$= \frac{315.665,85}{995,668}$$

$$= 317 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Karena digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air, maka diasumsikan :

95% dari air pendingin kembali ke cooling tower

90% dari kondensat kembali ke air umpan boiler

Jadi :

Air pendingin yang diresirkulasi : 95% dari total kebutuhan air pendingin
 $= 95 \% \times 286,15 \text{ m}^3$
 $= 271,8 \text{ m}^3$

Air kondensat yang diresirkulasi : 90% dari total kebutuhan air umpan boiler
 $= 90 \% \times 90,4 \text{ m}^3$
 $= 81,36 \text{ m}^3$

Jadi total air yang diresirkulasi adalah $= 271,8 + 81,36$
 $= 353,16 \text{ m}^3$

Make up water = 5% dari air pendingin + 10% dari air umpan boiler

$$= (5\% \times 286,15) + (10\% \times 90,4)$$

$$= 14,3 + 9,04$$

$$= 23,34 \text{ m}^3$$

Total kebutuhan air

No	Air yang digunakan	Kebutuhan air (m ³ /hari)
1.	Air sanitasi	41,25
2.	Air pendingin	286,15
3.	Air umpan boiler	90,4
4.	Air proses	317
5.	Make Up water	23,34
Total		758,14

VI.2. Steam

Pada pabrik silika ini steam mempunyai peranan yang sangat penting, steam yang digunakan adalah saturated steam. Kebutuhan steam untuk pabrik silika adalah sebagai berikut :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/hari)
1.	Heater Leaching (E-115)	18.058,462
2.	Leaching (D-110)	5.737,39
3.	Heater NaCl (E-216B)	2.424,83
4.	Heater Natrium silikat (E-216A)	9.034,54
5.	Heater Asam sulfat (E-216C)	542,345
6.	Reaktor (R-210)	53.044,61
7.	Heater Dry Air (E-314)	1.130,14
Total		89.972,317

VI.3. Bahan bakar

Dipakai bahan bakar fuel oil dengan spesifikasi : (kem 713)

$^{\circ}$ API Fuel oil	= 25 – 35
Heating value	= 171,30 btu/lb
Kebutuhan uap air untuk atomisasi fuel oil	= 0,3 m ³ lb uap air/lb fuel oil
Kebutuhan udara untuk pembakaran sempurna	= 25%
Lb udara/lb fuel oil	= 17,44
Effisiensi	= 75%

VI.4. 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.

Perhitungan kebutuhan listrik :

Daya (beban) listrik = 65,97 KW

Dari PLN diperoleh data sebagai berikut :

Biaya beban per KVA	= Rp. 2.500
Biaya beban per KWh	= Rp. 500
Biaya beban per bulan	= 65,97 x Rp 500 = Rp. 32.985
Pemakaian listrik per hari	= 100 KVA = 3.000 KVA/ bulan
Biaya pemakaian listrik	= 3.000 x Rp. 2.500 = Rp. 7.500.000 / bulan

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja dalam suatu pabrik merupakan hal yang pokok dan sangat penting untuk diperhatikan dalam menjalankan sebuah proses produksi. Karena keamanan dan keselamatan yang terjamin serta minimnya kecelakaan yang terjadi akan memperlancar proses produksi tersebut sendiri, demikian juga sebaliknya..

Keselamatan dan kesehatan kerja dalam penerapannya secara langsung di lapangan berhubungan erat dengan adanya kebijakan khusus sistem manajemen K3 yang berkenaan dengan proses produksi yang digunakan, khususnya yang berhubungan dengan identifikasi dan pengontrolan terhadap kemungkinan bahaya yang timbul dan keselamatan para pekerja.

Beberapa pelaksanaan Kesehatan dan Keselamatan Kerja di Pabrik memiliki tujuan yaitu:

- 1) Melindungi tenaga kerja atas hak dan keselamatannya ketika melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi serta produktivitas nasional.
- 2) Menjamin keselamatan tiap orang yang berada di tempat kerja
- 3) Sumber produksi dipelihara dan dipergunakan secara umum dan efisien.
- 4) Memenuhi persyaratan hukum yang telah ditentukan oleh pemerintah Republik Indonesia.

A. 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), antara lain :
- Kurangnya pengetahuan dan ketrampilan karyawan.
 - Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
3. Sistem Manajemen
Kecelakaan yang disebabkan oleh sistem manajemen, antara lain :
- 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.

B. Alat Pelindung Diri

Berdasarkan fungsinya alat pelindung diri dapat dibagi menjadi:

1) Alat pelindung kepala

Alat pelindung kepala berfungsi untuk melindungi kepala dari jatuhnya alat-alat industri serta benturan-benturan benda yang keras dan juga dari panas radiasi, api dan percikan bahan-bahan kimia korosif. Yaitu *Safety Helmet* yang digunakan untuk melindungi kepala pekerja di unit yang mempunyai resiko tertimpa alat-alat berat sangat besar.

2) Alat pelindung mata

Alat pelindung mata (goggles dan spectacle) dipakai untuk melindungi mata dari percikan bahan-bahan kimia korosif, serta gas atau asap yang dapat menyebabkan iritasi pada mata.

3) Alat pelindung telinga

Alat pelindungi telinga bekerja sebagai penghalang antara sumber bunyi dan telinga bagian dalam. Selain berfungsi untuk melindungi telinga karena kebisingan bisa menyebabkan tuli. Alat pelindung telinga juga dapat melindungi telinga dari percikan api, atau logam-logam yang panas.

Alat pelindung telinga dapat dibedakan menjadi:

- a. sumbat telinga (*Ear plug*)
- b. tutup telinga (*Ear muff*)

4) Alat pelindung pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan (respirator) yaitu:

- a. *Air purifying respirator*
- b. *Air supplying respirator*

Sedangkan alat yang digunakan pada pabrik ini adalah *Air purifying respirator* yang berfungsi untuk melindungi pemakainya dari debu, gas-gas, uap, dan kabut. Alat ini juga dipakai bila toksinitas zat kimia dan kadarnya dalam udara tempat bekerja rendah. Alat ini bekerja dengan cara filtrasi dan adsorpsi.

5) Alat pelindung tangan

Berfungsi melindungi tangan dari bahan-bahan panas, mudah korosif, dan dari bahaya arus cepat dari listrik. Alat yang biasa digunakan adalah sarung tangan karet, sarung tangan kulit/PVC yang berlapiskan krom. Biasanya alat ini dipakai oleh karyawan operating unit *power station*.

6) Alat pelindung kaki

Alat ini berfungsi untuk melindungi kaki dari jatuhnya benda-benda keras, terperciknya aliran panas atau larutan asam yang korosif, kebakaran. Alat pelindung kaki ini berupa sepatu karet.

7) Safety Belt

Digunakan untuk pekerja yang bekerja ditempat tinggi dan melindungi diri dari bahaya jatuh.

C. Jenis-jenis Respirator :

1. Masker debu

- Masker debu melindungi dari debu kayu dan debu lain yang tidak terlalu beracun.
- Masker debu tidak dapat melindungi anda dari polutan yang berasal dari semprotan atau debu beracun seperti asbes, silika, atau timbal.
- Masker debu tidak dapat melindungi anda dari uap kimia atau asap rokok.

Jika anda menggunakan masker debu:

- Masker tersebut harus mempunyai dua strap (tali pengencang).
- Harus mempunyai pengencang hidung.
- Harus disertifikasi oleh “NIOSH/MSHA” untuk debu, asap, dan embun penyemprot.
- Jangan pernah menggunakan masker debu yang hanya mempunyai satu strap.



2. Respirator Pemurni Udara

Respirator pemurni udara (disebut APR) menggunakan *filter* untuk menyaring udara sebelum terhirup.

Ada beberapa jenis *filter*, yakni :

1. *Filter* mekanik untuk menyaring debu, asap logam, dan embun semprotan. *Filter* ini tidak dapat menyaring uap dan gas.

2. *Filter* kimia untuk menyaring gas beracun dan uap dari pelarut atau cat. *Filter* ini tidak dapat melindungi dari debu dan asap.
3. *Filter* kombinasi menyaring debu, uap, asap, dan embun. *Filter* kombinasi ini tersedia untuk berbagai macam
4. Bahaya pada pernapasan.



3. *Respirator* dengan Pemasok Udara
Respirator dengan pemasok udara memberi udara bersih dari tangki atau melalui saluran udara. Digunakan jika anda bekerja pada tempat tertutup yang tidak punya cukup oksigen untuk bernapas.



D. Pakaian Pelindung terhadap Bahan Kimia

1. Peralatan pelindung adalah semua jenis alat pelindung yang dipakai saat bekerja. Diantaranya :
 - *Respirator*
 - Peralatan keamanan
 - Pakaian pelindung
2. Pakaian pelindung didesain untuk mencegah kontak terhadap bahan kimia berbahaya. Yang termasuk pakaian pelindung adalah :
 - Kacamata
 - Pelindung wajah

- Sarung tangan
- Sepatu bot dan baju tahan kimia

8) Alat pelindung tangan

Berfungsi melindungi tangan dari bahan-bahan panas, mudah korosif, dan dari bahaya arus cepat dari listrik. Alat yang biasa digunakan adalah sarung tangan karet, sarung tangan kulit/PVC yang berlapis krom. Biasanya alat ini dipakai oleh karyawan operating unit *power station*.

9) Alat pelindung kaki

Alat ini berfungsi untuk melindungi kaki dari jatuhnya benda-benda keras, terperciknya aliran panas atau larutan asam yang korosif, kebakaran. Alat pelindung kaki ini berupa sepatu karet.

10) Safety Belt

Digunakan untuk pekerja yang bekerja ditempat tinggi dan melindungi diri dari bahaya jatuh.

VII.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja yang ada di Pabrik Silika.

1. Alat-Alat Utama

□ Leaching Tank (D-110)

- Pada daerah di sekitar leaching dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.
- Karena bahan yang ada di tangki berupa bahan kimia, maka harus dilengkapi dengan sistem pengamanan berupa pemberian label dan spesifikasi bahan.
- Pemasangan tangga sekaligus ada pegangannya, man hole dan hand hole untuk inspeksi dan maintenance.
- Pekerja pada bagian leaching diharuskan menggunakan sarung tangan dan *safety helmet*.

□ Reaktor presipitasi (R-210)

- Pada daerah di sekitar reaktor dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.

- Pekerja pada bagian reaktor diharuskan menggunakan sarung tangan dan *safety helmed*.
- Setelah diadakan pembersihan reaktor harus dites tekanan dan temperature untuk mencegah *over stressing*.
- Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan.
- **RVF (H-220)**
 - Pada daerah di sekitar RVF dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.
 - Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan.
 - Dilakukan secara rutin pengontrolan pada pipa air RVF, agar tidak terjadi sumbatan dan proses berjalan dengan lancar.
 - Tiap – tiap operator diwajibkan memakai alat pelindung kepala (helm), telinga, tangan, kaki dan pernafasan.
- **Spray Dryer (B-310)**
 - Memberi alat *flow control* agar proses dapat berjalan dengan baik.
 - Tiap – tiap operator diwajibkan memakai alat pelindung kepala (helm), telinga, tangan, kaki dan pernafasan.
 - Proses utama pada dryer adalah pengurangan kadar air pada produk, selain itu juga banyak steam yang disuplai. Sedangkan kandungan air maupun kondensat yang dihasilkan dapat menyebabkan korosi dan kerak pada alat, maka pencegahannya antara lain dengan melakukan pembersihan alat dari kerak dan korosi yang dilakukan setiap tahun sekali disaat pabrik shut down.

□ **Ball Mill (S-320)**

- Pekerja pada bagian Ball mill diharuskan menggunakan sarung tangan dan *safety helmet*.
- Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan.
- Pada daerah di sekitar Ball mill dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.

□ **Screen (H-330)**

- Pekerja pada bagian Ball mill diharuskan menggunakan sarung tangan dan *safety helmet*.
- Pemasangan tangga dan ada pegangannya untuk mempermudah dalam pengontrolan.
- Pada daerah di sekitar Ball mill dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya.

2. Alat-Alat Pembantu

□ **Pada Tangki Penampung (F-116, F-212A)**

- Karena bahan yang ditampung berupa bahan kimia, maka harus dilengkapi dengan sistem pengamanan berupa pemberian label dan spesifikasi bahan.
- Setiap satu tahun sekali dilakukan shut down untuk membersihkan kerak pada alfa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung tangan, masker dan alat pelindung kaki (sepatu karet).
- Pemilihan material dengan *corrosion allowable* yang tepat (d disesuaikan dengan kondisi operasi).
- Pemasangan *manhole* dan *hade hole* untuk inspeksi dan maintenance.

□ **Pada Tangki H₂SO₄ (F-212C)**

- Pada daerah di sekitar tangki H₂SO₄ dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya, H₂SO₄ merupakan

bahan kimia yang berbahaya, mudah terbakar dan sangat korosif.

- Setiap satu tahun sekali dilakukan shut down untuk membersihkan tangki serta pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan pakaian anti asam, masker gas, alat pelindung tangan, dan alat pelindung kaki.
 - Pemasangan tangga sekaligus ada pegangannya, man hole dan hand hole.
 - Pemilihan material dengan *corrosion allowable* yang tepat (d disesuaikan dengan kondisi operasi).
 - Pemasangan level gauge pada tangki penutup.
- **Pada Pompa (L-115, L-117, L-119, L-213A, L-213C, L-215A, L-215B)**
- Pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa dan karakteristik pompa disesuaikan dengan bahan yang akan dialirkan.
 - Bagian “*propeller*” dilengkapi dengan “*casting*”
 - Harus cek *valve* secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.
 - Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
 - Bagian kopleng (yang menghubungkan “*propeller*” dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan *strainer* (saringan atau filter) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.
 - Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator

❑ **Pada Screw Conveyor (J-112A, J-112B, J-213B, J-316) & Bucket Elevator (J-113A, J-113B, J-213C, J-311, J-331)**

- Untuk operator diwajibkan menggunakan alat pelindung tangan dan alat pelindung kaki.
- Dilakukan pengecekan secara bertahap karena bahan-bahan yang berbentuk slurry dapat menyumbat screw dan dapat mengurangi kinerja dari screw conveyor dan Bucket elevator.
- Harus dilakukan pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

❑ **Pada Sistem Perpipaan**

- Susunan valve dan perpipaan diatur dengan baik sehingga sangat membantu safety dan diatur sedemikian rupa supaya transportasi tidak terganggu. Pada perpipaan diberi warna yang berbeda, fluida panas pipa berwarna merah, sedangkan untuk fluida dingin menggunakan pipa berwarna biru.
- Untuk mempermudah identifikasi kebocoran pipa, maka perpipaan diletakkan di atas tanah.
- Dipasang isolasi yang baik untuk pipa steam dan pipa air panas agar tidak ada bahaya kebakaran kulit apabila tersentuh oleh karyawan atau petugas dan juga untuk mencegah panas yang hilang.
- Pipa steam dilosped dan dipasang block valve sehingga steam bisa didatangkan dari berbagai arah seandainya terjadi kerusakan pada pipa steam.
- Dipasang *fire stop* pada semua system pengeluaran untuk mencegah penyebaran kebakaran.
- Sambungan dipasang dan dikontrol dengan baik.
- Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

❑ **Pada Heat Exchanger**

- Pada area Heat Exchanger harus dilengkapi dengan isolator untuk menghindari radiasi panas tinggi.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung badan, karena suhu disekitar Heat Exchanger sangat tinggi.
- Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

□ **Boiler**

- Pada boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB maksimal.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala, alat pelindung tangan, alat pelindung kaki, dan alat pelindung badan.
- Dilakukan shut down untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
- Dilengkapi dengan “*Pressure Safety Valve*” (untuk mengukur tekanan pada boiler)

3. Pada Area Pabrik

- ✓ Menyediakan jalan diantara plant satu dengan yang lainnya untuk kelancaran transportasi bahan baku, produk, dan para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misalnya : kebakaran).
- ✓ Menyediakan hydrant disetiap plant untuk menanggulangi dan pencegahan awal jika terjadi kebakaran/peledakan.
- ✓ Memasang alarm disetiap plant sebagai tanda peringatan adanya keadaan darurat.
- ✓ Menyediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.
- ✓ Peletakan bahan-bahan harus sesuai dengan peraturan atau keamanan yang berguna untuk keselamatan para pekerja.

4. Pencegahan Kebakaran di Tempat Kerja

Salah satu langkah terpenting yang harus dilakukan perusahaan adalah membuat rencana pencegahan kebakaran secara tertulis untuk mencegah kematian, melindungi lingkungan, dan barang-barang yang ada. Faktor penting dalam rencana pencegahan kebakaran adalah :

- ✓ Membuat daftar semua kemungkinan bahaya kebakaran dan sumber api.
- ✓ Penyimpanan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak dengan benar.
- ✓ Memasang sistem pemadam kebakaran seperti penyemprot dan racun api, serta membuat prosedur perawatan dan pengujian peralatan tersebut.
- ✓ Membuat rencana pengaturan barang, untuk mengendalikan akumulasi bahan yang mudah terbakar dan menempatkannya jauh dari sumber api.
- ✓ Membuat rencana evakuasi, seperti menentukan dan menandai rute keluar dari gedung dan mengatur tempat kerja untuk mengakomodasikannya, membuat prosedur untuk menghitung pekerja, memberikan pertolongan pertama, dan tugas penyelamatan dalam keadaan darurat.
- ✓ Pelatihan bagi pekerja, untuk upaya pencegahan kebakaran dan keadaan darurat.
- ✓ Memberikan tugas atau tanggung jawab pada seseorang untuk mengkoordinasi pengaturan ruangan, pencegahan kebakaran, dan evakuasi.

5. Sistem Perlindungan Kebakaran

Seluruh tempat kerja harus mempunyai sistem perlindungan terhadap kebakaran, bisa berupa penyiram air yang dipasang diseluruh gedung yang ditempatkan dibanyak tempat di dalam gedung. Sistem penyiram air otomatis adalah sistem perlindungan kebakaran yang paling efektif, dengan syarat, sistem tersebut dirawat dengan baik dan dites secara periodik.

BAB VIII

PENGENDALIAN PROSES DAN INSTRUMENTASI

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat ukur serta instrumentasi merupakan suatu bagian yang memegang peranan sangat penting karena dengan adanya system informasi tersebut maka bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, juga berfungsi untuk mengatur nilai-nilai variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk memperingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya.

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi bagi perencanaan suatu pabrik adalah sebagai berikut :

1. Menjaga agar proses produksi berjalan dengan lancar dan aman, yaitu dengan cara :
 - Mendeteksi timbulnya kondisi berbahaya sedini mungkin dan membuat tanda bahaya serta *interlock* otomatis jika kondisi ini timbul.
 - Menjaga variabel-variabel proses dalam batas operasi yang aman.
2. Mempermudah pengontrolan dan pengoperasian alat.
3. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
4. Mempertahankan hasil produksi baik kualitas maupun kuantitas.
5. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan faktor-faktor yang lain atau efisiensi kerja.
6. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan.
7. Memperoleh hasil kerja yang efisien.
8. Membantu dalam keselamatan kerja bagi pekerja dan karyawan pabrik.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi adalah :

1. Ketelitian yang dibutuhkan.
2. Mudah pengoperasiannya.
3. Mudah diganti jika rusak.
4. Level instrumentasi.
5. Range yang diperlukan dalam pengukuran.
6. Biaya ekonomis.

Pada pabrik silika dari abu sekam padi ini, instrumentasi yang digunakan ada 2 macam yaitu secara otomatis dan manual tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknik serta ekonominya. Pengaturan secara manual, biasanya dilakukan dengan menggunakan peralatan yang hanya diberi instrument penunjuk atau pencatat saja. Sedangkan pada instrument petunjuk otomatis diperlukan beberapa bagian instrumentasi. Adapun langkah-langkah untuk menyusun system control dan instrument pada suatu proses produksi, sebagai berikut :

1. Identifikasi terhadap “plant operation” dengan tujuan untuk mengetahui control atau instrument yang digunakan untuk “plant” tersebut.
2. Identifikasi “key process”, dimana yang membutuhkan variable control yang jelas terutama berkaitan dengan kualitas produk.
3. Identifikasi “key process support”, dalam hal ini berhubungan dengan “safety operation” dalam melindungi dari suatu permasalahan produksi.

Cara pengontrolan yang sering digunakan adalah sebagai berikut :

a. Secara manual

Alat ukur ini dikontrol oleh manusia, hanya berdasarkan pada pengamatan saja. Cara ini kurang baik karena ketelitian dari manusia yang terbatas.

b. Secara otomatis

Alat pengontrol secara otomatis ini ada bermacam-macam cara pengontrolannya, antara lain :

- ✚ Sistem on-off control
- ✚ Sistem proportional
- ✚ Sistem proportional integral
- ✚ Sistem proportional integral derivative

Beberapa bagian instrument yang diperlukan pada alat pengontrol secara otomatis :

1. Primary elemen

Yaitu elemen yang dapat merasakan perubahan dari harga variabel yang diukur.

2. Elemen pengukur

Yaitu elemen yang menerima output dari primary elemen dan melakukan pengukuran, termasuk peralatan penunjuk (indikator).

3. Elemen pengontrol

Yaitu elemen yang menunjukkan perubahan harga dari variabel yang dirasa oleh elemen pengukur untuk mengatur sumber tenaga sesuai perubahan yang terjadi.

4. Elemen pengontrol akhir

Yaitu elemen yang mengubah variabel yang diukur agar tetap berada dalam range yang diinginkan.

Jenis-jenis instrumentasi yang digunakan dapat digolongkan menjadi :

1. Indikator

Merupakan alat yang menunjukkan suatu kondisi operasi pada waktu tertentu.

2. Recording

Merupakan alat pencatat kondisi operasi pada suatu peralatan.

3. Controller

Merupakan alat yang menunjukkan kondisi operasi pada waktu tertentu sekaligus mampu mengendalikan sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

VIII.3 Macam Instrumentasi

a. Pengukuran Temperatur

Temperatur merupakan salah satu faktor penting dalam proses karena banyak sifat bahan yang ditentukan oleh temperatur. Jenis alat kontrol temperatur yang ada adalah :

Temperatur Controller (TC)

Fungsi : untuk mengatur suhu sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan.

Temperatur Indicator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat tersebut.

b. Pengukuran Volume (Tinggi Cairan)

Level Indikator (LI)

Fungsi : untuk mengetahui tinggi permukaan liquid.

Level Controller (LC)

Fungsi : untuk mengendalikan tinggi permukaan liquid sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan.

c. Pengukuran Laju Alir

Flow Controller (FC)

Fungsi : untuk mengatur laju alir fluida pada kondisi yang diinginkan.

d. Pengukuran Tekanan

Pressure Controller

Fungsi : untuk mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Pressure Indicator Controller (PIC)

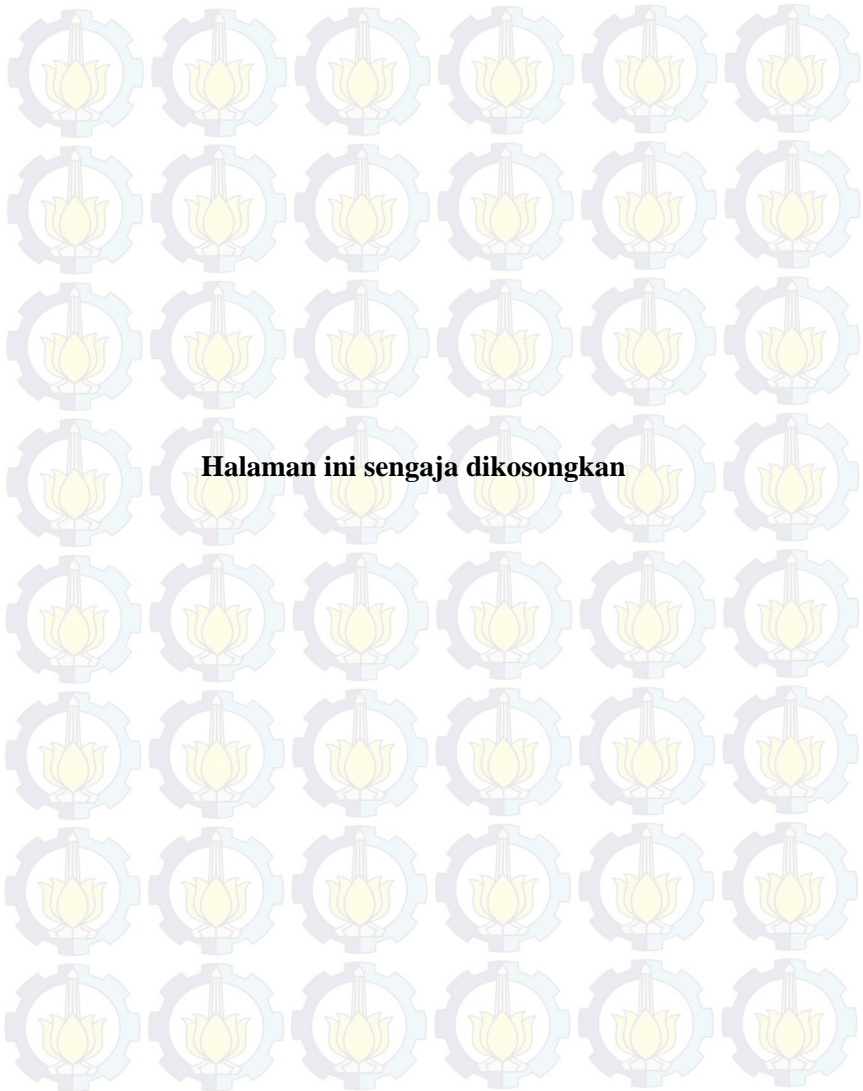
Fungsi : untuk mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik silika dari abu sekam padi ini, yaitu :

- Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- Suku cadang mudah diperoleh.
- Mudah dalam pengoperasiannya.
- Harga lebih mudah dan kualitas yang cukup memadai.

Berikut sistem control yang dipakai dalam “*plant operation*” pabrik silika dari abu sekam padi adalah sebagai berikut :

No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Reaktor	R-210	Pressure Indicator (PI) Temperatur Controller (TC)
2.	Tangki Penampung	F-113 F-212A F-212C F-111B	Level Indicator (LI)
3.	Leaching	D-110	Level Indicator (LI) Temperatur Controller (TC)
4.	Spray Dryer	B-310	Temperatur Controller (TC)
5.	Heat Exchanger	E-115 E-216A E-216B E-216C E-314	Temperatur Indikator (TI)



BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Pembangunan dapat meningkatkan dan membawa kemajuan bagi negara serta masyarakatnya. Namun dalam pembangunan industri, bisa saja berdampak buruk pada lingkungan. Banyak pabrik menghasilkan limbah industri. Limbah adalah buangan yang dihasilkan dari suatu proses produksi baik industri maupun domestik yang kehadirannya menimbulkan dampak pada lingkungan. Seperti halnya pabrik silika yang dalam proses produksinya menghasilkan limbah cair, maupun gas. Apabila limbah tersebut tidak diolah terlebih dahulu akan mengakibatkan pencemaran sehingga menurunkan kualitas sungai dan merugikan ekosistem yang ada disekitarnya.

Unit pengolahan limbah di pembuatan silika ini mempunyai tujuan untuk :

1. Mengurangi kadar polutan dalam air limbah tidak menimbulkan pencemaran.
2. Mengurangi pencemaran udara yang ditimbulkan oleh gas buang.
3. Melindungi ekosistem air dari dampak kekurangan oksigen akibat tertutupnya permukaan air oleh limbah.
4. Menghindari timbulnya penyakit atau gangguan kesehatan.
5. Mencegah timbulnya bau yang tidak enak.

Pada pabrik silika dari abu sekam padi ini dihasilkan limbah. Sehingga diperlukan penanganan khusus sebelum dibuang ke lingkungan atau dimanfaatkan kembali (dikembalikan) ke proses. Limbah yang dihasilkan ada 3 macam yaitu :

1. Limbah Padat

Limbah padat merupakan hasil buangan industri berupa padatan dari sisa proses pengolahan. Limbah padat berupa abu sekam padi

yang berasal dari proses Leaching yang mengandung Al_2O_3 , K_2O , Na_2O , MgO , CaO , ZnO , Mn , PbO , SiO_2 sisa .

2. Limbah cair

Limbah cair biasanya dikenal sebagai entitas pencemar air. Limbah cair pada pabrik silika ini berasal dari :

- Limbah cair ini berupa filtrat yang berasal dari proses RVF. filtrat ini terdiri dari karbon, asam sulfat, garam, dan natrium sulfat.

3. Limbah gas

Limbah gas merupakan limbah yang memanfaatkan udara sebagai media, berasal dari gas N_2 , O_2 , H_2O (g), sebagai flue gas reaksi dari tangki spray dryer yang dibuang ke udara karena jumlahnya yang sangat kecil.

USAHA PENGOLAHAN LIMBAH

Efek dari limbah adalah pencemaran tanah, udara dan air. Untuk menanggulangi masalah pencemaran limbah industri, diciptakan berbagai metode untuk memperkecil tercemarnya lingkungan bahkan bisa memberikan nilai tambah. Antara lain:

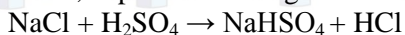
1. Limbah Padat

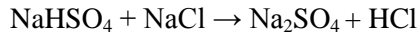
Limbah padat berupa abu sekam padi tersebut dapat dimanfaatkan sebagai bahan untuk menambah unsur hara dalam tanah dan dapat dimanfaatkan oleh industri lainnya, maka pabrik mendapat penghasilan tambahan.

2. Limbah Cair

Pengolahan yang dilakukan terhadap limbah cair tersebut adalah :

- Untuk limbah cair yang berupa asam sulfat, garam, dan natrium sulfat, dapat diolah dengan reaksi berikut :





Dari reaksi tersebut dihasilkan natrium sulfat yang dapat dimanfaatkan oleh industri lainnya, maka pabrik mendapat penghasilan tambahan.

3. Limbah gas

Karena limbah gas hanya berupa gas N_2 , O_2 , H_2O (g) excess yang jumlahnya sangat kecil maka limbah tersebut dapat langsung dibuang ke lingkungan tanpa ada pengolahan secara khusus.

USAHA MEMINIMALISASI LIMBAH

Hal yang sangat penting selain pengolahan limbah adalah usaha untuk mengurangi/ meminimalisasi jumlah limbah yang dapat dihasilkan dari suatu proses produksi antara lain :

- **Penyumbatan**

Penyumbatan dalam pipa, shower, nozzle wire dan felt biasanya terjadi akibat meningkatnya sistem *recycle* dari air bekas proses produksi. Masalah ini dapat dihindari dengan menghilangkan kandungan padatan dan kotoran lainnya yang terdapat dalam air yang akan *direcycle*. Selanjutnya seluruh peralatan yang akan digunakan direncanakan sesuai dengan penggunaannya. Penggunaan felt sintesis memungkinkan untuk dapat dilakukan pembersihan secara efektif sehingga masalah penyumbatan dapat dikurangi.

- **Kerak / deposit**

Kerak merupakan gabungan dari anion karbonat, silikat dan sulfat dengan kation Ca, Mg, Fe dan Ba. Sebagian besar kerak umumnya hasil deposit CaCO_3 dan MgCO_3 .

Salah satu cara untuk mengontrol timbulnya kerak adalah lewat kontrol batas kesadahan air dalam sistem dengan cara membatasi kadar kation yang terdapat dalam air.

- **Korosi**

Korosi adalah kerusakan logam karena peristiwa elektrokimia terhadap lingkungan. Laju korosi dipengaruhi oleh interaksi kompleks dari banyak faktor termasuk diantaranya batas oksigen terlarut, pH, zat padat terlarut seperti khlorida, dan sulfat, kesadahan, alkalinitas, keasaman, suhu dan batas konsentrasi CO₂. Banyaknya faktor yang mempengaruhi laju korosi membuat permasalahan menjadi sulit dan kompleks untuk mengontrolnya. Sebagian besar pabrik mengatasi masalah korosi ini dengan menggunakan bahan stainless steel atau fiber

- **Buih / Busa**

Busa terbentuk karena terbawanya senyawa – senyawa organik yang mempunyai permukaan aktif seperti asam – asam resin, asam lemak tak jenuh. Hasil degradasi lemak dari proses netralisasi. Bahan – bahan yang bersifat aktif permukaannya mempunyai kecenderungan untuk terkonsentrasi antara permukaan gas cair dan membentuk kesatuan yang stabil dengan udara. Selama proses operasi berlangsung, gelembung – gelembung busa mengapung dan membentuk busa. Untuk mencegah terbentuknya busa maka harus dihindari terjadinya kontak dengan udara atau dapat dilakukan untuk membuat perpindahan aliran dari tangki ke tangki yang lainnya melalui bawah tangki dengan kontrol terhadap aliran agar tidak ada pengadukan. Cara lainnya yang dapat dilakukan adalah dengan menambahkan anti busa defoamer.

BAB X KESIMPULAN

Pembuatan silika dari abu ampas tebu dengan menggunakan proses presipitasi dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik Silika ini direncanakan beroperasi secara batch-kontinyu selama 330 hari operasi/tahun dan 24 jam/hari.
2. Kapasitas pabrik ini sebesar 15.200 ton silika/tahun.
3. Bahan baku yang utama diperlukan ialah sebesar 47.781,12 kg/hari abu sekam padi..

4. Bahan pembantu pada pabrik Silika ini terdiri dari :

- NaOH = 7.272,72 kg/hari
- H₂SO₄ = 4.454,54 kg/hari
- Na₂O.3,3SiO₂ = 47.272,68 kg/hari
- NaCl = 9.350 kg/hari

5. Kebutuhan utilitas pada pabrik Silika ini sebagian besar berasal dari air (*water treatment*) yang digunakan untuk :

- Air sanitasi = 41,25 m³/hari
- Air pendingin = 286,15 m³/hari
- Air umpan boiler = 90,4 m³/hari
- Air proses = 317 m³/hari
- Make up water = 23,34 m³/hari
- = 758,14 m³/hari



Halaman ini sengaja dikosongkan

APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas	= 15.200 ton/tahun
	= 45.906,7 kg /hari
Operasi	= 330 hari/tahun; 24 jam/hari
Satuan Massa	= kg
Basis Waktu	= 1 hari operasi
Kebutuhan Bahan Baku	= 47.781,12 kg/hari
Proses	= semi-kontinyu
Suhu reference	= 25°C

Tabel 1 Komposisi Abu Sekam Padi

Komposisi Abu	%Berat	Berat Molekul (Kg/kmol)	Massa (Kg/hari)
SiO ₂	93,54	60	44.694,46
Al ₂ O ₃	0,84	102	401,36
Fe ₂ O ₃	1,1	160	525,59
K ₂ O	3,03	194	1447,77
Na ₂ O	0,05	62	23,89
MgO	0,15	40	71,67
CaO	0,79	56	377,47
ZnO	0,15	81	71,67
Mn	0,30	55	143,34
PbO	0,05	223	23,89

Spesifikasi bahan baku pembuatan presipitasi

1. Natrium Hidroksida

NaOH = 8 %

H₂O = 92 %

2. Natrium Silikat

Na₂O.3,3SiO₂ = 33 %

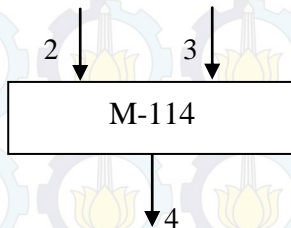
- | | |
|--------------------------------|----------|
| Fe ₂ O ₃ | = 0,01 % |
| H ₂ O | = 66,9 % |
| 3. Asam Sulfat | |
| H ₂ SO ₄ | = 98 % |
| H ₂ O | = 2 % |
| 4. Natrium Klorida | |
| NaCl | = 100 % |

Perhitungan Neraca Massa

1. Tangki Pelarutan NaOH (M-114)

Berfungsi sebagai tempat untuk melarutkan NaOH padat menjadi larutan NaOH 2 N.

Sistem : Batch



Aliran masuk

Aliran 2

Larutan NaOH 2 N dalam 91324,77 liter

Normalitas = Molaritas x e → e = 1

Normalitas = Molaritas

$$\text{Molaritas} = \frac{\text{massa}}{\text{BM}} \times \frac{1000}{V}$$

$$2 = \frac{\text{massa}}{40} \times \frac{1000}{91324,77}$$

$$\text{massa} = 7272,72 \text{ kg}$$

$$\text{mol NaOH} = \frac{\text{massa}}{\text{BM NaOH}}$$

$$= \frac{7272,72}{40}$$

$$= 181,8 \text{ Kmol}$$

Aliran 3

$$\text{H}_2\text{O} = 91324,77 - 7272,72 \text{ kg/hari}$$

$$= 84.052,05 \text{ kg/hari}$$

Aliran Keluar

Aliran 4

$$\text{NaOH} = 7272,72 \text{ kg/hari}$$

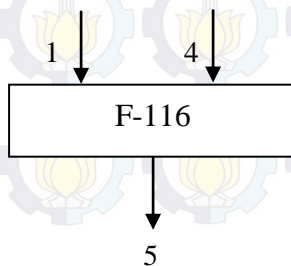
$$\text{H}_2\text{O} = 91324,77 \text{ kg/hari}$$

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 2		Aliran 4	
NaOH	7272,72	NaOH	7272,72
		H ₂ O	84.052,05
Aliran 3			
H ₂ O	84.052,05		
Total	91324,77	Total	91324,77

2. Tangki Pencampuran (F-116)

Berfungsi sebagai tempat pencampuran abu sekam padi dengan penambahan larutan NaOH 2 N.

Sistem : Batch



Aliran masuk

Aliran 1

$$\text{SiO}_2 = 93,54 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 93,54 \% \times 47.781,12$$

$$= 44.694,46 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 0,84 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 0,84 \% \times 47.781,12$$

$$= 401,36 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 1,1 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 1,1 \% \times 47.781,12$$

$$= 525,59 \text{ kg/hari}$$

$$\text{K}_2\text{O} = 3,03 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 3,03 \% \times 47.781,12$$

$$= 1447,77 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Na}_2\text{O} = 0,05 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 0,05 \% \times 47.781,12$$

$$= 23,89 \text{ kg/hari}$$

$$\text{MgO} = 0,15 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 0,15 \% \times 47.781,12$$

$$= 71,67 \text{ kg/hari}$$

$$\text{CaO} = 0,79 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 0,79 \% \times 47.781,12$$

$$= 377,47 \text{ kg/hari}$$

$$\text{ZnO} = 0,15 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 0,15 \% \times 47.781,12$$

$$= 71,67 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mn} = 0,30 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 0,30 \% \times 47.781,12$$

$$= 143,34 \text{ kg/hari}$$

$$\text{PbO} = 0,05 \% \times \text{kebutuhan bahan baku (kg/hari)}$$

$$= 0,05 \% \times 47.781,12$$

$$= 23,89 \text{ kg/hari}$$

Aliran 4

NaOH = 7272,72 kg/hari
 H₂O = 84.052,05 kg/hari

Aliran keluar**Aliran 5**

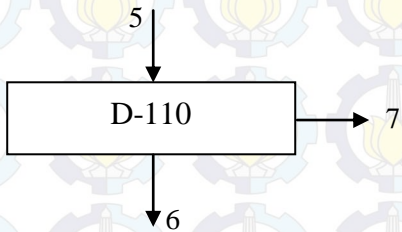
SiO₂ = 44.694,46 kg/hari
 Al₂O₃ = 401,36 kg/hari
 Fe₂O₃ = 525,59 kg/hari
 K₂O = 1447,77 kg/hari
 Na₂O = 23,89 kg/hari
 MgO = 71,67 kg/hari
 CaO = 377,47 kg/hari
 ZnO = 71,67 kg/hari
 Mn = 143,34 kg/hari
 PbO = 23,89 kg/hari
 NaOH = 7272,72 kg/hari
 H₂O = 84.052,05 kg/hari

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 1		Aliran 5	
SiO ₂	44.694,46	SiO ₂	44.694,46
Al ₂ O ₃	401,36	Al ₂ O ₃	401,36
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	525,59
K ₂ O	1447,77	K ₂ O	1447,77
Na ₂ O	23,89	Na ₂ O	23,89
MgO	71,67	MgO	71,67
CaO	377,47	CaO	377,47
ZnO	71,67	ZnO	71,67
Mn	143,34	Mn	143,34
PbO	23,89	PbO	23,89
Aliran 4		NaOH	7272,72
NaOH	7272,72	H ₂ O	84.052,05
H ₂ O	84.052,05		
Total	139.105,89	Total	139.105,89

1. Leaching Tank (D-110)

Berfungsi sebagai tempat ekstraksi abu sekam padi dengan penambahan NaOH 2 N.

Sistem : Batch



Aliran Masuk

Aliran 5



Mula	744,91	363,63	-	-
Bereaksi	600	363,63	181,81	181,81
Sisa	144,91	0	181,81	181,81

SiO₂ = 93,54 % x kebutuhan bahan baku (kg/hari)

$$= 93,54 \% \times 47.781,12$$

$$= 44.694,46 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mol SiO}_2 = \frac{\text{massa SiO}_2}{\text{BM SiO}_2}$$

$$= \frac{44.694,46}{60}$$

$$= 744,91 \text{ Kmol}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 401,36\text{kg/hari}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 525,59 \text{ kg/hari}$$

$$\text{K}_2\text{O} = 1447,77 \text{ kg/hari}$$

Na_2O = 23,89 kg/hari
 MgO = 71,67 kg/hari
 CaO = 377,47 kg/hari
 ZnO = 71,671 kg/hari
 Mn = 143,34 kg/hari
 PbO = 23,89 kg/hari
 SiO_2 sisa = 8694,49 kg/hari

Larutan NaOH 2 N dalam 91.324,77 liter

NaOH 7272,72 kg/hari
 H_2O 84.052,05 kg/hari

Aliran keluar

Aliran 6

$\text{Massa Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2 = \text{mol} \times \text{BM Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$
 $= 181,81 \times 260$
 $= 47272,68 \text{ kg}$

Aliran 7

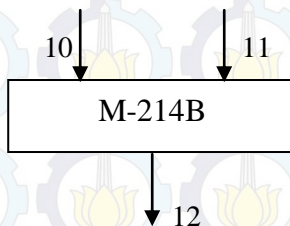
$m\text{Al}_2\text{O}_3 + m\text{K}_2\text{O} + m\text{Na}_2\text{O} + m\text{MgO} + m\text{CaO} + m\text{ZnO} + m\text{Mn} +$
 $m\text{PbO} + \text{SiO}_2 \text{ sisa} = 11.255,56 \text{ kg}$

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 5		Aliran 6	
SiO_2	44.694,46	Natrium silikat	47.272,68
Al_2O_3	401,36	Fe_2O_3	525,59
Fe_2O_3	525,59	H_2O	80.052,05
K_2O	1447,77	Aliran 7	
Na_2O	23,89	Al_2O_3	401,36
MgO	71,67	K_2O	1447,77
CaO	377,47	Na_2O	23,89
ZnO	71,67	MgO	71,67
Mn	143,34	CaO	377,47
PbO	23,89	ZnO	71,67
NaOH	7272,72	Mn	143,34
H_2O	84.052,05		

		PbO	23,89
		SiO ₂ sisa	8694,49
Total	139.105,89	Total	139.105,89

2. Tangki Pelarutan NaCl (M-214B)

Berfungsi sebagai tempat pelarutan NaCl dengan air sehingga terbentuk brine (larutan garam). Sistem batch. NaCl dilarutkan dari 100 % berat menjadi 36,3 % berat.



Aliran Masuk

Aliran 9

Berdasarkan Perry "Chemical Engineer's Handbook 5th" hal 3-94 bahwa :

Pada $T = 30^{\circ}\text{C}$, larutan NaCl jenuh mengandung 36,3% berat NaCl dan 63,7% berat H₂O

Dan perbandingan antara kebutuhan NaCl terhadap SiO₂ yang dihasilkan per batch = 1:1, sehingga :

$$\text{NaCl} + \text{H}_2\text{O} = 25.757,575 \text{ kg/hari}$$

$$\text{NaCl} = 36,3 \% \times 25.757,575 \text{ kg/hari}$$

$$= 9.350 \text{ kg/hari}$$

Aliran 10

Sedangkan kebutuhan H₂O dihitung melalui persamaan :

$$\text{H}_2\text{O} = (100 \% - 36,3 \%) \times 25.757,575 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 16.407,58 \text{ kg/hari}$$

Aliran keluar

Aliran 11

$$\text{NaCl aliran 10} = \text{NaCl aliran 12}$$

$$\text{NaCl} = 9.350 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O aliran 11} = \text{H}_2\text{O aliran 12}$$

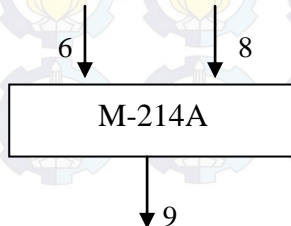
$$\text{H}_2\text{O} = 16.407,58 \text{ kg/hari}$$

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 10		Aliran 12	
NaCl	9.350	NaCl	9.350
		H ₂ O	16.407,58
Aliran 11			
H ₂ O	16.407,58		
Total	25.757,58	Total	25.757,58

3. Tangki Pengenceran Larutan Natrium Silikat (M-214A)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran larutan natrium silikat dengan air dari konsentrasi 33% berat menjadi 16% berat.

Sistem batch.



Aliran Masuk

Aliran 6

Laju alir $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$; Fe_2O_3 dan H_2O keluar tangki pengenceran = laju alir $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$; Fe_2O_3 dan H_2O masuk reaktor sehingga,

$$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2 (33\%) = 47.272,68 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O} (65,9\%) = \frac{\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2}{33\%} \times 65,9\% = 80.052,05 \text{ kg/hari}$$

Aliran 8

H_2O aliran 8 = H_2O aliran 9 - H_2O aliran 6

$$\text{H}_2\text{O} = 244.931,57 - 80.052,05$$

$$\text{H}_2\text{O} = 164.879,52 \text{ kg/hari}$$

Aliran Keluar

Aliran 9

$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$ liquor

$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$ aliran 6 = $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$ aliran 9 sehingga

$$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2 (16\%) = 47.272,68 \text{ kg/hari}$$

Fe_2O_3 aliran 6 = Fe_2O_3 aliran 9 sehingga

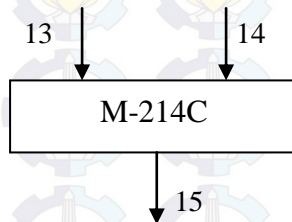
$$\text{Fe}_2\text{O}_3 (1,1\%) = 525,59 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} (82,9\%) &= \frac{\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2}{16\%} \times 82,9\% \\ &= 244.931,57 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 6		Aliran 9	
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$	47.272,68	$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$	47.272,68
Fe_2O_3	525,59	Fe_2O_3	525,59
H_2O	80.052,05	H_2O	244.931,57
Aliran 8			
H_2O	164.879,52		
Total	292.729,845	Total	292.729,845

4. Tangki Pengenceran Asam Sulfat Pekat (M-214C)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran asam sulfat pekat dengan air dari konsentrasi 98% berat menjadi 38% berat. Sistem batch.



Aliran Masuk

Aliran 13

Asam Sulfat pekat

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 (98\%) &= 45,45 \times 98 \\ &= 4.454,54 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O} (2\%) = \frac{\text{H}_2\text{SO}_4}{98\%} \times 2\% = 90,9 \text{ kg/hari}$$

Aliran 14

$$\text{H}_2\text{O aliran 14} = \text{H}_2\text{O aliran 15} - \text{H}_2\text{O aliran 13}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 7.267,94 - 90,9$$

$$\text{H}_2\text{O} = 7.177,026 \text{ kg/hari}$$

Aliran Keluar

Aliran 15

Laju alir H_2SO_4 dan H_2O keluar tangki pengenceran = laju alir H_2SO_4 dan H_2O masuk reaktor sehingga,

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ aliran 13} = \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ aliran 15}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 (38\%) = 4.454,54 \text{ kg/hari}$$

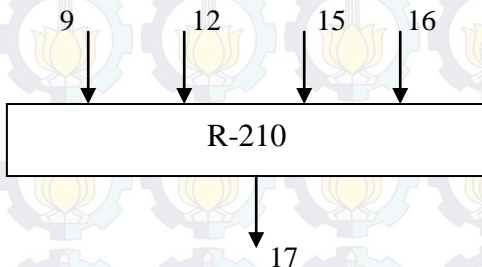
$$\text{H}_2\text{O} (62\%) = \frac{\text{H}_2\text{SO}_4}{38\%} \times 62\% = 7.267,94 \text{ kg/hari}$$

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 13		Aliran 15	
H ₂ SO ₄	4.454,54	H ₂ SO ₄	4.454,54
H ₂ O	90,9	H ₂ O	7.267,94
Aliran 14			
H ₂ O	7177,02		
Total	11.722,47	Total	11.722,47

5. Reaktor (R-210)

Merupakan tempat terjadinya reaksi presipitasi yang menghasilkan produk utama berupa silika (SiO₂).

Sistem batch. T = 100°C.



Terdiri dari 3 tahap, antar lain :

1. Meraksikan larutan natrium silikat dengan larutan asam sulfat
Kedua larutan tersebut direaksikan di dalam reaktor yang sebelumnya telah diisi air sebanyak 7200 liter

pH yang diharapkan 10 (suasana basa) dengan derajat netralisasi sebesar $\pm 25\%$

2. Penambahan Brine

Brine digunakan sebagai koagulan dan tidak ikut bereaksi

3. Netralisasi akhir (netralisasi Natrium Silikat sisa)

Tahap ini dilakukan dengan menambahkan larutan asam sulfat hingga bereaksi sempurna dengan sisa natrium silikat dan tercapai pH akhir dalam suasana asam.

Aliran Masuk

Aliran 12

$$\text{NaCl (36,3\%)} = 9.350 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O (63,7\%)} = 16.407,58 \text{ kg/hari}$$

Aliran 9

$$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3.3\text{SiO}_2 \text{ (16\%)} = 47.272 \text{ kg/hari} = 181,81 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ (1,1\%)} = 525,592 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O (82,9\%)} = \frac{\text{Na}_2\text{O} \cdot 3.3\text{SiO}_2}{16\%} \times 82,9\% = 244.931,57 \text{ kg/hari}$$

Aliran 15

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ (38\%)} = 4.454,54 \text{ kg/hari} = 45,45 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O (62\%)} = \frac{\text{H}_2\text{SO}_4}{38\%} \times 62\% = 7.267,94 \text{ kg/hari}$$

Aliran 16

$$\text{H}_2\text{O} = 7200 \text{ liter/hari}$$

$$\rho \text{ air pada } 100^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/hari} \quad (\text{App A-3 Geankoplis})$$

sehingga massa H_2O yang dimasukkan ke dalam reaktor :

$$\text{H}_2\text{O} = \text{Volume H}_2\text{O} \times \rho \text{ H}_2\text{O}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 7200 \times 995,68 = 7168,90 \text{ kg/hari}$$

1. Reaksi presipitasi

a. Pengisian air ke dalam reaktor

Air dialirkan ke dalam reaktor selama 20 menit.

b. Mereaksikan larutan natrium silikat dengan asam sulfat

Setelah reaktor diisi air, larutan natrium silikat dan asam sulfat kemudian dimasukkan secara simultan selama 70 menit untuk larutan natrium silikat dan 8 menit untuk larutan asam sulfat hingga tercapai derajat netralisasi sebesar $\pm 25\%$ dan pH 10. Lalu dilakukan aging tahap 1 selama 20 menit.

Reaksi (dalam kmol/hari)

	$\text{Na}_2\text{O} \cdot 0,3,3\text{SiO}_2$	H_2SO_4	\rightarrow	$3,3\text{SiO}_2$	$+$	Na_2SO_4	$+$	H_2O
Mula	181,81	45,45		-		-		-
reaksi	45,45	45,45		149,99		45,45		45,45
Sisa	136,36	0		149,99		45,45		45,45

$$\% \text{ netralisasi} = \frac{45,45}{181,81} \times 100\% = 25\%$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air total} &= 7168,90 + 244.931,57 + 7.267,94 \\ &= 259.368,41 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air total} &= \\ \frac{\text{massa air total}}{\rho \text{ H}_2\text{O pada } 100^\circ\text{C}} &= \frac{259.368,41 \text{ kg/hari}}{0,95838 \text{ kg/l}} = 270.632,11 \text{ lt/hari} \end{aligned}$$

Molaritas

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{mol Na}_2\text{O} \cdot 0,3,3\text{SiO}_2 \text{ hasil reaksi}}{\text{volume air total}} = \frac{45,45 \text{ kmol/hari}}{270.632,11 \text{ lt/hari}} \\ &= 2,6 \cdot 10^{-4} \text{ kmol/l} \end{aligned}$$

$$\text{pH} = 14 + \log \sqrt{(2,6 \cdot 10^{-4}) \cdot (10^{-4,34})} = 9,93$$

2. Penambahan Larutan NaCl (Brine)

Setelah aging tahap I selesai, dilakukan proses penambahan brine ke dalam reaktor yang berfungsi sebagai koagulan dan tidak ikut bereaksi. Brine dimasukkan selama 20 menit kemudian diikuti dengan aging tahap II selama 30 menit.

Setelah penambahan larutan NaCl diperoleh data :

Massa air total = 259.368,41 + 16.407,58 = 275.775,99 kg/hari

$$\begin{aligned} \text{Volume air total} &= \frac{\text{massa air total}}{\rho \text{ H}_2\text{O pada } 100^\circ \text{C}} = \frac{275.775,99 \text{ kg/hari}}{0,95838 \text{ kg/l}} \\ &= 287.752,24 \text{ lt/hari} \end{aligned}$$

Molaritas

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{mol Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2 \text{ sisa}}{\text{volume air total}} = \frac{149,99 \text{ kmol/hari}}{287.752,24 \text{ lt/hari}} \\ &= 5,2 \times 10^{-4} \text{ kmol/lt} \end{aligned}$$

$$\text{pH} = 14 + \log \sqrt{(5,2 \times 10^{-4}) \cdot (10^{-4,34})} = 10,2$$

3. Netralisasi akhir (netralisasi natrium silikat sisa dengan asam sulfat)

Pada tahap ini penambahan asam sulfat dilakukan selama 100 menit.

Massa H₂SO₄ yang digunakan mengikuti persamaan :

H₂SO₄ tahap 3 = H₂SO₄ total yang masuk - H₂SO₄ tahap I

Kemudian dilakukan proses aging tahap akhir selama 60 menit.

Setelah itu melakukan pengosongan reaktor selama 80 menit.

	Na ₂ O	3.3SiO ₂	+	H ₂ SO ₄	→	3.3SiO ₂	+	Na ₂ SO ₄	+	H ₂ O
Mula	136,36			665,18						
reaksi	136,36			136,364		449,99		136,36		136,36
Sisa	0			524,82		449,99		136,36		136,36

% netralisasi =

$$\frac{\text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi}}{\text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ awal}} = \frac{136,36}{665,18} \times 100\% = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air total} &= 275.775,99 + 7.267,94 \\ &= 283.043,93 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Volume air total

$$= \frac{\text{massa air total}}{\rho \text{ H}_2\text{O pada } 100^\circ \text{C}} = \frac{283.043,93 \text{ kg/hari}}{0,95838 \text{ kg/lt}}$$

$$= 295.335,8 \text{ lt/hari}$$

Molaritas

$$= \frac{\text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ hasil reaksi}}{\text{volume air total}} \times \text{bil.ekivalensi}$$

$$= \frac{136,36 \text{ kmol/hari}}{295.335,8 \text{ lt/hari}} \times 2 = 9,2 \times 10^{-4} \text{ kmol/l}$$

$$\text{pH} = -\log [\text{H}^+] = -\log (9,2 \cdot 10^{-4}) = 3,03$$

Aliran Keluar

Aliran 17

$$\text{SiO}_2 = \text{SiO}_2 \text{ dari reaksi I} + \text{SiO}_2 \text{ dari reaksi II} = 35.999,96 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 &= \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ dari reaksi I} + \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ dari reaksi II} \\ &= 25.818,156 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ aliran 8} = 525,592 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa reaksi} = 51.824,78 \text{ kg/hari}$$

$$\text{NaCl} = \text{NaCl} \text{ aliran 11} = 9.350 \text{ kg/hari}$$

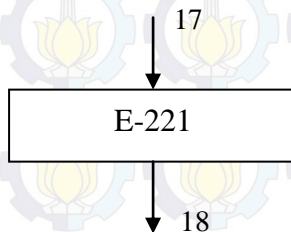
$$\text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O} \text{ sisa reaksi} = 204.860,30 \text{ kg/hari}$$

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 12		Aliran 17	
NaCl	9.350	SiO ₂	44.999,95
H ₂ O	16.407,58	Na ₂ SO ₄	25.818,15
		Fe ₂ O ₃	525,59
Aliran 9		H ₂ SO ₄	51.824,78

Na ₂ O.3.3SiO ₂	47.272,68	NaCl	9.350
Fe ₂ O ₃	525,59	H ₂ O	204.860,31
H ₂ O	244.931,57		
Aliran 15			
H ₂ SO ₄	4.454,541		
H ₂ O	7.267,93		
Aliran 16			
H ₂ O	7.168,90		
Total	337.378,79	Total	337.378,79

6. Tangki Penampung Slurry (E-221)

Berfungsi untuk menampung slurry dari reaktor dan menurunkan suhunya sebelum masuk rotary drum. System kontinu dan dilengkapi dengan koil pendingin.



Aliran Masuk

Aliran 17

SiO ₂	44.999,95 kg/hari
Na ₂ SO ₄	25.818,15 kg/hari
Fe ₂ O ₃	525,59 kg/hari
H ₂ SO ₄	51.824,78 kg/hari
NaCl	9.350 kg/hari
H ₂ O	204.860,30 kg/hari

Aliran Keluar

Aliran 18

Laju aliran 17 = laju aliran 18

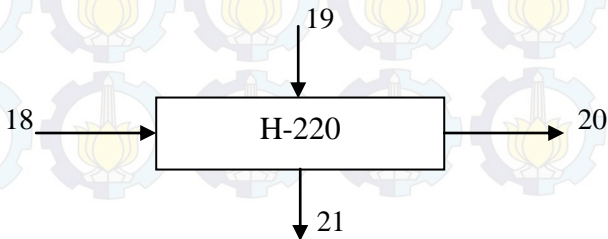
SiO ₂	44.999,95 kg/hari
Na ₂ SO ₄	25.818,15 kg/hari
Fe ₂ O ₃	525,59 kg/hari
H ₂ SO ₄	51.824,78 kg/hari
NaCl	9.350 kg/hari
H ₂ O	204.860,30 kg/hari

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 17		Aliran 18	
SiO ₂	44.999,95	SiO ₂	44.999,95
Na ₂ SO ₄	25.818,15	Na ₂ SO ₄	25.818,15
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	525,59
H ₂ SO ₄	51.824,78	H ₂ SO ₄	51.824,78
NaCl	9.350	NaCl	9.350
H ₂ O	204.860,30	H ₂ O	204.860,30
Total	337.378,79	Total	337.378,79

7. Rotary Drum Vacuum Filter (H-220)

Berfungsi untuk menyaring partikel – partikel silika dari slurry sehingga terbentuk cake. Kemudian cake dicuci dengan air untuk melarutkan NaCl dan zat – zat pengotor lainnya yang terikat lalu dikeringkan.

Sistem Kontinu.



Aliran Masuk

Aliran 18

SiO ₂	44.999,95 kg/hari
Na ₂ SO ₄	25.818,15 kg/hari
Fe ₂ O ₃	525,59 kg/hari
H ₂ SO ₄	51.824,78 kg/hari
NaCl	9.350 kg/hari
H ₂ O	204.860,30 kg/hari

Aliran 19

Karena H₂O di aliran 20 sebesar 25% dari total H₂O yang masuk maka kebutuhan air pencuci (H₂O) di aliran 19 dapat dihitung melalui persamaan :

$$\text{H}_2\text{O aliran 20} = 0,25 \times (\text{H}_2\text{O aliran 18} + \text{H}_2\text{O aliran 19})$$

$$182.348,55 = 0,25 \times (524.533,9 + \text{H}_2\text{O aliran 18})$$

$$\text{H}_2\text{O aliran 18} = 204.860,3 \text{ kg/hari}$$

Aliran Keluar

Aliran 20

Slurry terdiri dari cake berupa SiO₂, Na₂SO₄, dan Fe₂O₃ sebesar 20% berat total dan sisanya H₂O. Konsentrasi masing-masing komponen yang terikat dalam aliran 33, yakni :

SiO₂ >99,85% berat SiO₂ yang masuk

Na₂SO₄ 0,5% berat Na₂SO₄ yang masuk

Fe₂O₃ 100% berat Fe₂O₃ yang masuk (terikat kuat pada produk karena termasuk trash metal)

H₂O 25% berat H₂O yang masuk

H₂SO₄ dan NaCl semua terlarut dalam air limbah.

Sehingga :

$$\text{SiO}_2 = 99,85\% \times \text{SiO}_2 \text{ aliran 18} = 44.932,45 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 0,5\% \times \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ aliran 18} = 129,09 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ aliran 18} = 525,592 \text{ kg/hari}$$

H₂O

$$= \frac{80\%}{20\%} \times \text{rate massa (SiO}_2 + \text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{Fe}_2\text{O)}_3$$

$$= 182.348,55 \text{ kg/hari}$$

Aliran 21

Air Limbah

$$\text{SiO}_2 = \text{SiO}_2 (18) - \text{SiO}_2 (20) = 67,49 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = \text{Na}_2\text{SO}_4 (18) - \text{Na}_2\text{SO}_4 (20) = 25.689,06 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \text{H}_2\text{SO}_4 (18) = 51.824,78 \text{ kg/hari}$$

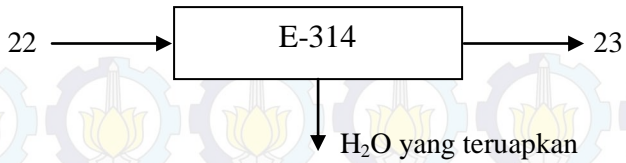
$$\text{NaCl} = \text{NaCl} (18) = 9.350 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O} (18) + \text{H}_2\text{O} (19) - \text{H}_2\text{O} (20) = 547.045,65 \text{ kg/hari}$$

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 18		Aliran 20	
SiO ₂	44.999,95	SiO ₂	44.932,45
Na ₂ SO ₄	25.818,15	Na ₂ SO ₄	129,09
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	525,59
H ₂ SO ₄	51.824,78	H ₂ O	182.348,55
NaCl	9.350	Aliran 21	
H ₂ O	204.860,3	SiO ₂	67,49
Aliran 19		Na ₂ SO ₄	25.689,06
H ₂ O	524.533,9	H ₂ SO ₄	51.824,78
Total		NaCl	9.350
861.912,69	861.912,69	H ₂ O	547.045,65
Total		Total	861.912,69

8. Heater Dry Air (E-314)

Berfungsi untuk memanaskan udara bebas menggunakan steam hingga dihasilkan udara kering. Sistem kontinu.



Aliran Masuk

Aliran 22

Udara bebas 90% humidity, $T = 30^{\circ}\text{C}$

$H = 0,026$ kg uap air kering/kg udara kering (Geankoplis fig. 9.3-2)

Komposisinya 74,75% N_2 , 22,7% O_2 , dan 2,55% H_2O

$$\text{N}_2 (74,75\%) = \frac{74,75}{100} \times 19.865,87 = 14.849,74 \text{ kg/hari}$$

$$\text{O}_2 (22,7\%) = \frac{22,7}{100} \times 19.865,87 = 4.509,55 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O} (2,55\%) = \frac{2,55}{100} \times 19.865,87 = 506,58 \text{ kg/hari}$$

Aliran Keluar

Aliran 23

Udara Kering

Laju aliran 22 = Laju aliran 23

N_2 14.849,74 kg/hari

O_2 4.509,55 kg/hari

H_2O yang teruapkan 506,58 kg/hari

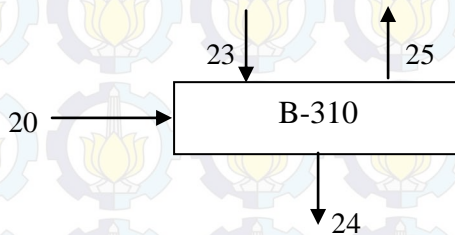
Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 22		Aliran 23	
N_2	14.849,74	N_2	14.849,74
O_2	4.509,55	O_2	4.509,55
H_2O	506,58	H_2O yang teruapkan	506,58

Total	19.865,87	Total	19.865,87
--------------	------------------	--------------	------------------

9. Spray dryer (B-310)

Berfungsi untuk mengeringkan cake hingga dihasilkan partikel – partikel silika yang sudah terpisah.

Sistem kontinyu



Aliran Masuk

Aliran 20

Slurry

SiO ₂	44.932,45 kg/hari
Na ₂ SO ₄	129,09 kg/hari
Fe ₂ O ₃	525,592 kg/hari
H ₂ O	182.348,55 kg/hari

Aliran 23

N ₂	14.849,74 kg/hari
O ₂	4.509,55 kg/hari

Aliran Keluar

Aliran 24

Terdiri dari SiO₂, Na₂SO₄, Fe₂O₃, dan 0,05% H₂O

SiO ₂	= SiO ₂ di aliran 19	= 44.932,45 kg/hari
Na ₂ SO ₄	= Na ₂ SO ₄ aliran 19	= 129,09 kg/hari
Fe ₂ O ₃	= Fe ₂ O ₃ aliran 19	= 525,592 kg/hari
H ₂ O	= 0,05% x H ₂ O yang masuk	= 91,17 kg/hari

Aliran 24

Flue Gas

$N_2 = N_2$ di aliran 23 = 14.849,74 kg/hari

$O_2 = O_2$ di aliran 23 = 4.509,55 kg/hari

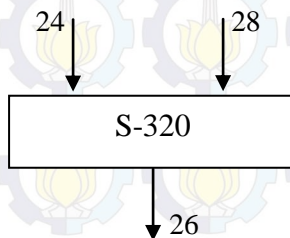
$H_2O = H_2O$ aliran 20 – H_2O aliran 24
= 101.258,21 kg/hari

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 20		Aliran 24	
SiO ₂	44.932,45	SiO ₂	44.932,45
Na ₂ SO ₄	129,09	Na ₂ SO ₄	129,09
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	525,59
H ₂ O	182.348,55	H ₂ O (l)	91,17
Aliran 23		Aliran 25	
N ₂	14.849,74	N ₂	14.849,74
O ₂	4.509,55	O ₂	4.509,55
		H ₂ O (g)	182.257,37
Total	247.294,98	Total	247.294,98

9. Ball Mill (S-320)

Berfungsi untuk milling produk dan recycle agar menghasilkan produk berukuran lebih kecil.

Sistem Kontinyu



Aliran Masuk

Aliran 24

SiO ₂	44.932,455 kg/hari
Na ₂ SO ₄	129,09 kg/hari
Fe ₂ O ₃	525,592 kg/hari
H ₂ O (l)	91,17 kg/hari

Aliran 28

Aliran recycle dari screen sebesar 0,5% dari rate massa aliran 24

SiO ₂	224,66 kg/hari
Na ₂ SO ₄	0,64 kg/hari
Fe ₂ O ₃	2,62 kg/hari
H ₂ O	0,45 kg/hari

Aliran Keluar

Aliran 26

Rate massa masing-masing komponen di aliran 26 diperoleh melalui persamaan :

$$\text{Rate aliran 26} = \text{rate aliran 24} + \text{rate aliran 28}$$

$$\text{Rate aliran 26} = \text{rate aliran 24} + 0,5\% \text{ rate aliran 28}$$

$$0,995 \times \text{rate aliran 26} = \text{rate aliran 28}$$

$$\text{Rate aliran 26} = (1/0,995) \times \text{rate aliran 28}$$

Sehingga :

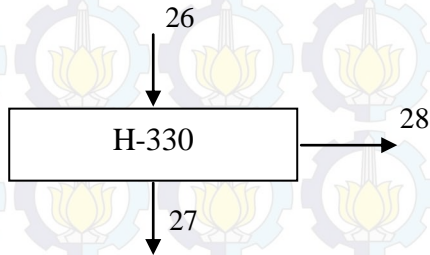
SiO ₂	45.157,11 kg/hari
Na ₂ SO ₄	129,736 kg/hari
Fe ₂ O ₃	528,22 kg/hari
H ₂ O	91,63 kg/hari

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 24		Aliran 26	
SiO ₂	44.932,45	SiO ₂	45.157,11
Na ₂ SO ₄	129,09	Na ₂ SO ₄	129,73
Fe ₂ O ₃	525,59	Fe ₂ O ₃	528,22
H ₂ O(l)	91,174	H ₂ O	91,63
Aliran 28			

SiO ₂	224,66		
Na ₂ SO ₄	0,64		
Fe ₂ O ₃	2,62		
H ₂ O	0,45		
Total	45.906,70	Total	45.906,70

10. Screen (H-330)

Berfungsi untuk menyaring produk sesuai dengan ukuran yang diinginkan.
Sistem Kontinu.



Aliran Masuk

Aliran 26

SiO ₂	45.157,11 kg/hari
Na ₂ SO ₄	129,73 kg/hari
Fe ₂ O ₃	528,22 kg/hari
H ₂ O	91,63 kg/hari

Aliran Keluar

Aliran 27

Laju aliran 27 = laju aliran 26 – laju aliran 28

SiO ₂	44.932,45 kg/hari
Na ₂ SO ₄	129,09 kg/hari
Fe ₂ O ₃	525,59 kg/hari
H ₂ O (l)	91,17 kg/hari

Aliran 28

Produk direcycle kembali ke ball mill sebesar 0,5% dari rate massa aliran 27

SiO ₂	224,66 kg/hari
Na ₂ SO ₄	0,64 kg/hari
Fe ₂ O ₃	2,62 kg/hari
H ₂ O	0,45 kg/hari

Aliran Masuk (kg/hari)		Aliran Keluar (kg/hari)	
Aliran 26		Aliran 27	
SiO ₂	45.157,11	SiO ₂	44.932,45
Na ₂ SO ₄	129	Na ₂ SO ₄	129,09
Fe ₂ O ₃	528,22	Fe ₂ O ₃	525,59
H ₂ O	91,63	H ₂ O (l)	91,17
		Aliran 28	
		SiO ₂	224,66
		Na ₂ SO ₄	0,64
		Fe ₂ O ₃	2,62
		H ₂ O	0,45
Total	45.906,704	Total	45.906,704

APPENDIKS B NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	= 15.200 ton/tahun
	= 45.906,7 kg/hari
Hari Kerja	= 330 hari/tahun
	= 24 jam/hari
Sistem Proses	= Batch, kontinu
Satuan Massa	= kg/hari
Satuan Kalori	= kcal/hari

Specific Heat (C_p) masing-masing komponen :

SiO_2	= 0,316 kcal/kg $^\circ\text{C}$	(Tabel 2-219 Perry 7ed)
Al_2O_3	= 0,19 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
Fe_2O_3	= 0,16 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
K_2O	= 0,35 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
Na_2O	= 0,59 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
MgO	= 0,225 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
CaO	= 0,18 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
ZnO	= 0,123 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
Mn	= 0,116 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.63)
PbO	= 0,08 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Hougen hal 261 fig.64)
NaOH	= 0,85 kcal/kg $^\circ\text{C}$	(Tabel 2-216 Perry 7ed)
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2$	= 0,0163 kcal/kg $^\circ\text{K}$	(Coulson)
H_2SO_4	= 0,339 kcal/kg $^\circ\text{C}$	(Tabel 2-217 Perry 7ed)
NaCl	= 0,208 kcal/kg $^\circ\text{C}$	(Tabel 22 hal 268, Hougen)
Na_2SO_4	= 0,71 kcal/kg $^\circ\text{C}$	(fig.70 hal 269, Hougen)
H_2O	= 0,895 kcal/kg $^\circ\text{C}$	(Tabel 22 hal 268, Hougen)

Specific Heat N₂, O₂, dan H₂O (gas)

Dari Appendix A.3-9 Geankoplis didapatkan pada suhu 140°C

Komponen	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)
N ₂	140	0,255	30	0,260	75,3	0,250
O ₂	140	0,230	30	0,240	75,3	0,225
H ₂ O	140		30	0,480	75,3	0,450

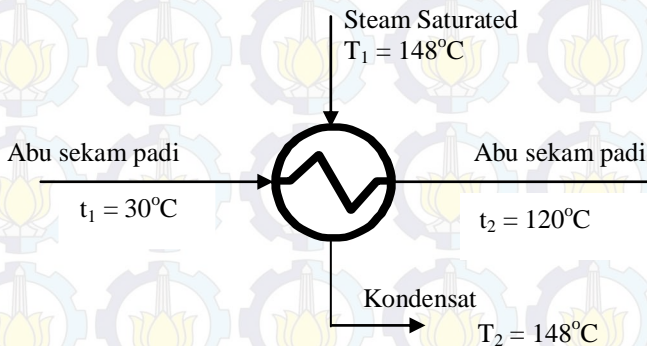
Perhitungan Neraca Panas

1. Heater Leaching (E-115)

Berfungsi untuk memanaskan larutan campuran, antara abu sekam padi dengan larutan NaOH menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki leaching.

Sistem Kontinyu.

Larutan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 120°C.



Suhu bahan masuk heater 30 °C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Entalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (kcal)
SiO ₂	44.694,46	0,316	5	70.617,246

Al ₂ O ₃	401,36	0,19	5	381,293
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	5	420,474
K ₂ O	1.447,77	0,35	5	2.533,594
Na ₂ O	23,89	0,59	5	70,477
MgO	71,67	0,225	5	80,631
CaO	377,47	0,18	5	339,724
ZnO	71,671	0,123	5	44,078
Mn	143,34	0,116	5	83,139
PbO	23,89	0,08	5	9,556
NaOH	7272,72	0,85	5	30.909,06
H ₂ O	84.052,05	0,895	5	376.132,92
Total				481.622,196

Suhu bahan keluar heater 120 °C

$$\Delta t = (120 - 25) = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 95^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (kcal)
SiO ₂	44.694,46	0,316	95	1.341.727,679
Al ₂ O ₃	401,36	0,19	95	7.244,573
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	95	7.989
K ₂ O	1.447,77	0,35	95	48.138,284
Na ₂ O	23,89	0,59	95	1.339,066
MgO	71,67	0,225	95	1.531,982
CaO	377,47	0,18	95	6454,75
ZnO	71,671	0,123	95	837,48
Mn	143,34	0,116	95	1579,644
PbO	23,89	0,08	95	181,568
NaOH	7272,72	0,85	95	587.272,14
H ₂ O	84.052,05	0,895	95	7.146.525,55
Total				9.150.821,726

Perhitungan massa steam (ms) adalah sebagai berikut :

Steam jenuh yang digunakan = 148°C dan tekanan 4,5 bar

Dari Steam Table Geankoplis App. A-2.9 diperoleh :

$$H_v \text{ steam jenuh} = 2.746,50 \text{ kJ/kg} = 656,429 \text{ kcal/kg}$$

$$H_I \text{ steam jenuh} = 632,200 \text{ kJ/kg} = 151,099 \text{ kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} H \text{ steam} &= m_s \times H_v \\ &= m_s \times 656,429 \\ &= 656,429 \text{ ms kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ kondensat} &= m_s \times H_I \\ &= m_s \times 151,099 \\ &= 151,099 \text{ ms kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ loss} &= 5\% \times (H \text{ steam} - H \text{ kondensat}) \\ &= 5\% \times (656,429 \text{ ms} - 151,099 \text{ ms}) \\ &= 25,267 \text{ ms} \end{aligned}$$

Panas masuk system :

$$- H \text{ bahan masuk} = 481.622,196 \text{ kcal}$$

$$- H \text{ steam} = 656,429 \text{ ms}$$

Panas keluar system :

$$- H \text{ bahan keluar} = 9.150.821,726 \text{ kcal}$$

$$- H \text{ kondensat} = 151,099 \text{ ms}$$

$$- Q \text{ loss} = 25,267 \text{ ms}$$

Neraca panas :

$$H \text{ bahan masuk} + H \text{ steam} = H \text{ bahan keluar} + H \text{ kondensat} + Q \text{ loss}$$

$$481.622,196 + 656,429 \text{ ms} = 9.150.821,726 + 151,099 \text{ ms} + 25,267 \text{ ms}$$

$$480,063 \text{ ms} = 8.669.199,53$$

$$\text{ms} = 18.058,462 \text{ kg}$$

$$H \text{ steam} = 656,429 \times 18.058,462$$

$$= 11.854.107,11 \text{ kcal}$$

$$H \text{ kondensat} = 151,099 \times 18.058,462$$

$$= 2.728.624,26 \text{ kcal}$$

$$Q \text{ loss} = 25,267 \times 18.058,462$$

$$= 456.274,14 \text{ kcal}$$

$$Q \text{ yang disupply} = H \text{ steam} - H \text{ kondensat}$$

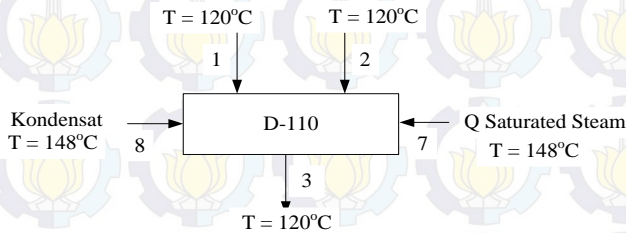
$$= 11.854.107,11 - 2.728.624,26$$

$$= 9.125.482,86 \text{ kcal}$$

2. Leaching Tank (D-110)

Berfungsi sebagai tempat ekstraksi abu sekam padi dengan penambahan NaOH 2 N.

Sistem : Batch



Suhu bahan masuk 120°C

$$\Delta t = (120 - 25) = 95^{\circ}\text{C}$$

Entalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 95^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (kcal)
SiO ₂	44.694,46	0,316	95	1.341.727,679
Al ₂ O ₃	401,36	0,19	95	7.244,573
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	95	7.989
K ₂ O	1.447,77	0,35	95	48.138,284
Na ₂ O	23,89	0,59	95	1.339,066
MgO	71,67	0,225	95	1.531,982
CaO	377,47	0,18	95	6454,75
ZnO	71,671	0,123	95	837,48
Mn	143,34	0,116	95	1579,644
PbO	23,89	0,08	95	181,568
NaOH	7272,72	0,85	95	587.272,14
H ₂ O	84.052,05	0,895	95	7.146.525,55
Total				9.150.821,726

Suhu bahan keluar 120 °C

$$\Delta t = (120 - 25) = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 95^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	95	73.066,56
Al ₂ O ₃	401,36	0,19	95	7.244,57
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	95	7.989,003
K ₂ O	1.447,77	0,35	95	48.138,28
Na ₂ O	23,89	0,59	95	1.339,065
MgO	71,67	0,225	95	1.531,98
CaO	377,47	0,18	95	6.454,75
ZnO	71,671	0,123	95	837,48
Mn	143,34	0,116	95	1579,64
PbO	23,89	0,08	95	181,56
H ₂ O	80.052,05	0,895	95	6.806.425,89
Total				6.954.788,813

Panas Pembentukan (ΔH_f) pada 25°C

Komponen	ΔH_f (kcal/mol)
SiO ₂	-202,62
NaOH	-101,96
Na ₂ O.3,3SiO ₂	-383,91
H ₂ O	-68,317

(Perry ed.7 tabel 2-220)

Reaksi dalam Leaching (T = 120°C)



$$\Delta H_f = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_f = \Delta H_f^\circ_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta t)$$

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ SiO}_2 &= \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta t) \\ &= -202,62 + 1.341.727,679\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ NaOH} &= \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta t) \\ &= -101,96 + 587.272,14 \\ &= 587.170,18 \text{ kcal/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2 &= \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta t) \\ &= -383,91 + 73.066,56 \\ &= 72.682,65 \text{ kcal/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} &= \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta t) \\ &= -68,317 + 6.806.425,891 \\ &= 6.806.357,57 \text{ kcal/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ reaksi} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= 4.950.344,991 \text{ kcal/hari}\end{aligned}$$

Perhitungan massa steam (ms) adalah sebagai berikut :

Steam jenuh yang digunakan = 148°C dan tekanan 4,5 bar

Dari Steam Table Geankoplis App. A-2.9 diperoleh :

$$H_v \text{ steam jenuh} = 2.746,50 \text{ kJ/kg} = 656,429 \text{ kcal/kg}$$

$$H_l \text{ steam jenuh} = 632,200 \text{ kJ/kg} = 151,099 \text{ kcal/kg}$$

Panas masuk system :

$$\text{- H bahan masuk} = 9.150.821,726 \text{ kcal}$$

$$\text{- H steam} = 656,429 \text{ ms}$$

Panas keluar system :

$$\text{- H bahan keluar} = 6.954.788,813 \text{ kcal}$$

$$\text{- } \Delta H \text{ reaksi} = 4.950.344,991 \text{ kcal}$$

$$\text{- H kondensat} = 151,099 \text{ ms}$$

$$\text{- Q loss} = 25,267 \text{ ms}$$

Neraca panas :

$$\text{H bahan masuk} + \text{H steam} = \text{H bahan keluar} + \Delta H \text{ reaksi} + \text{H kondensat} + \text{Q loss}$$

$$9.150.821,726 + 656,429 \text{ ms} = 6.954.788,813 + 4.950.344,991 + 151,099 \text{ ms} + 25,267 \text{ ms}$$

$$480,063 \text{ ms} = 2.754.312$$

$$m_s = 5.737,39 \text{ kg}$$

$$H \text{ steam} = 656,429 \times 5.737,39$$

$$= 3.766.196,67 \text{ kcal}$$

$$H \text{ kondensat} = 151,099 \times 5.737,39$$

$$= 866.917,72 \text{ kcal}$$

$$Q \text{ loss} = 25,267 \times 5.737,39$$

$$= 144.966,9 \text{ kcal}$$

$$Q \text{ yang disupply} = H \text{ steam} - H \text{ kondensat}$$

$$= 3.766.196,67 - 866.917,72$$

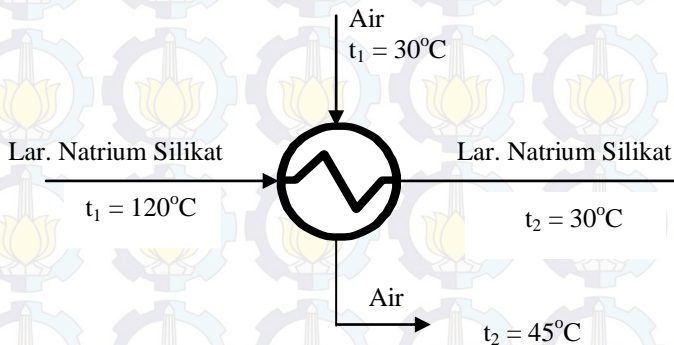
$$= 2.899.278,94 \text{ kcal}$$

3. Cooler (E-211A)

Berfungsi untuk mendinginkan larutan natrium silikat dari tangki leaching.

Sistem Kontinyu.

Larutan didinginkan dari suhu 120°C menjadi 30°C .



Suhu bahan masuk cooler 120°C

$$\Delta t = (120 - 25) = 95^\circ\text{C}$$

Entalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 95^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^\circ\text{C}$)	Δt ($^\circ\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	95	73.066,56
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	95	7.989,003
H ₂ O	80.052,05	0,895	95	6.806.425,891
Total				6.887.481,46

Suhu bahan keluar cooler 30°C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Entalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^\circ\text{C}$)	Δt ($^\circ\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	5	3.845,6
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	5	420,47
H ₂ O	80.052,05	0,895	5	358.232,94
Total				362.499,02

Air yang digunakan :

$$\begin{aligned} H \text{ air masuk} &= m_a \times c_p \times \Delta t \\ &= m_a \times 0,9987 \times (30 - 25) \\ &= 4,994 m_a \text{ (kcal)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ air keluar} &= m_a \times c_p \times \Delta t \\ &= m_a \times 0,9987 \times (45 - 25) \\ &= 19,974 m_a \text{ (kcal)} \end{aligned}$$

Perhitungan massa air yang digunakan :

Enthalpy masuk system

$$\text{- H bahan masuk} = 6.887.481,46 \text{ kcal}$$

$$\text{- H air} = 4,994 m_a \text{ kcal}$$

Enthalpy keluar system

$$\text{- H bahan keluar} = 362.499,02 \text{ kcal}$$

- H air = 19,974 ma kcal

Neraca panas :

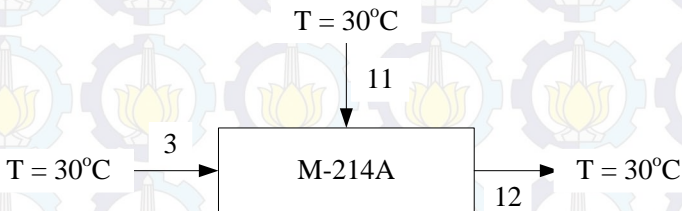
$$\begin{aligned}
 \text{H bahan masuk} + \text{H air} &= \text{H bahan keluar} + \text{H air} \\
 6.887.481,46 + 4,994 \text{ ma} &= 362.499,02 + 19,974 \text{ ma} \\
 14,98 \text{ ma} &= 6.524.982,436 \\
 \text{ma} &= 435.565,06 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{H air masuk} &= 4,994 \times 435.565,06 = 2.174.994,1 \text{ kcal} \\
 \text{H air keluar} &= 19,974 \times 435.565,06 = 8.699.976,6 \text{ kcal} \\
 \text{Q yang diserap pendingin} &= 8.699.976,6 - 2.174.994,1 \\
 &= 6.524.982,4 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

4. Tangki Pengenceran Natrium Silikat (M-214A)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran Natrium Silikat dengan air dari konsentrasi 33 % berat menjadi 16 % berat.



Suhu bahan masuk 30 °C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (gram)	Cp (cal/g.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (cal)
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	5	3.845,6
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	5	420,47
H ₂ O	80.052,05	0,895	5	358.232,94
H ₂ O	148.912,3	0,895	5	737.835,84
Total				1.100.334,87

Suhu bahan keluar 30 °C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

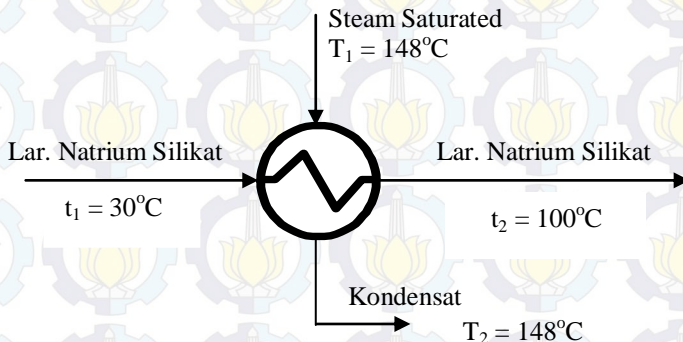
Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	5	3.845,6
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	5	420,47
H ₂ O	244.931,57	0,895	5	1.096.068,79
Total				1.100.334,87

5. Heater Natrium Silikat (E-216A)

Berfungsi untuk memanaskan larutan natrium silikat menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki reaktor.

Sistem Kontinyu.

Larutan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 100°C.



Suhu bahan masuk heater 30 °C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk heater dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	5	3.845,6
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	5	420,47

H ₂ O	244.931,57	0,895	5	1.096.068,79
Total				1.100.334,87

Suhu bahan keluar heater 100 °C

$$\Delta t = (100 - 25) = 75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar heater dengan $\Delta t = 75^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
Na ₂ O ₃ ,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	75	57.684,13
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	75	6307,107
H ₂ O	80.052,05	0,895	75	5.373.494,12
Total				5.437.485,36

Perhitungan massa steam (ms) adalah sebagai berikut :

Steam jenuh yang digunakan = 148°C dan tekanan 4,5 bar

Dari Steam Table Geankoplis App. A-2.9 diperoleh :

$$H_v \text{ steam jenuh} = 2.746,50 \text{ kJ/kg} = 656,429 \text{ kcal/kg}$$

$$H_l \text{ steam jenuh} = 632,200 \text{ kJ/kg} = 151,099 \text{ kcal/kg}$$

Panas masuk system :

$$\text{- H bahan masuk} = 1.100.334,87 \text{ kcal}$$

$$\text{- H steam} = 656,429 \text{ ms}$$

Panas keluar system :

$$\text{- H bahan keluar} = 5.437.485,36 \text{ kcal}$$

$$\text{- H kondensat} = 151,099 \text{ ms}$$

$$\text{- Q loss} = 25,267 \text{ ms}$$

Neraca panas :

$$\text{H bahan masuk} + \text{H steam} = \text{H bahan keluar} + \text{H kondensat} + \text{Q loss}$$

$$1.100.334,87 + 656,429 \text{ ms} = 5.437.485,36 + 151,099 \text{ ms} + 25,267 \text{ ms}$$

$$480,063 \text{ ms} = 4.337.150$$

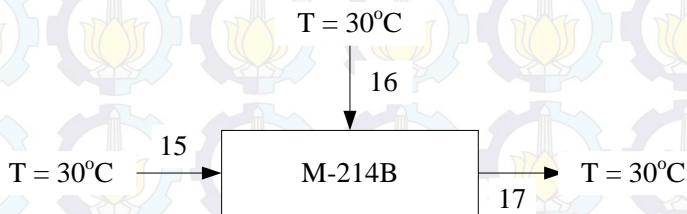
$$\text{ms} = 9.034,54 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{steam}} &= 656,429 \times 9.034,54 \\
 &= 5.930.536,94 \text{ kcal} \\
 H_{\text{kondensat}} &= 151,099 \times 9.034,54 \\
 &= 1.365.110,62 \text{ kcal} \\
 Q_{\text{loss}} &= 25,267 \times 9.034,54 \\
 &= 228.271,31 \text{ kcal} \\
 Q_{\text{yang disupply}} &= H_{\text{steam}} - H_{\text{kondensat}} \\
 &= 5.930.536,94 - 1.365.110,62 \\
 &= 4.565.426,32 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

6. Tangki Pelarutan NaCl (M-214B)

Berfungsi untuk melarutkan NaCl padatan

Pelarutan NaCl dengan air, $T = 30^\circ\text{C}$



Suhu bahan masuk 30°C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (gram)	Cp (cal/g.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (cal)
NaCl	9.350	0,208	5	9.724
H ₂ O	16.407,58	0,895	5	73.423,9
Total				83.147,9

Suhu bahan keluar 30°C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

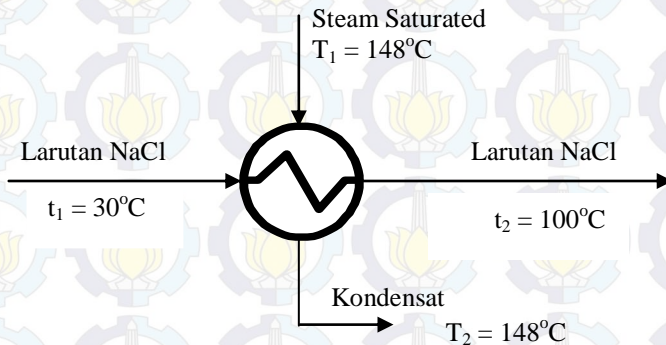
Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (kcal)
NaCl	9.350	0,208	5	9.724
H ₂ O	16.407,58	0,895	5	73.423,9
Total				83.147,9

7. Heater NaCl (E-216B)

Berfungsi untuk memanaskan larutan NaCl menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki reaktor.

Sistem Kontinyu.

Larutan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 100°C.



Suhu bahan masuk heater 30 °C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk heater dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (kcal)
NaCl	9.350	0,208	5	9.724
H ₂ O	16.407,58	0,895	5	73.423,9
Total				83.147,9

Suhu bahan keluar heater 100 °C

$$\Delta t = (100 - 25) = 75^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar heater dengan $\Delta t = 75^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$)	Δt ($^{\circ}\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
NaCl	9.350	0,208	75	145.860
H ₂ O	16.407,58	0,895	75	1.101.358,523
Total				1.247.218,523

Perhitungan massa steam (ms) adalah sebagai berikut :

Steam jenuh yang digunakan = 148°C dan tekanan 4,5 bar

Dari Steam Table Geankoplis App. A-2.9 diperoleh :

Hv steam jenuh = 2.746,50 kJ/kg = 656,429 kcal/kg

Hl steam jenuh = 632,200 kJ/kg = 151,099 kcal/kg

Panas masuk system :

- H bahan masuk = 83.147,9 kcal

- H steam = 656,429 ms

Panas keluar system :

- H bahan keluar = 1.247.218,523 kcal

- H kondensat = 151,099 ms

- Q loss = 25,267 ms

Neraca panas :

H bahan masuk + H steam = H bahan keluar + H kondensat + Q loss

$83.147,9 + 656,429 \text{ ms} = 1.247.218,523 + 151,099 \text{ ms} + 25,267 \text{ ms}$

$480,063 \text{ ms} = 1.164.071,621$

$\text{ms} = 2.424,83 \text{ kg}$

H steam = $656,429 \times 2.424,83$

= 1.591.727,42 kcal

H kondensat = $151,099 \times 2.424,83$

= 366.389,09 kcal

Q loss = $25,267 \times 2.424,83$

= 61.266,92 kcal

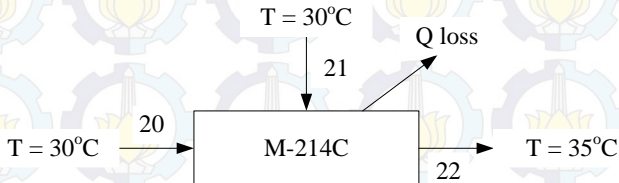
Q yang disupply = H steam - H kondensat

= $1.591.727,42 - 366.389,09$

= 1.225.338,33 kcal

8. Tangki Pengenceran Asam Sulfat (M-214C)

Berfungsi sebagai tempat pengenceran asam sulfat pekat dari konsentrasi 98 % berat menjadi 38 % berat.



Suhu bahan masuk 30 °C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
H ₂ SO ₄ (98%)	4.454,54	0,339	5	7.550,44
H ₂ O	7.177,02	0,895	5	32.117,19
Total				39.667,639

Suhu bahan keluar 35 °C

$$\Delta t = (35 - 25) = 10^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 10^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
H ₂ SO ₄ (38%)	4.454,54	0,339	9,48	37.684,25
H ₂ O	7.267,93			
Q loss				1.983,38
Total				39.667,63

Untuk menghitung suhu keluar dilakukan trial Enthalpi masuk = Enthalpi keluar

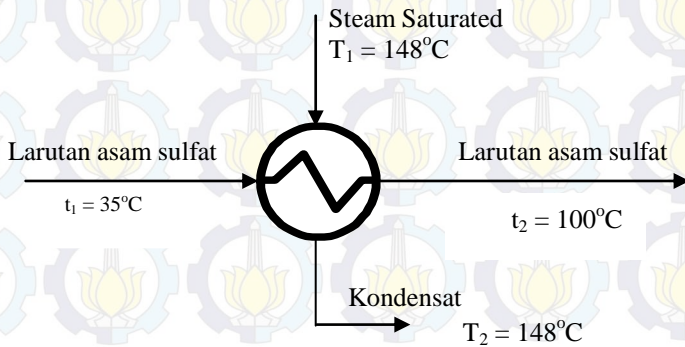
Sehingga didapatkan T = 35°C

9. Heater Asam Sulfat (E-216C)

Berfungsi untuk memanaskan larutan H_2SO_4 menggunakan steam hingga dihasilkan larutan sesuai dengan suhu larutan yang diinginkan pada tangki reaktor.

Sistem Kontinyu.

Larutan dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 100°C .



Suhu bahan masuk heater 35°C

$$\Delta t = (35 - 25) = 10^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 10^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^\circ\text{C}$)	Δt ($^\circ\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
H_2SO_4 (38%)	4.454,54	0,339	9,48	37.684,25
H_2O	7.267,93			
Total				37.684,25

Suhu bahan keluar heater 100°C

$$\Delta t = (100 - 25) = 75^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar heater dengan $\Delta t = 75^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^\circ\text{C}$)	Δt ($^\circ\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
H_2SO_4 (38%)	4.454,54	0,339	75	298.043,96

H ₂ O	7.267,93			
Total				298.043,96

Perhitungan massa steam (ms) adalah sebagai berikut :

Steam jenuh yang digunakan = 148°C dan tekanan 4,5 bar

Dari Steam Table Geankoplis App. A-2.9 diperoleh :

Hv steam jenuh = 2.746,50 kJ/kg = 656,429 kcal/kg

Hl steam jenuh = 632,200 kJ/kg = 151,099 kcal/kg

Panas masuk system :

- H bahan masuk = 37.684,25 kcal

- H steam = 656,429 ms

Panas keluar system :

- H bahan keluar = 298.043,96 kcal

- H kondensat = 151,099 ms

- Q loss = 25,267 ms

Neraca panas :

H bahan masuk + H steam = H bahan keluar + H kondensat + Q loss

37.684,25 + 656,429 ms = 298.043,96 + 151,099 ms + 25,267 ms

480,063 ms = 260.359,7

ms = 542,345 kg

H steam = 656,429 x 542,345

= 356.010,89 kcal

H kondensat = 151,099 x 542,345

= 81.947,76 kcal

Q loss = 25,267 x 542,345

= 13.703,42 kcal

Q yang disupply = H steam – H kondensat

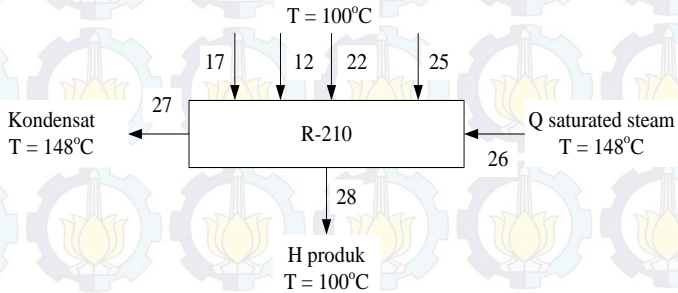
= 356.010,89 – 81.947,76

= 274.063,13 kcal

10. Reaktor (R-210)

Merupakan tempat terjadinya reaksi presipitasi yang menghasilkan produk utama berupa silika (SiO_2).

Sistem batch



Suhu bahan masuk reaktor $100\text{ }^\circ\text{C}$

$$\Delta t = (100 - 25) = 75\text{ }^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 75\text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
NaCl	9.350	0,208	75	145.860,03
H ₂ O	16.407,58	0,895	75	1.101.358,523
Na ₂ O.3,3SiO ₂	47.272,68	0,0163	75	57.684,13
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	75	6.307.107
H ₂ O	80.052,05	0,895	75	5.373.494,125
H ₂ SO ₄ (38%)	4.454,54	0,339	75	298.043,96
H ₂ O	7.168,89	0,895	5	32.080,809
Total				7.014.828,655

Suhu bahan keluar reaktor 100 °C

$$\Delta t = (100 - 25) = 75 \text{ }^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 75^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.999,95	0,316	75	1.066.498,93
Na ₂ SO ₄	25.818,15	0,71	75	1.374.816,8
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	75	6307,107
H ₂ SO ₄ (38%)	51.824,78	0,339	75	1.317.645,079
NaCl	9.350	0,208	75	145.860
H ₂ O	204.860,3	0,895	75	13.751.248,9
Total				17.662.376,13

Panas Pembentukan (ΔH_f) pada 25°C

Komponen	ΔH_f (kcal/mol)
Na ₂ O.3,3SiO ₂	-383.91
H ₂ SO ₄	-193.69
SiO ₂	-202.62
Na ₂ SO ₄	-330.5
H ₂ O	-68.317

(Perry ed.7 tabel 2-220)

Reaksi dalam Reaktor (T = 100°C)



$$\Delta H_f = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_f = \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta t)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}.3,3\text{SiO}_2 &= \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \\ &= -383,91 + 57.684,13 \\ &= 57.300,22 \text{ kcal/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 &= \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \\ &= -193,69 + 1.317.645,079 \\ &= 1.317.451,38 \text{ kcal/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ SiO}_2 &= \Delta H_f^{\circ}_{25} + (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \\ &= -202,62 + 1.066.498,93 \\ &= 1.066.296,31 \text{ kcal/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 &= \Delta H_f^{\circ} + (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \\ &= -330,5 + 1.374.816,8\end{aligned}$$

$$= 1.374.486,3 \text{ kcal/hari}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = \Delta H_f^{\circ} + (m \cdot C_p \cdot \Delta T)$$

$$= -68,317 + 13.751.248,2$$

$$= 13.751.179,89 \text{ kcal/hari}$$

$$\Delta H_f \text{reaksi} = \Delta H_f \text{produk} - \Delta H_f \text{reaktan}$$

$$= 14.817.210,9 \text{ kcal/hari}$$

Perhitungan massa steam (ms) adalah sebagai berikut :

Steam jenuh yang digunakan = 148°C dan tekanan 4,5 bar

Dari Steam Table Geankoplis App. A-2.9 diperoleh :

$$\text{Hv steam jenuh} = 2.746,50 \text{ kJ/kg} = 656,429 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{Hl steam jenuh} = 632,200 \text{ kJ/kg} = 151,099 \text{ kcal/kg}$$

Panas masuk system :

$$\text{- H bahan masuk} = 7.014.828,655 \text{ kcal}$$

$$\text{- H steam} = 656,429 \text{ ms}$$

Panas keluar system :

$$\text{- H bahan keluar} = 17.662.376,13 \text{ kcal}$$

$$\text{- } \Delta H \text{reaksi} = 14.817.210,9 \text{ kcal}$$

$$\text{- H kondensat} = 151,099 \text{ ms}$$

$$\text{- Q loss} = 25,267 \text{ ms}$$

Neraca panas :

$$\text{H bahan masuk} + \text{H steam} = \text{H bahan keluar} + \Delta H \text{reaksi} + \text{H kondensat} + \text{Q loss}$$

$$7.014.828,655 + 656,429 \text{ ms} = 17.662.376,13 + 14.817.210,9 + 151,099 \text{ ms} + 25,267 \text{ ms}$$

$$480,063 \text{ ms} = 25.464.758$$

$$\text{ms} = 53.044,61 \text{ kg}$$

$$\text{H steam} = 656,429 \times 53.044,61$$

$$= 34.820.025 \text{ kcal}$$

$$\text{H kondensat} = 151,099 \times 53.044,61$$

$$= 8.014.989 \text{ kcal}$$

$$\text{Q loss} = 25,267 \times 53.044,61$$

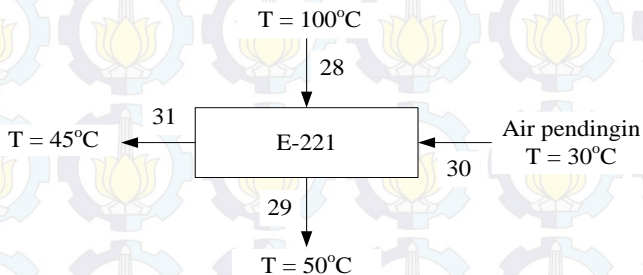
$$\begin{aligned}
 &= 1.340.278 \text{ kcal} \\
 Q \text{ yang disupply} &= H \text{ steam} - H \text{ kondensat} \\
 &= 34.820.025 - 8.014.989 \\
 &= 26.805.037 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

11. Tangki Penampung Slurry (E-221)

Berfungsi untuk menampung slurry dari reaktor dan menurunkan suhunya sebelum masuk rotary drum vacuum filter.

Sistem kontinu dilengkapi koil pendingin.

Suhu diturunkan dari 100°C hingga 50°C.



Suhu bahan masuk 100 °C

$$\Delta t = (100 - 25) = 75 \text{ }^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 75^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.999,95	0,316	75	1.066.498,93
Na ₂ SO ₄	25.818,15	0,71	75	1.374.816,8
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	75	6307,107
H ₂ SO ₄ (38%)	51.824,78	0,339	75	1.317.645,079
NaCl	9.350	0,208	75	145.860
H ₂ O	204.860,3	0,895	75	13.751.248,9
Total				17.662.376,13

Suhu bahan keluar 50 °C

$$\Delta t = (50 - 25) = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 25^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$)	Δt ($^{\circ}\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.999,95	0,316	25	355.499,64
Na ₂ SO ₄	25.818,15	0,71	25	458.272,26
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	25	2102,369
H ₂ SO ₄ (38%)	51.824,78	0,339	25	439.215,02
NaCl	9.350	0,208	25	48.620
H ₂ O	204.860,3	0,895	25	4.583.749,4
Total				5.887.458,71

Air yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{H air masuk} &= m_a \times c_p \times \Delta t \\ &= m_a \times 0,9987 \times (30 - 25) \\ &= 4,994 m_a \text{ (kcal)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H air keluar} &= m_a \times c_p \times \Delta t \\ &= m_a \times 0,9987 \times (45 - 25) \\ &= 19,974 m_a \text{ (kcal)} \end{aligned}$$

Perhitungan massa air yang digunakan

Enthalpy masuk system

$$\text{- H bahan masuk} = 17.662.376,13 \text{ kcal}$$

$$\text{- H air} = 4,994 m_a \text{ kcal}$$

Enthalpy keluar system

$$\text{- H bahan keluar} = 5.887.458,71 \text{ kcal}$$

$$\text{- H air} = 19,974 m_a \text{ kcal}$$

Neraca panas :

$$\text{H bahan masuk} + \text{H air} = \text{H bahan keluar} + \text{H air}$$

$$17.662.376,13 + 4,994 m_a = 5.887.458,71 + 19,974 m_a$$

$$14,98 m_a = 11.774.917 \text{ kg}$$

$$m_a = 786.042,55 \text{ kg}$$

maka :

$$\text{H air masuk} = 4,994 \times 786.042,55 = 3.925.496,5 \text{ kcal}$$

$$\text{H air keluar} = 19,974 \times 786.042,55 = 15.700.413,92 \text{ kcal}$$

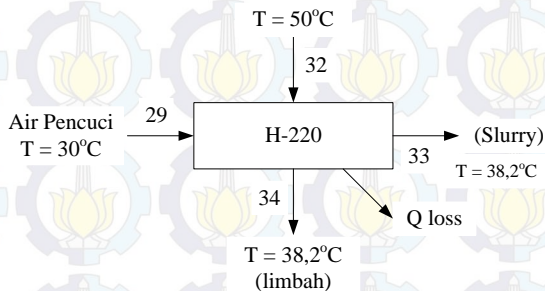
$$Q \text{ yang diserap pendingin} = 15.700.413,92 - 3.925.496,5$$

$$= 11.774.917,42 \text{ kcal}$$

12. Rotary Drum Vacuum Filter (H-220)

Berfungsi untuk menyaring partikel-partikel silika dari slurry sehingga terbentuk cake. Kemudian cake dicuci dengan air untuk melarutkan NaCl dan zat pengotor lainnya yang terikut lalu dikeringkan.

Sistem Kontinyu



Suhu bahan masuk 50°C

$$\Delta t = (50 - 25) = 25^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 25^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (kcal)
SiO ₂	44.999,95	0,316	25	355.499,64
Na ₂ SO ₄	25.818,15	0,71	25	458.272,26
Fe ₂ O ₃	525,59	0,16	25	2102,369
H ₂ SO ₄ (38%)	51.824,78	0,339	25	439.215,02
NaCl	9.350	0,208	25	48.620
H ₂ O	204.860,3	0,895	25	4.583.749,4
H ₂ O	524.533,9	0,895	5	2.347.289,21
Total				8.234.747,92

Suhu bahan keluar 36,09 °C

$$\Delta t = (36,09 - 25) = 11,0972 \text{ }^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 11,0972^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.932,45	0,316	11.0972	157.564,73
Na ₂ SO ₄	129,09	0,71	11.0972	1.017,1
Fe ₂ O ₃	525,592	0,16	11.0972	933.21
H ₂ O	182.348,55	0,895	11.0972	1.811.077,9
SiO ₂	66,49	0.316	11.0972	236,7
Na ₂ SO ₄	25.689,06	0.71	11.0972	202.403,69
H ₂ SO ₄ (38%)	51.824,78	0.339	11.0972	194.961,54
NaCl	9.350	0.208	11.0972	21.581,75
H ₂ O	547.045,65	0.895	11.0972	5.433.233,83
Total				7.823.010,52

$$\begin{aligned} Q \text{ loss diasumsi} &= 5\% \times H \text{ masuk} \\ Q \text{ loss} &= 0,05 \times 8.234.747,92 \\ &= 411.737,39 \text{ kcal/hari} \end{aligned}$$

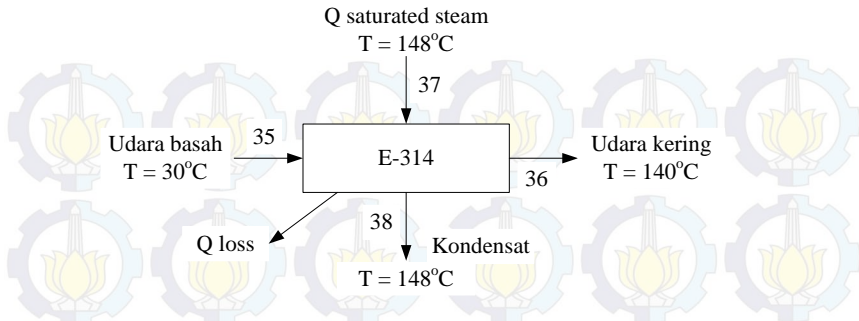
Untuk menghitung suhu keluar dilakukan trial Enthalpi masuk = Enthalpi keluar
Sehingga didapatkan T = 36,09°C

13. Heater Dry Air (E-314)

Berfungsi untuk memanaskan udara bebas menggunakan steam hingga dihasilkan udara kering.

Sistem Kontinyu

Udara dipanaskan dari suhu 30°C menjadi 140°C.



Suhu bahan keluar 30 °C

$$\Delta t = (30 - 25) = 5^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 5^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
N ₂	14.849,74	0,26	5	19.304,66
O ₂	4.509,55	0,24	5	5.411,46
H ₂ O	506,58	0,48	5	1.215,79
Total				25.931,913

Suhu bahan keluar 140 °C

$$\Delta t = (140 - 25) = 115^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 115^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
N ₂	14.849,74	0,26	115	444.006,87
O ₂	4.509,55	0,24	115	124.463,48
Total				568.470,35

Perhitungan massa steam (ms) adalah sebagai berikut :

Steam jenuh yang digunakan = 148°C dan tekanan 4,5 bar

Dari Steam Table Geankoplis App. A-2.9 diperoleh :

$$H_v \text{ steam jenuh} = 2.746,50 \text{ kJ/kg} = 656,429 \text{ kcal/kg}$$

$$H_l \text{ steam jenuh} = 632,200 \text{ kJ/kg} = 151,099 \text{ kcal/kg}$$

Panas masuk system :

- H bahan masuk = 25.931,913 kcal

- H steam = 656,429 ms

Panas keluar system :

- H bahan keluar = 568.470,35 kcal

- H kondensat = 151,099 ms

- Q loss = 25,267 ms

Neraca panas :

$$H \text{ bahan masuk} + H \text{ steam} = H \text{ bahan keluar} + H \text{ kondensat} + Q \text{ loss}$$

$$25.931,913 \text{ kcal} + 656,429 \text{ ms} = 568.470,35 + 151,099 \text{ ms} + 25,267 \text{ ms}$$

$$480,063 \text{ ms} = 542.538,441$$

$$\text{ms} = 1.130,14 \text{ kg}$$

H steam = 656,429 x 1.130,14

= 741.856,72 kcal

H kondensat = 151,099 x 1.130,14

= 170.763,03 kcal

Q loss = 25,267 x 1.130,14

= 28.555,24 kcal

Q yang disupply = H steam – H kondensat

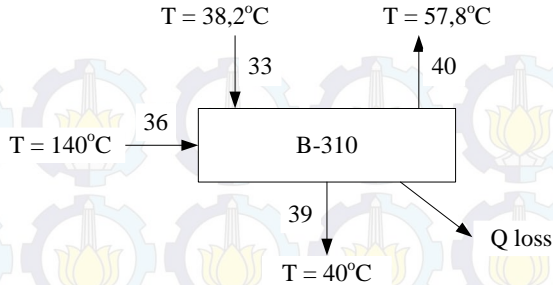
= 741.856,72 – 170.763,03

= 571.093,69 kcal

14. Spray Dryer (B-310)

Berfungsi untuk mengeringkan cake hingga dihasilkan partikel-partikel silika yang sudah terpisah.

Sistem Kontinyu



Suhu bahan masuk $36,09^{\circ}\text{C}$

$$\Delta t = (36,09 - 25) = 11,0972^{\circ}\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 11,0972^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$)	Δt ($^{\circ}\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.932,45	0,316	11.0972	157.564,73
Na ₂ SO ₄	129,09	0,71	11.0972	1.017,1
Fe ₂ O ₃	525,592	0,16	11.0972	933,21
H ₂ O	182.348,55	0,895	11.0972	1.811.077,9
N ₂	14.849,74	0,26	115	444.006,87
O ₂	4.509,55	0,24	115	124.463,48
Total				2.539.063,348

Ditetapkan suhu produk = 40°C

Suhu bahan keluar 40°C

$$\Delta t = (40 - 25) = 15^{\circ}\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 15^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$)	Δt ($^{\circ}\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.932,45	0,316	15	212.979,837
Na ₂ SO ₄	129,09	0,71	15	1.374,81
Fe ₂ O ₃	525,592	0,16	15	1.261,42
H ₂ O	91,17	0,895	15	1.224,01
Flue gas :				
N ₂	14849,74	0,26	25,3078	93.953,47

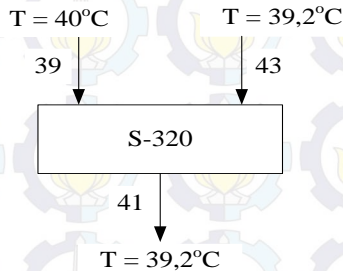
O ₂	4509,55	0,24	25,3078	25.678,5
H ₂ O	103.488,06	0,45	25,3078	2.075.638,1
Total				2.412.110,181

Q loss diasumsi = 5% x H masuk
 Q loss = 0,05 x 2.539.063,348
 = 126.953,16 kcal/hari

Untuk menghitung suhu flue gas keluar didapatkan melalui trial
 Enthalpi masuk = Enthalpi keluar
 Sehingga didapatkan T = 50,30°C

15. Ball Mill (S-310)

Ball mill digunakan untuk menghaluskan produk supaya berukuran lebih kecil.



Suhu bahan masuk 40 °C

$\Delta t = (40 - 25) = 15 \text{ }^\circ\text{C}$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 15^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp.Δt (kcal)
SiO ₂	44.932,45	0,316	15	212.979,837
Na ₂ SO ₄	129,09	0,71	15	1.374,81
Fe ₂ O ₃	525,592	0,16	15	1.261,42
H ₂ O	91,17	0,895	15	1.224,01
SiO ₂	224,66	0,316	14,2	1.011,4
Na ₂ SO ₄	0,64	0,71	14,2	6,528

Fe ₂ O ₃	2,62	0,16	14,2	5,99
H ₂ O	0,45	0,895	14,2	5,81
Total				217.869,82

Suhu bahan keluar 39,2 °C

$$\Delta t = (39,2 - 25) = 14,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 14,2 \text{ } ^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg.°C)	Δt (°C)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.932,45	0,316	14,2	203.291,67
Na ₂ SO ₄	129,09	0,71	14,2	1.312,27
Fe ₂ O ₃	525,592	0,16	14,2	1.204,041
H ₂ O	91,17	0,895	14,2	1.168,33
Total				206.976,33

$$Q \text{ loss diasumsi} = 5\% \times H \text{ masuk}$$

$$Q \text{ loss} = 0,05 \times 217.869,82$$

$$= 10.893,49 \text{ kcal/hari}$$

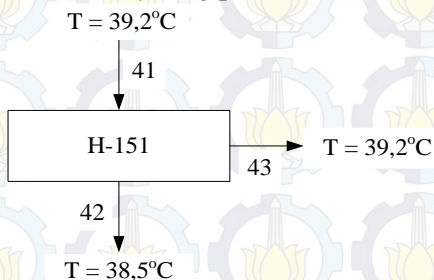
Untuk menghitung suhu keluar dilakukan trial Enthalpi masuk =

Enthalpi keluar

Sehingga didapatkan T = 39,2°C

16. Screen (H-330)

Screen digunakan untuk menyaring produk



Suhu bahan masuk 39,2 °C

$$\Delta t = (39,2 - 25) = 14,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Enthalpi bahan masuk dengan $\Delta t = 14,2^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$)	Δt ($^{\circ}\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.932,45	0,316	14,2	203.291,67
Na ₂ SO ₄	129,09	0,71	14,2	1.312,27
Fe ₂ O ₃	525,592	0,16	14,2	1.204,041
H ₂ O	91,17	0,895	14,2	1.168,33
Total				206.976,33

Suhu bahan keluar $49,21^{\circ}\text{C}$

$\Delta t = (49,21 - 25) = 24,21^{\circ}\text{C}$

Enthalpi bahan keluar dengan $\Delta t = 13,5^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kcal/kg. $^{\circ}\text{C}$)	Δt ($^{\circ}\text{C}$)	H = m.Cp. Δt (kcal)
SiO ₂	44.932,45	0,316	24,21	190.039,75
Na ₂ SO ₄	129,09	0,71	24,21	1.525,79
Fe ₂ O ₃	525,592	0,16	24,21	2.046,46
H ₂ O	91,17	0,895	24,21	1.985,77
SiO ₂	224,66	0,316	14,2	1.011,4
Na ₂ SO ₄	0,64	0,71	14,2	6,52
Fe ₂ O ₃	2,62	0,16	14,2	5,99
H ₂ O	0,45	0,895	14,2	5,812
Total				196.627,51

Q loss diasumsi = 5% x H masuk

Q loss = 0,05 x 206.976,33

= 10.348,81 kcal/hari

Untuk menghitung suhu keluar dilakukan trial Enthalpi masuk = Enthalpi keluar

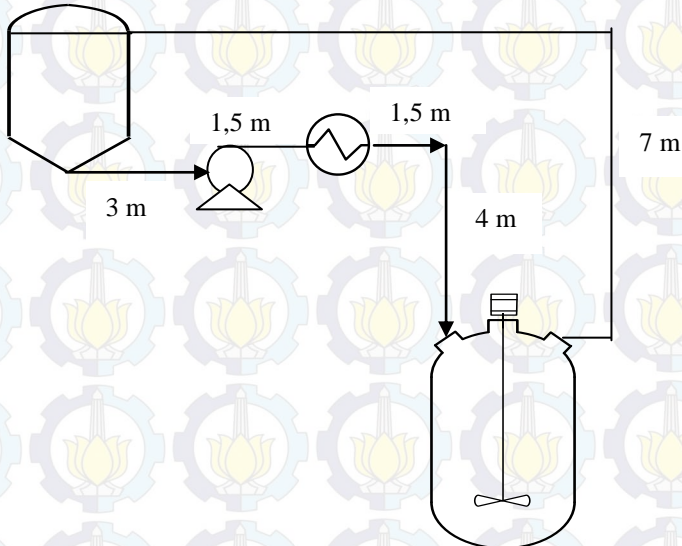
Sehingga didapatkan T = $49,21^{\circ}\text{C}$



APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. POMPA (L-215B)

Fungsi : untuk mentransportasikan $\text{NaCl}_{(aq)}$ dari tangki pengenceran NaCl (F-214B) ke Reaktor (R-210).



Bahan masuk dari tangki pengenceran NaCl

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	s.g	fraksi x s.g
NaCl	9350	0,363	1,19	0,43
Air	16.407,58	0,637	0,002	0,001
Total	25.757,58	1		0,43

$$\rho \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ air pd } 30^{\circ}\text{C} = 0,87 \text{ cp} \quad (\text{Geankoplis Fig.A3-4})$$

$$\rho \text{ larutan} = (\text{fraksi} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air } 30^{\circ}\text{C}$$

$$= 0,43 \times 995,68 = 431,372 \text{ kg/m}^3 = 26,93 \text{ lb/ft}^3$$

- Viskositas larutan :

$$\frac{\mu \text{ air}}{\mu \text{ larutan}} = \frac{\rho \text{ air}}{\rho \text{ larutan}}$$

$$\frac{0,87}{\mu \text{ larutan}} = \frac{995,68}{431,372}$$

$$\mu \text{ larutan} = 0,38 \text{ cp} = 0,00038 \text{ kg/m.s} = 0,0003 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Massa feed masuk} = 25.757,58 \text{ kg/hari}$$

- Rate volumetrik (Q) = $\frac{m}{\rho}$
- $$= \frac{25.757,58}{431,372}$$
- $$= 59,71 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,024 \text{ ft}^3/\text{s}$$
- $$= 10,96 \text{ gal/min}$$

- Menentukan ID optimum

Aliran turbulen

$$\text{ID opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho_c^{0,13} \text{ (Petter \& timmerhause, hal 496)}$$

Dimana : ID opt = diameter pipa (in)

Q = rate volumetric (ft³/s)

ρ_c = densitas larutan (lb/ft³)

Dari persamaan di atas diperoleh ID opt :

$$\text{ID opt} = 3,9 \times 0,024^{0,45} \times 26,93^{0,13}$$

$$= 1,12 \text{ in}$$

Ditetapkan memakai pipa berdiameter 1 in sch 40

(Geankoplis, App A-5)

$$\text{ID pipa} = 1,049 \text{ in} = 0,08 \text{ ft}$$

$$A \text{ pipa} = \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2 \text{ pipa} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,087^2 = 0,006 \text{ ft}^2$$

- Kecepatan linear liquid :

$$v = Q/A$$

$$= \frac{0,024}{0,006}$$

$$= 4,07 \text{ ft/s}$$

- Menghitung NRe :

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{26,93 \times 0,087 \times 4,07}{0,0003} \\ &= 37.814,35 \end{aligned}$$

Karena $NRe > 2100$, maka aliran turbulen sehingga asumsi untuk ID benar.

- Dipilih pipa komersial steel.
f untuk friction loss meliputi :

1. Friksi sudden contraction

$K_c = 0,4(1,25 - A_2/A_1)$, untuk $A_2/A_1 < 0,715$ (*Peter & Timmerhause, table 1*), untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

$$\begin{aligned} K_c &= 0,4 \times (1,25 - 0) \\ &= 0,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{(K_c \times V^2)}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= \frac{(0,5 \times 4,07^2)}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,13 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$ID = 0,087 \text{ ft}$$

$$NRe = 37.814,36$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} \text{ (Geankoplis fig. 2.10-3)} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\epsilon/D = 0,00015/0,087 = 0,0017$$

Untuk NRe 37.814,36 dengan ϵ/D 0,0017; maka :

$$f = 0,0068 \text{ (Geankoplis fig. 2.10.3)}$$

Panjang pipa lurus total :

$$\text{Panjang pipa dari tangki ke pompa} = 3 \text{ m} = 9,84 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa dari pompa ke heater} = 1,5 \text{ m} = 4,92 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa dari heater ke elbow 1} = 1,5 \text{ m} = 4,92 \text{ ft}$$

Panjang pipa dari elbow 1 ke reacto $r = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$
 Total panjang pipa lurus $= 32,79 \text{ ft}$

Menggunakan 1 buah elbow 90° , 1 buah globe valve dan 1 buah gate valve.

Tipe fitting atau valve	Kf	L_e/D
1 buah elbow 90°	0.75	35
1 buah globe valve (wide open)	6	300
I buah gate valve (wide open)	0,17	9

Sehingga,

$$\begin{aligned} 1 \text{ buah elbow} &= n \times L_e/d \times \text{ID pipa} \\ &= 1 \times 35 \times 0,087 \\ &= 3,06 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ buah globe valve} &= n \times L_e/d \times D \text{ pipa} \\ &= 1 \times 300 \times 0,087 \\ &= 26,23 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ buah gate valve} &= n \times L_e/d \times D \text{ pipa} \\ &= 1 \times 9 \times 0,087 \\ &= 0,783 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Panjang ekivalen} = 3,06 + 26,23 + 0,783 = 30,073 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Friction Loss} = F_f &= 4f \frac{(L_e)}{D} \frac{(v^2)}{2g_c} \\ &= 4 \times 0,0078 \times \frac{(32,79)}{0,087} \times \frac{(4,07^2)}{2 \times 32,174} \\ &= 2,624 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada elbow, Globe valve dan gate valve

Dari Geankoplis Tabel 2.10-1

Untuk elbow 90° , diperoleh $k_f = 0,75$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times (v^2))}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 0,75 \times (4,07^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,39 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Untuk globe valve diperoleh $k_f = 6$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times (v^2))}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 6 \times (4,07^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 3,09 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Untuk gate valve diperoleh $k_f = 0,17$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times (v^2))}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 0,17 \times (4,07^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,088 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total $h_f = 0,39 + 3,09 + 0,088 = 3,57 \text{ ft.lbf/lbm}$

4. Sudden ekspansi

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2, \text{ karena } A_2 < A_1 \text{ maka } A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{(K_{ex} \times v^2)}{2g_c}$$

$$= \frac{(1 \times 4,07^2)}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,26 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} H_h &= (\Delta P \times 144) / \rho \\ &= (0,31 \times 144) / 26,93 \\ &= 1,65 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= h_c + F_f + h_f + H_h \\ &= 0,13 + 3,01 + 3,57 + 1,65 \\ &= 8,36 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

Dimana :

$$P_1 = 1 \text{ atm} ; P_2 = 1,6 \text{ atm} ; \Delta P = 0,6$$

$$\Delta z = 7 \text{ m} = 22,95 \text{ ft}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$v_2 = 4,07 \text{ ft/s}$$

$$v_1 = 0 \text{ (karena luas permukaan tangki sangat besar)}$$

$$\Sigma f = 8,36 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$-W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

$$-W_s = 31,59 \text{ ft.lbf/lbm.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate massa (m)} &= Q \times \rho \\ &= 0,024 \times 26,93 \\ &= 0,66 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

5. Menghitung efisiensi pompa

$$\text{Efisiensi pompa} = 38\% \text{ (Petter\&Timmerause fig.14-37)}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{(-W_s \times m)}{550 \times \eta} \\ &= \frac{(31,59 \times 0,66)}{550 \times 38\%} \\ &= 0,09 \text{ hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 14-38 Petter\&Timmerause, untuk BHP = 0,09 maka:

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{BHP}{\eta \text{ Pompa}} \\ &= 0,14 \text{ hp} \end{aligned}$$

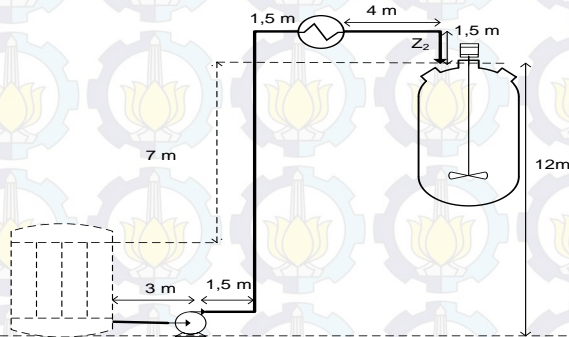
Jadi digunakan pompa dengan power = 0,14 hp

Spesifikasi alat :

- Jenis : centrifugal pump
- Jumlah : 1 buah
- Rate volumetrik : 10,96 gal/min
- Bahan konstruksi : commercial steel
- Power pompa : 0,12 hp

2. POMPA (L-215A)

Fungsi : untuk mentransportasikan $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2(\text{aq})$ dari tangki pengenceran $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$ (F-214A) ke Reaktor (R-210).



Bahan masuk dari tangki pengenceran $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	s.g	fraksi x s.g
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$	47272,68	0,16	0,16	0,3
Fe_2O_3	525,59	0,002	0,84	0,002
Air	244931,57	0,002	1,89	0,0034
Total	292729,84	1		0,31

$$\rho \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ air pd } 30^{\circ}\text{C} = 0,87 \text{ cp} \text{ (Geankoplis Fig.A3-4)}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= (\text{fraksi} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air } 30^{\circ}\text{C} \\ &= 0,31 \times 995,68 = 308,94 \text{ kg/m}^3 = 19,29 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

- Viskositas larutan :

$$\frac{\mu \text{ air}}{\mu \text{ larutan}} = \frac{\rho \text{ air}}{\rho \text{ larutan}}$$

$$\frac{0,87}{\mu \text{ larutan}} = \frac{995,68}{308,94}$$

$$\mu \text{ larutan} = 0,27 \text{ cp} = 0,0003 \text{ kg/m.s} = 0,0002 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu \text{ larutan} = 0,27 \text{ cp} = 0,0003 \text{ kg/m.s} = 0,0002 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu \text{ larutan} = 0,27 \text{ cp} = 0,0003 \text{ kg/m.s} = 0,0002 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Massa feed masuk} = 292729,84 \text{ kg/hari}$$

- Rate volumetrik (Q) = $\frac{m}{\rho}$
$$= \frac{292729,84}{308,94}$$
$$= 947,5 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,39 \text{ ft}^3/\text{s}$$
$$= 173,84 \text{ gal/min}$$

- Menentukan ID optimum

Aliran turbulen

$$\text{ID opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho_c^{0,13} \text{ (Petter \& timmerhause, hal 496)}$$

Dimana : ID opt = diameter pipa (in)

Q = rate volumetric (ft³/s)

ρ_c = densitas larutan (lb/ft³)

Dari persamaan di atas diperoleh ID opt :

$$\begin{aligned} \text{ID opt} &= 3,9 \times 0,39^{0,45} \times 19,29^{0,13} \\ &= 3,73 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan memakai pipa berdiameter 2,5 in sch 40

(Geankoplis, App A-5)

$$\text{ID pipa} = 2,469 \text{ in} = 0,21 \text{ ft}$$

$$A \text{ pipa} = \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2 \text{ pipa} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,21^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$

- Kecepatan linear liquid :

$$\begin{aligned}
 v &= Q/A \\
 &= \frac{0,39}{0,033} \\
 &= 11,65 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

- Menghitung NRe :

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{19,29 \times 0,21 \times 11,65}{0,0003} \\
 &= 254947,0173
 \end{aligned}$$

Karena $NRe > 2100$, maka aliran turbulen sehingga asumsi untuk ID benar.

- Dipilih pipa komersial steel.
f untuk friction loss meliputi :

1. Friksi sudden contraction

$Kc = 0,4(1,25 - A2/A1)$, untuk $A2/A1 < 0,715$ (*Peter & Timmerhause, table 1*), untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

$$\begin{aligned}
 Kc &= 0,4 \times (1,25 - 0) \\
 &= 0,5
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Hc &= \frac{(Kc \times V^2)}{2 \times \alpha \times gc} \\
 &= \frac{(0,5 \times 11,65^2)}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 1,05 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$ID = 0,206 \text{ ft}$$

$$NRe = 254947,0173$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} \text{ (Geankoplis fig. 2.10-3)} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\epsilon/D = 0,00015/0,206 = 0,000733$$

Untuk $N_{Re} = 254947,0173$ dengan $\epsilon/D = 0,000733$; maka :
 $f = 0,0035$ (Geankoplis fig.2.10.3)

Panjang pipa lurus total :

Panjang pipa dari tangki ke pompa = 3 m = 9,84 ft
 Panjang pipa dari pompa ke elbow 1 = 1,5 m = 4,92 ft
 Panjang pipa dari elbow 2 ke heater = 1,5 m = 4,92 ft
 Panjang pipa dari elbow 1 ke elbow 2 = 12 m = 39,34 ft
 Panjang pipa dari heater ke elbow 3 = 4 m = 13,12 ft
 Panjang pipa dari elbow 3 ke reactor = 1,5 m = 4,92 ft
 Total panjang pipa lurus = 73,77 ft

Menggunakan 1 buah elbow 90°, 1 buah globe valve dan 1 buah gate valve.

Tipe fitting atau valve	Kf	L_e/D
1 buah elbow 90°	0.75	35
1 buah globe valve (wide open)	6	300
1 buah gate valve (wide open)	0,17	9

Sehingga,

3 buah elbow = $n \times L_e/d \times ID$ pipa
 = $3 \times 35 \times 0,21$
 = 21,6 ft

1 buah globe valve = $n \times L_e/d \times D$ pipa
 = $1 \times 300 \times 0,21$
 = 61,725 ft

1 buah gate valve = $n \times L_e/d \times D$ pipa
 = $1 \times 9 \times 0,21$
 = 1,9 ft

Panjang ekivalen = $21,6 + 61,725 + 1,9 = 85,18$ ft

Friction Loss = $F_f = 4f \frac{(L_c)}{D} \frac{(v^2)}{2g_c}$

$$= 4 \times 0,0047 \times \frac{(73,77)}{0,21} \times \frac{(11,65^2)}{2 \times 32,174}$$

$$= 10,6 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Friksi pada elbow, globe valve dan gate valve

Dari Geankoplis Tabel 2.10-1

Untuk elbow 90° , diperoleh $k_f = 0,75$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times v^2)}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 0,75 \times (11,65^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 3,166 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Untuk globe valve diperoleh $k_f = 6$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times v^2)}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 6 \times (11,65^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 25,32 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Untuk gate valve diperoleh $k_f = 0,17$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times v^2)}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 0,17 \times (11,65^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,71 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total $h_f = 3,166 + 25,32 + 0,71 = 29,212 \text{ ft.lbf/lbm}$

4. Sudden ekspansion

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2, \text{ karena } A_2 < A_1 \text{ maka } A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{(K_{ex} \times v^2)}{2g_c}$$

$$= \frac{(1 \times 11,65)}{2 \times 32,174}$$

$$= 2,11 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$H_h = (\Delta P \times 144) / \rho$$

$$= (5,69 \times 144) / 19,29$$

$$= 42,52$$

$$\text{Total friksi} = h_c + F_f + h_f + H_h$$

$$= 1,05 + 10,6 + 29,212 + 42,52$$

$$= 83,38 \text{ lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

Dimana :

$$P_1 = 1 \text{ atm} ; P_2 = 1,6 \text{ atm} ; \Delta P = 0,6$$

$$\Delta z = 7 \text{ m} = 22,95 \text{ ft}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$v_2 = 7,9 \text{ ft/s}$$

$$v_1 = 0 \text{ (karena luas permukaan tangki sangat besar)}$$

$$\Sigma f = 41,78 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$-W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

$$-W_s = 108,44 \text{ ft.lbf/lbm.s}$$

$$\text{Rate massa (m)} = Q \times \rho$$

$$= 0,26 \times 19,29$$

$$= 5,014 \text{ lb/s}$$

5. Menghitung efisiensi pompa

Efisiensi pompa = 68% (Petter&Timmerause fig.14-37)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{(-W_s \times m)}{550 \times \eta} \\ &= \frac{(108,44 \times 5,014)}{550 \times 68\%} \\ &= 1,45 \text{ hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 14-38 Petter&Timmerhouse, untuk BHP = 1,6 maka:

Efisiensi motor = 83 %

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ Pompa}} \\ &= 1,75 \text{ hp} \end{aligned}$$

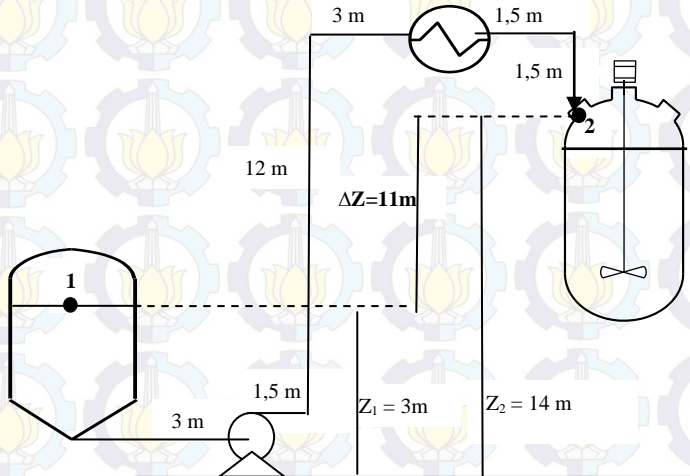
Jadi digunakan pompa dengan power = 1.8 hp

Spesifikasi alat :

- Jenis : centrifugal pump
- Jumlah : 1 buah
- Rate volumetrik : 173,84 gal/min
- Bahan konstruksi : commercial steel
- Power pompa : 2 hp

3.POMPA (L-215C)

Fungsi : untuk mentransportasikan $H_2SO_{4(aq)}$ dari tangki pengenceran H_2SO_4 (F-214C) ke Reaktor (R-210).



Bahan masuk dari tangki pengenceran H_2SO_4

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	s.g	fraksi x s.g
H_2SO_4	4454,54	0,38	1,5	0,6
Air	7267,94	0,62	0,002	0,001
Total	11722,48	1		0,57

$$\rho \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ air pd } 30^\circ\text{C} = 0,87 \text{ cp} \quad (\text{Geankoplis Fig.A3-4})$$

$$\rho \text{ larutan} = (\text{fraksi x sg}) \times \rho \text{ air } 30^\circ\text{C}$$

$$= 0,57 \times 995,68 = 568,77 \text{ kg/m}^3 = 35,51 \text{ lb/ft}^3$$

- Viskositas larutan :

$$\frac{\mu \text{ air}}{\mu \text{ larutan}} = \frac{\rho \text{ air}}{\rho \text{ larutan}}$$

$$\frac{0,87}{\mu \text{ larutan}} = \frac{995,68}{568,77}$$

μ larutan = 0,50 cp = 0,0005 kg/m.s = 0,0003 lb/ft.s

Massa feed masuk = 11722,48 kg/hari

- Rate volumetrik (Q) =
$$\frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{11722,48}{568,77}$$
$$= 20,6 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,01 \text{ ft}^3/\text{s}$$
$$= 3,78 \text{ gal/min}$$

- Menentukan ID optimum

Aliran turbulen

ID opt = $3,9 \times Q^{0,45} \times \rho_c^{0,13}$ (Petter & timmerhause, hal 496)

Dimana : ID opt = diameter pipa (in)

Q = rate volumetric (ft³/s)

ρ_c = densitas larutan (lb/ft³)

Dari persamaan di atas diperoleh ID opt :

ID opt = $3,9 \times 0,01^{0,45} \times 35,51^{0,13} = 0,482 \text{ in}$

Ditetapkan memakai pipa berdiameter 0,5 in sch 40
(Geankoplis, App A-5)

ID pipa = 0,622 in = 0,05 ft

A pipa = $\frac{1}{4} \pi \text{ID}^2 \text{ pipa} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,05^2 = 0,0021 \text{ ft}^2$

- Kecepatan linear liquid :

$$v = \frac{Q}{A}$$
$$= \frac{0,01}{0,0021}$$
$$= 3,99 \text{ ft/s}$$

- Menghitung NRe :

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$
$$= \frac{35,51 \times 0,05 \times 3,99}{0,0003}$$
$$= 22012,55$$

Karena $NRe > 2100$, maka aliran turbulen sehingga asumsi untuk ID benar.

- Dipilih pipa komersial steel.
f untuk friction loss meliputi :

1. Friksi sudden contraction

$K_c = 0,4(1,25 - A_2/A_1)$, untuk $A_2/A_1 < 0,715$ (*Peter & Timmerhause, table 1*), untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

$$K_c = 0,4 \times (1,25 - 0) \\ = 0,5$$

$$H_c = \frac{(K_c \times V^2)}{2 \times \alpha \times g}$$

$$= \frac{(0,5 \times 3,99^2)}{2 \times 1 \times 32,174} \\ = 0,124 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$ID = 0,052 \text{ ft}$$

$$NRe = 22012,55$$

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m (Geankoplis fig. 2.10-3)} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\epsilon/D = 0,00015/0,05 = 0,003$$

Untuk NRe 22012,55 dengan ϵ/D 0,003; maka :

$$f = 0,0086 \text{ (Geankoplis fig.2.10.3)}$$

Panjang pipa lurus total :

$$\text{Panjang pipa dari tangki ke pompa} = 3 \text{ m} = 9,84 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa dari pompa ke elbow 1} = 1,5 \text{ m} = 4,92 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa dari elbow 1 ke elbow 2} = 12 \text{ m} = 39,34 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa dari elbow 2 ke elbow 3} = 4,5 \text{ m} = 14,75 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa dari elbow 3 ke reactor} = 1,5 \text{ m} = 4,92 \text{ ft}$$

$$\text{Total panjang pipa lurus} = 73,77 \text{ ft}$$

Menggunakan 3 buah elbow 90°, 1 buah globe valve dan 1 buah gate valve.

Type fitting atau valve	Kf	L _c /D
1 buah elbow 90°	0.75	35
1 buah globe valve (wide open)	6	300
1 buah gate valve (wide open)	0,17	9

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 3 \text{ buah elbow} &= n \times L/d \times \text{ID pipa} \\
 &= 3 \times 35 \times 0,05 \\
 &= 5,4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 1 \text{ buah globe valve} &= n \times L/d \times D \text{ pipa} \\
 &= 1 \times 300 \times 0,05 \\
 &= 15,5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 1 \text{ buah gate valve} &= n \times L/d \times D \text{ pipa} \\
 &= 1 \times 9 \times 0,05 \\
 &= 0,47 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang ekivalen} = 5,4 + 15,5 + 0,47 = 21,46 \text{ ft}$$

$$\text{Friction Loss} = F_f = 4f \frac{(L_c) (v^2)}{D \cdot 2g_c}$$

$$\begin{aligned}
 &= 4 \times 0,0072 \times \frac{(73,77)}{0,05} \times \frac{(3,99^2)}{2 \times 32,174} \\
 &= 12,138 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi pada elbow, globe valve, dan gate valve

Dari Geankoplis Tabel 2.10-1

Untuk elbow 90°, diperoleh $k_f = 0,75$

$$hf = \frac{(2 \times K_f \times v^2)}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 0,75 \times (3,99^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,372 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Untuk globe valve diperoleh $k_f = 6$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times (v^2))}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 6 \times (3,99^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 2,975 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Untuk globe valve diperoleh $k_f = 0,17$

$$h_f = \frac{(2 \times K_f \times (v^2))}{2g_c}$$

$$= \frac{(2 \times 0,17 \times (3,99^2))}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,084 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total $h_f = 0,372 + 2,975 + 0,084 = 3,431 \text{ ft.lbf/lbm}$

4. Sudden ekspansion

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2, \text{ karena } A_2 < A_1 \text{ maka } A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{(K_{ex} \times v^2)}{2g_c}$$

$$= \frac{(1 \times 3,99^2)}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,248 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} H_h &= (\Delta P \times 144) / \rho \\ &= (5,69 \times 144) / 35,51 \\ &= 0,33 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= h_c + F_f + h_f + H_h \\ &= 0,124 + 12,138 + 3,431 + 0,33 \\ &= 16,02 \text{ .lbf/lbm} \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli :

$$-W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

Dimana :

$$P_1 = 1 \text{ atm} ; P_2 = 1,6 \text{ atm} ; \Delta P = 0,6$$

$$\Delta z = 11 \text{ m} = 36,06 \text{ ft}$$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$v_2 = 2,74 \text{ ft/s}$$

$$v_1 = 0 \text{ (karena luas permukaan tangki sangat besar)}$$

$$\Sigma f = 6,66 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$-W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

$$-W_s = 52,33 \text{ ft.lbf/lbm.s}$$

$$\text{Rate massa (m)} = Q \times \rho$$

$$= 0,01 \times 35,51 = 0,3 \text{ lb/s}$$

5. Menghitung efisiensi pompa

$$\text{Efisiensi pompa} = 5\% \text{ (Petter \& Timmerause fig.14-37)}$$

$$\text{BHP} = \frac{(-W_s \times m)}{550 \times \eta}$$

$$= \frac{(52,33 \times 0,3)}{550 \times 5\%}$$

$$= 0,57 \text{ hp}$$

Dari fig. 14-38 Pette \& Timmerhause, untuk BHP = 0,086 maka:

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{BHP}{\eta \text{ Pompa}} \\ &= 0,7 \text{ hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan pompa dengan power = 1 hp

Spesifikasi alat :

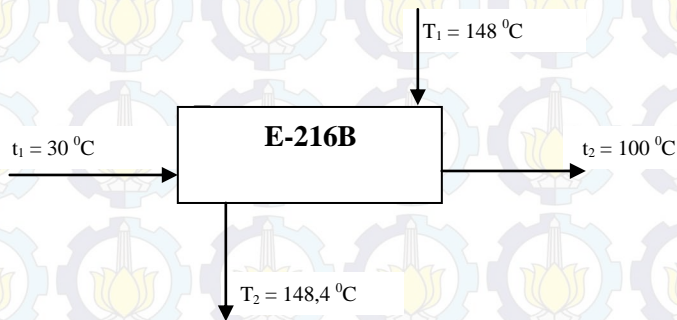
Jenis : centrifugal pump
 Jumlah : 1 buah
 Rate volumetrik : 3,8 gal/min
 Bahan konstruksi : commercial steel
 Power pompa : 1 hp

1. HEATER NaCl (E-216B)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan NaCl sebelum masuk ke reaktor.

Type : DPHE

Dasar Pemilihan : Harganya relatif murah, namun luas perpindahan panasnya kecil.



T steam masuk (T1)	= 148°C	= 298,4°F
T steam keluar (T2)	= 148°C	= 298,4°F
T NaCl masuk (t1)	= 30°C	= 86°F
T NaCl keluar (t2)	= 100°C	= 212°F

	Hot fluid	Cold fluid	Differences
Higher temp.	298,4	212	86,4
Lower temp.	298,4	86	212,4
Differences	0	126	126

1. Heat balance.

Komponen	Massa	Fraksi	Cp (Kcal/kg °C)	Fraksi.Cp
NaCl	9350	0,363	0,209	0,08
H2O	16.407,58	0,637	0,895	0,57
Total	25.757,58	1		0,65

$$\text{Cp larutan} = 0,65 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate feed larutan} &= 25.757,58 \text{ kg/hari} = 1.073,23 \text{ kg/jam} \\ &= 2.366,03 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang dibutuhkan} &= 1.225.338,33 \text{ kcal/hari} \\ &= 51.055,76 \text{ kcal/jam} \\ &= 202.602,24 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Steam} &= 2.424,83 \text{ kg/hari} = 101,03 \text{ kg/jam} \\ &= 222,74 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

2.LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{212,4 - 86,4}{2,3 \log \frac{212,4}{86,4}} = 140,24 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.Caloric temperature

$$T_{\text{av}} = \frac{298,4 + 298,4}{2} = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{86 + 212}{2} = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Untuk DPHE standart ukuran = 2 x 1,25 in IPS (Tabel 11, Kern)

Fluida dingin NaCl : Annulus

4. Luas Aliran (a_a)

$$ID (2 \text{ in}) = D2 = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft}$$

$$OD (1,25 \text{ in}) = D1 = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$$

$$De = (D2^2 - D1^2)$$

$$= 0,076 \text{ ft}$$

$$a_i = \pi \times D^2 / 4$$

$$= \pi \times 0,076^2 / 4$$

$$= 0,0083 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (G_a)

$$G_a = w/a_a$$

$$= 2.366,03 / 0,0083$$

$$= 286.127,63 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold (N_{re})

$$\text{Pada } t_{av} = 149^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1 \text{ cp (Fig.14, Kern)} = 1 \times 2,42 = 2,42 \text{ lb/ft.jam}$$

$$N_{Rea} = D \times G_a / \mu$$

$$= \frac{0,076 \times 286.127,63}{2,42}$$

$$= 9003,45$$

7. JH

$$JH = 35 \text{ (Fig.24, Kern)}$$

8. Pada $t_{av} = 149^\circ\text{F}$

$$k = 0,33 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft}) \text{ (Tabel 4, Kern)}$$

$$\left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,65 \times 2,42}{0,33} \right)^{1/3}$$

$$= 1,679$$

$$9. h_o = JH \times \left(\frac{k}{De} \right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \frac{\mu}{\mu_w} \times 0,14$$

$$h_o = 35 \times \left(\frac{0,33}{0,076} \right) \times 1,679 \times 1$$

$$= 255$$

Steam : Inner pipe

4. Luas aliran (a_p)

$$\text{ID (1,25 in)} = D = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi \times D^2 / 4$$

$$= (3,14 \times 0,115^2) / 4$$

$$= 0,01 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (G_p)

$$G_p = w/a_p$$

$$= 222,74 / 0,01$$

$$= 21.455,16 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold (NRep)

$$\text{Pada } T_{av} = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,023 \text{ cp }^{(\text{Fig.15, Kern})} = 0,056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{NRep} = (D \times G_p) / \mu$$

$$= (0,115 \times 21455,16) / 0,056$$

$$= 44136,93$$

7. h_{io}

$$h_{io} \text{ untuk steam} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

10. U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{255 \times 1500}{255 + 1500} = 217,76 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

11. R_d required :

$$R_d \text{ NaCl} = 0,001 ; R_d \text{ steam} = 0,001 \text{ (tabel 12, Kern, hal 845)}$$

$$R_d \text{ total} = 0,001 + 0,001 = 0,002$$

$$U_d = \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d} = \frac{217,76 \times \frac{1}{0,002}}{217,76 + \frac{1}{0,002}} = 151,7 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

12. Surface (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = \frac{202.602,24}{151,7 \times 140,24} = 9,524 \text{ ft}^2$$

$A < 100\text{-}200 \text{ ft}^2$, maka jenis HE yang digunakan DPHE ^(AIK)
 $a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$ (Tabel 11, Kern)

$$\text{Required length} = \frac{A}{a''} = \frac{9,524}{0,435} = 21,89 \text{ lin ft}$$

Jadi menggunakan DPHE 1 hairpin dengan panjang hairpin
12 ft = 24 ft.

$$L \text{ baru} = 24 \text{ ft}$$

$$A = L \text{ baru} \times a'' = 10 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_d &= Q / (A \times \text{LMTD}) \\ &= 202.602,24 / (10 \times 140,24) \\ &= 138,38 \end{aligned}$$

13. Rd

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{217,76 - 138,38}{217,76 \times 138,38} \\ &= 0,0026 \end{aligned}$$

$$R_d \text{ ketentuan} = 0,002$$

$R_d \text{ hitung} > R_d \text{ ketentuan}$, maka dapat diterima.

Nilai R_d lebih besar dari 0,002 & tidak lebih dari 0,004 maka desain memenuhi.

Pressure Drop

Annulus

1. Menentukan f & s

$$\begin{aligned} D'e &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,172 - 0,138 \\ &= 0,034 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$Re'a = (D'e \times Ga) / \mu$$

$$= (0,34 \times 286127,63) / 2,42$$

$$= 4.010,12$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{4.010,12^{0,42}}$$

$$= 0,012$$

$$sg = 1,19 \text{ (Tabel 6, Kern)}$$

$$\rho = 1,19 \times 62,5$$

$$= 74,4$$

$$2. \text{ Pada } \tau_{av} = 149$$

$$\Delta f_a = \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times D_e}$$

$$= 0,58$$

$$v = G / (3600 \times \rho)$$

$$= 1,07 \text{ ft/s}$$

$$F_l = n \times (v^2 / 2g) = 0,018$$

$$3. \Delta P_a = \frac{(\Delta f_a + \Delta f_l) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{(0,58 + 0,018) \times 74,4}{144}$$

$$= 0,31 \text{ psi}$$

Inner Pipe

1. Menentukan f

$$\text{Pada } Re_p = 44.136,93$$

$$F = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_p^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{44.136,93^{0,42}}$$

$$= 0,006$$

$$V_{\text{steam}} = 6,6 \text{ ft}^3/\text{lb} \text{ (Tabel 7, Kern)}$$

$$S_g = 0,002$$

$$\rho = 0,152 \text{ lb/ft}^3$$

2. Pada $T_{av} = 298,4$

$$\Delta f_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times D_e}$$
$$= 129,28 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P = (\Delta f_p \times \rho) / 144$$
$$= 0,14 \text{ psi}$$

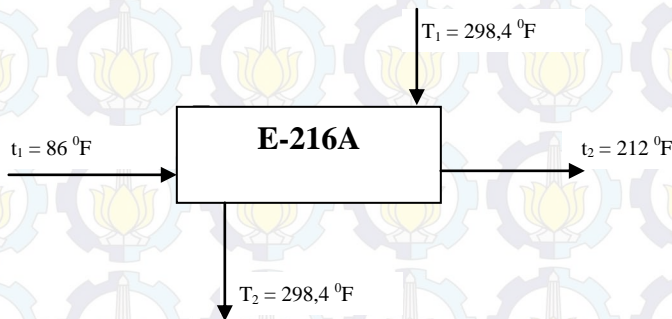
Karena ΔP steam tidak lebih dari 2 psi, ΔP NaCl tidak lebih besar dari 10 psi dan R_d hitung = R_d ketentuan maka HE ini sesuai.

2. HEATER NATRIUM SILIKAT (E-216A)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan Natrium Silikat sebelum masuk ke reaktor.

Type : DPHE

Dasar Pemilihan : harganya relatif murah, namun luas perpindahan panasnya kecil.



T steam masuk (T1) = 148°C = 298,4°F

T steam keluar (T2) = 148°C = 298,4°F

T NaCl masuk (t1) = 30°C = 86°F

T NaCl keluar (t2) = 100°C = 212°F

	Hot fluid	Cold fluid	Differences
Higher temp.	298,4	212	86,4
Lower temp.	298,4	86	212,4
Differences	0	126	126

1. Heat balance.

Komponen	Massa	Fraksi	Cp (Kcal/kg °C)	Fraksi.Cp
NaCl	47272,68	0,161	0,016	0,003
H ₂ O	244931,57	0,837	0,895	0,75
Fe ₂ O ₃	525,59	0,0018	0,16	0,0001
Total	292729,84	1		0,75

Cp larutan = 0,75 cp

Rate feed larutan = 292729,84 kg/hari = 12197,08 kg/jam
= 26889,5 lb/jam

Panas yang dibutuhkan = 4565426 kcal/hari
= 190226,1 kcal/jam
= 754865,46 Btu/jam

Massa Steam = 9034,54 kg/hari = 376,44 kg/jam
= 829,89 lb/jam

2.LMTD

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{212,4 - 86,4}{2,3 \log \frac{212,4}{86,4}} = 140,24 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.Caloric temperature

$$T_{av} = \frac{298,4 + 298,4}{2} = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{86 + 212}{2} = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Untuk DPHE standart ukuran = 4 x 3 in IPS (Tabel 11, Kern)

Fluida dingin Natrium Silikat : Annulus

4. Luas Aliran (a_a)

$$\text{ID (4 in)} = D_2 = 4,026 \text{ in} = 0,34 \text{ ft}$$

$$\text{OD (3 in)} = D_1 = 3,5 \text{ in} = 0,29 \text{ ft}$$

$$D_e = (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 0,09 \text{ ft}$$

$$a_i = \pi \cdot D^2/4$$

$$= \pi \cdot 0,09^2/4$$

$$= 0,022 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (G_a)

$$G_a = w/a_a$$

$$= 4565426/0,022$$

$$= 1246021,64 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold (N_{Rea})

$$\text{Pada } t_{av} = 149^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,8 \text{ cp} \text{ (Fig.14, Kern)} = 0,8 \times 2,42 = 1,94 \text{ lb/ft.jam}$$

$$N_{Rep} = D \cdot G_a / \mu$$

$$= \frac{0,09 \times 1246021,64}{1,94}$$

$$= 60662,58$$

7. $JH = 185$ (Fig.24, Kern)

8. Pada $t_{av} = 149^\circ\text{F}$

$$k = 0,013 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft)} \text{ (Tabel 4, Kern)}$$

$$\left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,75 \times 1,94}{0,013} \right)^{1/3}$$

$$= 4,815$$

$$9. h_o = JH \times \left(\frac{k}{D_e} \right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \frac{\mu}{\mu_w} \times 0,14$$

$$h_o = 185 \times \left(\frac{0,013}{0,09} \right) \times 4,82 \times 1$$

$$= 122,98$$

Steam : Inner pipe

4. Luas aliran (a_p)

$$ID (3 \text{ in}) = D = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi \cdot D^2 / 4$$

$$= (3,14 \times 0,256^2) / 4$$

$$= 0,05 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (G_p)

$$G_p = w / a_p$$

$$= 4565426 / 0,05$$

$$= 16173,5 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold (NR_{ep})

Pada $T_{av} = 298,4 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,023 \text{ cp} \text{ (Fig. 15, Kern)} = 0,056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$NR_{ep} = (D \times G_p) / \mu$$

$$= (185 \times 16173,5) / 1,94$$

$$= 73,969$$

7. h_{io}

$$h_{io} \text{ untuk steam} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

10. U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{122,98 \times 1500}{122,98 + 1500} = 113,66 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

11. R_d required :

$$R_d \text{ NaCl} = 0,001 ; R_d \text{ steam} = 0,001 \text{ (tabel 12, Kern, hal 845)}$$

$$R_d \text{ total} = 0,001 + 0,001 = 0,002$$

$$U_d = \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d} = \frac{113,66 \times \frac{1}{0,002}}{113,66 + \frac{1}{0,002}} = 92,607 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

12. Surface (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} = \frac{754865,46}{92,607 \times 140,24} = 58,1 \text{ ft}^2$$

A < 100-200 ft², maka jenis HE yang digunakan DPHE ^(AIK)
a'' 63,386 ft²/ft ^(Tabel 11, Kern)

$$\text{Required length} = \frac{A}{a''} = \frac{56,3}{0,917} = 61,405 \text{ lin ft}$$

Jadi menggunakan DPHE 7 hairpin dengan panjang hairpin
15 ft = 70ft.

$$L \text{ baru} = 70 \text{ ft}$$

$$A = L \text{ baru} \times a'' = 64 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_d &= Q / (A \times \text{LMTD}) \\ &= 754865,46 / (64 \times 140,24) \\ &= 83,86 \end{aligned}$$

13. Rd

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{113,66 - 83,86}{113,66 \times 83,86} \\ &= 0,0031 \end{aligned}$$

$$R_d \text{ ketentuan} = 0,002$$

Rd hitung > Rd ketentuan, maka dapat diterima.

Nilai Rd lebih besar dari 0,002 & tidak lebih dari 0,004 maka desain memenuhi.

Pressure Drop

Annulus

1. Menentukan f & s

$$\begin{aligned} D'e &= (D_2 - D_1) \\ &= 0,34 - 0,29 \\ &= 0,044 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re}'_a &= (D'e \times G_a) / \mu \\ &= (0,044 \times 1246021,64) / 1,94 \\ &= 28211,41 \end{aligned}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{28211,41^{0,42}}$$

$$= 0,007$$

$$sg = 1,89 \text{ (Tabel 6, Kern)}$$

$$\rho = 1,89 \times 62,5$$

$$= 118,125$$

$$2. \text{ Pada } \tau_{av} = 149$$

$$\Delta f_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times D_e}$$

$$= 6,01$$

$$v = G / (3600 \times \rho)$$

$$= 2,93 \text{ ft/s}$$

$$F1 = n \times (v^2 / 2g) = 0,933$$

$$3. \Delta P_a = \frac{(\Delta f_a + \Delta f_1) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{(6,01 + 0,933) \times 118,125}{144}$$

$$= 5,69 \text{ psi}$$

Inner Pipe

1. Menentukan f

$$\text{Pada } \text{Re}_p = 73969,153$$

$$F = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}_p^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{73969,153^{0,42}}$$

$$= 0,006$$

$$V \text{ steam} = 6,6 \text{ ft}^3 / \text{lb} \text{ (Tabel 7, Kern)}$$

$$S_g = 0,002$$

$$\rho = 0,152 \text{ lb/ft}^3$$

$$2. \text{ Pada } T_{av} = 298,4$$

$$\Delta f_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times D_e}$$

$$= 87,78 \text{ ft}$$

$$\Delta P = (\Delta f_p \times \rho) / 144$$

$$= 0,09 \text{ psi}$$

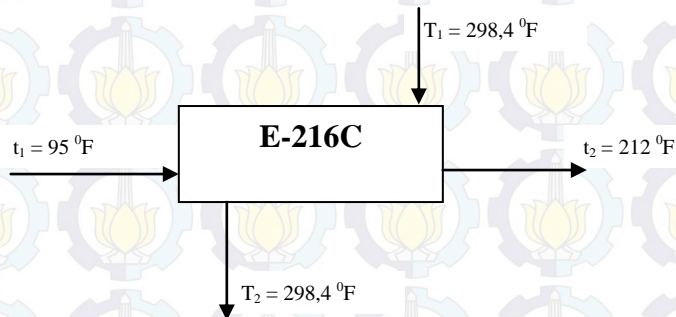
Karena ΔP steam tidak lebih dari 2 psi, ΔP Natrium Silikat tidak lebih besar dari 10 psi dan R_d hitung = R_d ketentuan maka HE ini sesuai.

3. HEATER H₂SO₄ (E-216C)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan H₂SO₄ sebelum masuk ke reaktor.

Type : DPHE

Dasar Pemilihan : harganya relatif murah, namun luas perpindahan panasnya kecil.



T steam masuk (T1)	= 148°C	= 298,4°F
--------------------	---------	-----------

T steam keluar (T2)	= 148°C	= 298,4°F
---------------------	---------	-----------

T NaCl masuk (t1)	= 35°C	= 95°F
-------------------	--------	--------

T NaCl keluar (t2)	= 100°C	= 212°F
--------------------	---------	---------

	Hot fluid	Cold fluid	Differences
Higher temp.	298,4	212	86,4
Lower temp.	298,4	95	203,4
Differences	0	117	117

1. Heat balance.

Komponen	Massa	Fraksi	Cp (Kcal/kg °C)	Fraksi.Cp
H ₂ SO ₄	4454,54	0,38	0,4	0,15
H ₂ O	7267,93	0,62	0,895	0,55
Total	11722,47	1		0,71

Cp larutan = 0,71 cp

Rate feed larutan = 11722,47 kg/hari = 488,44 kg/jam
= 1076,8 lb/jam

Panas yang dibutuhkan = 274063,13 kcal/hari
= 11419,3 kcal/jam
= 45314,67 Btu/jam

Massa Steam = 542,345 kg/hari = 22,6 kg/jam
= 49,82 lb/jam

2.LMTD

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{203,4 - 86,4}{2,3 \log \frac{203,4}{86,4}} = 136,81 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3.Caloric temperature

$$T_{av} = \frac{298,4 + 298,4}{2} = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{95 + 212}{2} = 153,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Untuk DPHE standart ukuran = 2 x 1,25 in IPS (Tabel 11, Kern)

Fluida dingin Natrium Silikat : Annulus

4. Luas Aliran (a_a)

$$\text{ID (2 in)} = D_2 = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft}$$

$$\text{OD (1,25 in)} = D_1 = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$$

$$D_e = (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 0,076 \text{ ft}$$

$$a_a = \pi \cdot D^2/4$$

$$= \pi \cdot 0,076^2/4$$

$$= 0,0083 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (G_a)

$$G_a = w/a_a$$

$$= 1076,8/0,0083$$

$$= 130218,86 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold (N_{Rea})

$$\text{Pada } t_{av} = 153,5^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2 \text{ cp (Fig.14, Kern)} = 2 \times 2,42 = 4,8 \text{ lb/ft.jam}$$

$$N_{Rep} = D \cdot G_a / \mu$$

$$= \frac{0,076 \times 130218,86}{4,8}$$

$$= 2048,77$$

$$7. JH = 2,5 \text{ (Fig.24, Kern)}$$

$$8. \text{ Pada } t_{av} = 153,5^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft}) \text{ (Tabel 4, Kern)}$$

$$\left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,71 \times 4,8}{0,3} \right)^{1/3}$$

$$= 2,251$$

$$9. h_o = JH \times \left(\frac{k}{D_e} \right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \frac{\mu}{\mu_w}^{0,14}, \text{ dimana } \frac{\mu}{\mu_w}^{0,14} = \Phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 2,5 \times \left(\frac{0,3}{0,076} \right) \times 2,251$$

$$= 22,17$$

$$\mu_w = 0,45 \times 2,42 = 1,089 \text{ lb/(ft) (jam)} \quad (\text{Fig.14, Water, Kern})$$

$$\Phi_s = \frac{\mu}{\mu_w}^{0,14}$$

$$= \frac{2}{1,089}^{0,14} = 1,089$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \Phi_s = 24,139 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Steam : Inner pipe

4. Luas aliran (a_p)

$$\text{ID (1,25 in)} = D = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi \cdot D^2/4$$

$$= (3,14 \times 0,115^2)/4$$

$$= 0,01 \text{ ft}^2$$

5. Kecepatan massa (Gp)

$$G_p = w/a_p$$

$$= 1076,8/0,01$$

$$= 4798,73 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6. Bilangan Reynold (NRep)

$$\text{Pada } T_{av} = 298,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,023 \text{ cp} \quad (\text{Fig.15, Kern}) = 0,056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$N_{Re} = (D \times G_p) / \mu$$

$$= (0,115 \times 4798,73) / 0,056$$

$$= 9871,8$$

7. h_{io}

$$h_{io} \text{ untuk steam} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

10. U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{24,139 \times 1500}{24,139 + 1500} = 23,757 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

13. R_d required :

$$R_d \text{ NaCl} = 0,001 ; R_d \text{ steam} = 0,001 \text{ (tabel 12, Kern, hal 845)}$$

$$R_d \text{ total} = 0,001 + 0,001 = 0,002$$

$$U_d = \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d} = \frac{23,757 \times \frac{1}{0,002}}{23,757 + \frac{1}{0,002}} = 22,679 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

14. Surface (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} = \frac{45314,67}{22,679 \times 136,81} = 14,605 \text{ ft}^2$$

$A < 100\text{-}200 \text{ ft}^2$, maka jenis HE yang digunakan DPHE ^(AIK)
 $a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$ ^(Tabel 11, Kern)

$$\text{Required length} = \frac{A}{a''} = \frac{14,605}{0,435} = 33,575 \text{ ft}$$

Jadi menggunakan DPHE 1 hairpin dengan panjang hairpin
12 ft = 24 ft.

$$L \text{ baru} = 24 \text{ ft}$$

$$A = L \text{ baru} \times a'' = 10 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{(A \times LMTD)}$$
$$= \frac{45314,67}{(10 \times 136,81)}$$

$$= 31,73$$

$$13. R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$
$$= \frac{23,757 - 31,73}{23,757 \times 31,73}$$
$$= 0,0034$$

$$R_d \text{ ketentuan} = 0,002$$

Rd hitung > Rd ketentuan, maka dapat diterima.

Nilai Rd lebih besar dari 0,002 & tidak lebih dari 0,004 maka desain memenuhi.

Pressure Drop

Annulus

1. Menentukan f & s

$$\begin{aligned} D'e &= (D2-D1) \\ &= 0,172 - 0,138 \\ &= 0,034 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re'a &= (D'e \times Ga) / \mu \\ &= (0,034 \times 130218,86) / 4,8 \\ &= 912,52 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{627,36^{0,42}} \\ &= 0,019 \end{aligned}$$

$$sg = 1,5 \text{ (Tabel 6, Kern)}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1,5 \times 62,5 \\ &= 93,75 \end{aligned}$$

2. Pada $tav = 153,5$

$$\begin{aligned} \Delta f_a &= \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times De} \\ &= 0,12 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} v &= G / (3600 \times \rho) \\ &= 0,39 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$F1 = n \times (v^2 / 2g) = 0,002$$

$$\begin{aligned} 3. \Delta Pa &= \frac{(\Delta f_a + \Delta f_1) \times \rho}{144} \\ &= \frac{(0,12 + 0,002) \times 93,75}{144} \\ &= 0,08 \text{ psi} \end{aligned}$$

Inner Pipe

1. Menentukan f

Pada $Re_p = 9872$

$$F = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_p^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,264}{9872^{0,42}}$$

$$= 0,009$$

$V_{\text{steam}} = 6,6 \text{ ft}^3/\text{lb}$ (Tabel 7, Kern)

$S_g = 0,002$

$\rho = 0,152 \text{ lb}/\text{ft}^3$

2. Pada $T_{av} = 298,4$

$$\Delta f_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times D_e} = 9,06 \text{ ft}$$

3. $\Delta P = (\Delta f_p \times \rho) / 144$

$$= 0,010 \text{ psi}$$

Karena ΔP_{steam} tidak lebih dari 2 psi, $\Delta P_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ tidak lebih besar dari 10 psi dan R_d hitung = R_d ketentuan maka HE ini sesuai.

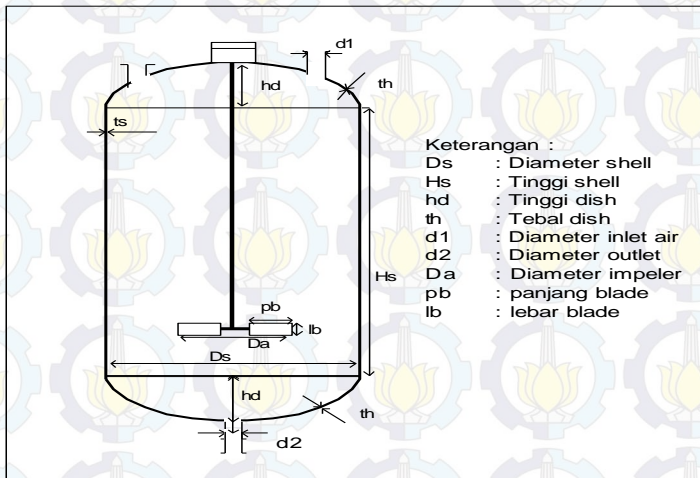
REAKTOR BATCH

Fungsi :

Sebagai tempat berlangsungnya reaksi presipitasi antara natrium silika dan asam sulfat membentuk silika.

Tipe :

Tangki silinder dengan tutup atas dishead head dan tutup bawah dished dilengkapi pengaduk dan jaket.



Reaksi di dalam reaktor :



- Proses = Batch
- Tekanan = 1 atm = 14,7 psia
- Suhu = 100 °C
- Waktu masuk bahan baku = 1,2 jam
- Waktu pengadukan = 2,3 jam
- Waktu aging = 1,8 jam
- Waktu keluar = 1,3 jam
- Total waktu = 6,6 jam

Dari data perhitungan neraca massa pada bab III didapatkan jumlah total bahan yang masuk menuju reaktor presipitasi sebesar 336.883,63 kg/hari (tanpa Fe_2O_3)*, yang terdiri dari natrium silikat, asam sulfat, natrium chloride dan air.

* karena konsentrasi Fe_2O_3 dalam campuran amat kecil, maka diabaikan

Pada Natrium Silikat ($\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$):

Massa = 47.272 kg

Fraksi Berat = 47.272 kg/ 336.883,63 kg

= 0,14032

Densitas (ρ) = 1.100 kg/m^3

Volume = massa total x fraksi/densitas

= 336883,63 kg x 0,14032/1.100 kg/m^3

= 42,97454 m^3

Viskositas (μ) = 0,0148 cp

= 0,0007 kg/m.s

Komponen	Massa (kg)	ρ (kg/m ³)	Fraksi	volume (m ³)	μ (cp)
NaCl	9.350	1.808,46	0,02775	5,17014	0,015
H ₂ O	16.407,58	958,38	0,04870	17,12012	0,0105
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,3\text{SiO}_2$	47272	1.100	0,14032	42,97454	0,0148
H ₂ O	244931,57	958,38	0,72705	255,56832	0,0105
H ₂ SO ₄	4454,54	1.229,64	0,01322	3,62263	0,022
H ₂ O	7267,94	958,38	0,02157	7,58356	0,0105
H ₂ O	7200	958,38	0,02137	7,51268	0,0105
Jumlah	336.883,63	7.971,62	1	339,55201	0,0938

ρ air pada 30°C = 995,680 kg/m^3

ρ larutan = massa total / volume total
 = 336.883,63 kg/339,55201 m^3

$$= 992,141 \text{ kg/m}^3$$

Massa feed masuk = 336.883,63 kg

Mol natrium silikat (Na₂O) = 47.272/260

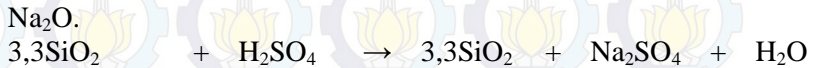
= 125 kmol/hari

= 7,58 kmol/jam

$$\text{Konsentrasi natrium silikat dalam larutan (Cao)} = \frac{7,58 \text{ kmol}}{339,55201 \text{ m}^3} = 0,022 \text{ kmol/m}^3$$

Menghitung kecepatan reaksi :

Reaksi :



Mula 93,75 457,317

Reaksi 93,75 93,75 309,375 93,75 93,75

Sisa 0 363,567 309,375 93,75 93,75

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt}$$

$$kC_A^n = \frac{-\Delta C_A}{\Delta t}$$

$$\ln k + n \ln C_A = \ln \frac{-\Delta C_A}{\Delta t}$$

Dimana :

$$y = \ln \frac{-\Delta C_A}{\Delta t} ; x = \ln C_A ; A = \ln k ; B = n$$

Tabel Data t (menit) dengan % Natrium Silikat

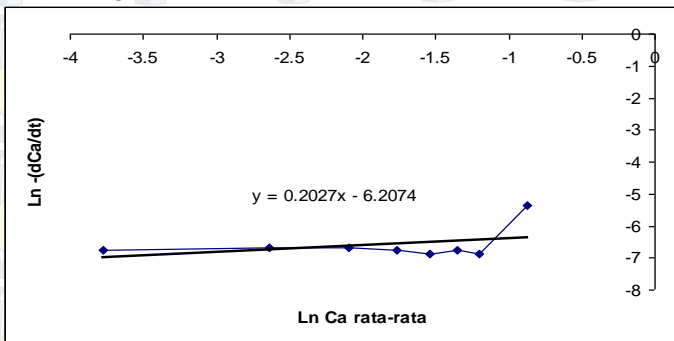
T (menit)	% Natrium Silikat	massa (kg)	Ca	Ca rata-rata
0	71%	32.500	0,51168	0,41702
40	63%	20.475	0,32236	0,30189
80	55%	17.875	0,28143	0,25839

120	46%	14.950	0,23537	0,21491
160	38%	12.350	0,19444	0,17141
200	29%	9.425	0,14838	0,12280
240	19%	6.175	0,09722	0,07164
280	9%	2.925	0,04605	0,02303
320	0%	0	0	

Tabel Perhitungan Ln Ca rata-rata dan Ln $-(dCa/dt)$

dCa	Dt	$-(dCa/dt)$	Ln Ca Rata-rata	Ln $-(dCa/dt)$
-0,18932	40	0,00473	-0,87462	-5,35318
-0,04093	40	0,00102	-1,19768	-6,88465
-0,04605	40	0,00115	-1,35325	-6,76687
-0,04093	40	0,00102	-1,53755	-6,88465
-0,04605	40	0,00115	-1,76367	-6,76687
-0,05116	40	0,00128	-2,09717	-6,66152
-0,05116	40	0,00128	-2,63616	-6,66152
-0,04605	40	0,00115	-3,77114	-6,76687

Grafik hubungan antara Ln Ca rata-rata vs Ln $-(dCa/dt)$



Didapatkan persamaan dari grafik $Y = 0,2027x - 6,2074$

Nilai dari $A = \ln k = -6,2074$, maka nilai $k = 0,002015$

Nilai dari $B = n = 0,2027$

Orde reaksi = 0

$k = 0,002015$; $N_{A0} = 7,58 \text{ kmol}$; $C_{A0} = 0,022 \text{ kmol/m}^3$

Perhitungan Volume reaktor batch dengan volume tetap:

Pada t reaksi = 5,3 jam dan $X_A = 0,71$

$$V = \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_A^n}$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_{A0}^0 (1 - X_A)^n}$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{5,21}$$

$$V = \frac{7,58}{5,3 \times 0,002015 \times 0,71}$$

$$\begin{aligned} V \text{ tangki reaktor} &= 993,120 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 35.071,52 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 841.716,5734 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Karena terdapat 3 tangki reaktor, maka volume reaktor} &= 841.716,5734 / 3 \\ &= 11.690,51 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Desain Tangki Reaktor

a. Menentukan ketinggian vessel

Direncanakan : $H = 1,5 D$

$$V_{\text{total}} = V \text{ shell} + 2 \times V \text{ tutup} = (\pi/4) \times ID^2 \times (1,5D) + 2 \times (0,000049 (ID^3))$$

$$11.690,51 = 1,1775 ID^3 + 0,000098 ID^3$$

$$11.690,51 = 1,177598 ID^3$$

$$\begin{aligned}
 ID^3 &= 9927,418324 \\
 ID &= 21,492 \text{ ft} = 257,905 \text{ in} = 6,5 \text{ m} \\
 \text{Tinggi (H)} &= 1,5 D \\
 &= 1,5 \times 21,492 \\
 &= 32,2381 \text{ ft} = 386,858 \text{ in} = 9,833 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Setelah distandarisasi :

$$\begin{aligned}
 D &= 22 \text{ ft} = 264 \text{ in} = 6,71 \text{ m} \\
 H &= 33 \text{ ft} = 396 \text{ in} = 10,07 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Pengecekan diameter dan tinggi reaktor untuk pengelasan double welded bulb joint dengan syarat :

$$\begin{aligned}
 D \times H &\geq 1.720 \\
 22 \times 33 &\geq 1.720 \\
 726 &\leq 1.720
 \end{aligned}$$

Karena harga $D.H \leq 1.720$, maka tangki ini merupakan tangki bervolume kecil sehingga perhitungan tebal silinder tidak berdasarkan course.

b. Menentukan ketinggian liquid

Volume fluida yang menempati bejana 80% dari volume tangki, maka :

$$\text{Volume liquid} = \frac{80}{100} \times 11.690,51$$

$$\text{Volume liquid} = 9.352,41 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{\pi D^2 H_L}{4}$$

$$9.352,41 = \frac{\pi \times (11.690,51)^2 H_L}{4}$$

$$H_L = 25,8 \text{ ft} = 7,8 \text{ m}$$

c. Menentukan tekanan desain

P operasi = P luar = 14,7 psi

ρ campuran = $992,141 \text{ kg/m}^3 = 62,19 \text{ lb/ft}^3$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (H_L - 1)}{144}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 10,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1,05 \times (14,7 + 10,7) \\ &= 26,67 \text{ psi} \end{aligned}$$

d. Menentukan tebal shell (t_s)

Untuk menghitung tebal silinder dibutuhkan data-data sebagai berikut:

- Bahan yang digunakan = carbon steel SA-212 grade A
- Tegangan maksimum yang diijinkan = 16.250 psi
- Pengelasan = doubled welded butt joint
- Faktor pengelasan = 0,8 (B&Y, 1959, p.254)
- Faktor korosi = 0,125
- r_i (radius inside) = $ID/2 = 257,905 / 2 = 128,95 \text{ in}$

$$t_s = \frac{P_D \times r_i}{f_x E - 0.6 P_D} + C$$

$$t_s = 0,389 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2(t_s) \\ &= 257,905 + 2(0,389) \\ &= 258,685 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ID &= ID - 2(t_s) \\ &= 257,905 - 2(0,389) \\ &= 257,125 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal “flange dan dished head”

- r_c (radius crown) = $ID = 257,125 \text{ in}$
- inside radius pada shell (r_i) = $6 \% \times r_c = 15,43 \text{ in}$
- Menentukan stress-intensification factor untuk torispherical dish head (W)

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{226,875}{13,612}} \right)$$

$$W = 1,77 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P_D \times rc \times W}{2 \times f \times E - 0,2P_D} + C$$

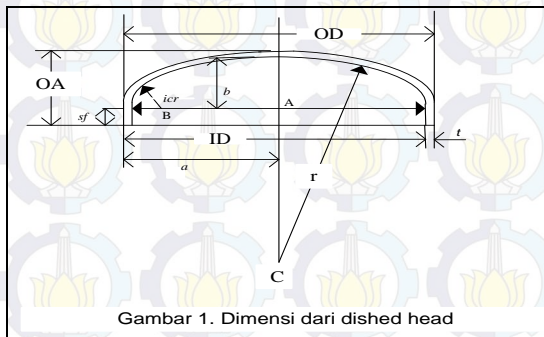
$$t_h = 0,791 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 t_h$$

$$OD = 257,125 + 2(0,791)$$

$$OD = 258,61 \text{ in}$$

f. Menentukan desain tutup



Gambar 1. Dimensi dari dished head

Dari Brownell and Young, 1949, p. 89 didapatkan :

- $a = \frac{ID}{2}$

- $a = \frac{257,125}{2} = 128,56 \text{ in}$

- $BC = r - icr$
 $= 180 - 13,75$
 $= 166,25 \text{ in}$

- $AB = ID/2 - icr$
 $= \frac{257,125}{2} - 13,75$
 $= 114,813 \text{ in}$

- $AC = \sqrt{[(BC)^2 - (AB)^2]}$

$$AC = \sqrt{[(166,25)^2 - (114,813)^2]}$$

$$AC = 120,238 \text{ in}$$

- $b = r - AC$
 $= 180 - 120,238$
 $= 59,762 \text{ in}$

- $Sf = 1,5$

- $OA = ts + b + Sf$
 $= 3/8 + 46,95 + 1,5$
 $= 61,652 \text{ in}$

g. Menentukan power pengaduk

Direncanakan menggunakan pengaduk jenis propeller dengan 4 buah baffle.

$$Da = 1/3 Dt$$

$$C/Dt = 1/3$$

$$W/Da = 1/5$$

$$J/Dt = 1/12$$

$$L/Da = 1/4$$

Dimana : Da = Diameter pengaduk

Dt = Diameter tangki

C = Jarak pengaduk ke dasar tangki

W = Lebar pengaduk

J = Lebar baffle

L = Panjang pengaduk

$$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \quad \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12} \quad \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

$$Dt = 21,492 \text{ ft} = 6,5 \text{ m}$$

$$Da = 1/3 Dt = 1/3 \times 6,5 \text{ m} = 2,185 \text{ m}$$

$$C = 1/3 Dt = 1/3 \times 6,5 \text{ m} = 2,185 \text{ m}$$

$$W = 1/5 Da = 1/5 \times 2,185 \text{ m} = 0,437 \text{ m}$$

$$J = 1/12 Dt = 1/12 \times 6,5 \text{ m} = 0,546 \text{ m}$$

$$L = 1/4 Da = 1/4 \times 2,185 \text{ m} = 0,546 \text{ m}$$

$$\rho = 992,144 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,00395 \text{ kg/ms}$$

$$\text{kecepatan putar pengaduk} = N = 30 \text{ rpm} = 0,5 \text{ rps}$$

$$N're = \frac{Da \times N \times \rho}{\mu}$$

$$N're = \frac{2,185 \times 0,5 \times 992,144}{0,00395}$$

$$N're = 11.555,79$$

$N're > 10000$, maka termasuk aliran turbulen

$N're > 10000$, maka menggunakan baffel (Geankoplis hal.144)

Dari geankoplis, 1993, 3rd ed. fig 3.4-4 diperoleh harga $N_p = 0,4$

$$N_p = \frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$

$$0,4 = \frac{P}{992,144 \times (0,5)^3 \times (2,185)^5}$$

$$P = 2470,77 \text{ J/s}$$

$$P = 2,47 \text{ kW}$$

$$P = 3,31 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 84 \%$$

(Peter & Timmerhaus, fig.14.38,p-521)

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{P}{\eta} \times 100\% \\ &= \frac{3,31}{84} \times 100\% = 2,78 \text{ Hp} \end{aligned}$$

h. Menghitung tebal jacket

Jarak shell dengan jacket ditentukan = 2 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times t_s) + \text{jarak shell dengan jacket} \\ &= 257,125 + (2 \times 0,389) + 2 \\ &= 259,903 \text{ in} = 21,659 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal jacket shell} \quad T &= \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + C \\ &= \frac{26,67 \times 257,905}{2 \times 16250 \times 0,8} + 0,125 \\ &= 0,38 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal jacket (T) = 0,38 in

Tebal jacket dasar langsung diambil tebalnya 0,38in.

SPEKIFIKASI REAKTOR

- Jumlah = 3 unit
- Bentuk = silinder vertical dengan tutup dan dasar "*Flanged & Dished Head*"
- Volume tangki = 11.690,507 ft³
- Volume liquid = 9.352,406 ft³
- Diameter Tangki = 21,492 ft
- Tinggi Tangki = 32,238 ft
- Tinggi Liquid = 25,793 ft

Shell :

- ID : 257,125 in
- Tebal : 0,389 in
- OD : 258,708 in
- Bahan : carbon steel SA-212 grade A
- Welded : doubled welded butt joint

Flanged and dished head :

- ID : 257,125 in
- Tebal : 0,791 in
- OD : 258,708 in
- Bahan : carbon steel SA-212 grade A
- Welded : double welded butt joint
- Icr : 13 ¾ in
- r : 180 in
- a : 128,563 in
- AB : 114,813 in
- BC : 166,25 in
- AC : 120,238 in
- b : 59,762 in
- OA : 61,652 in

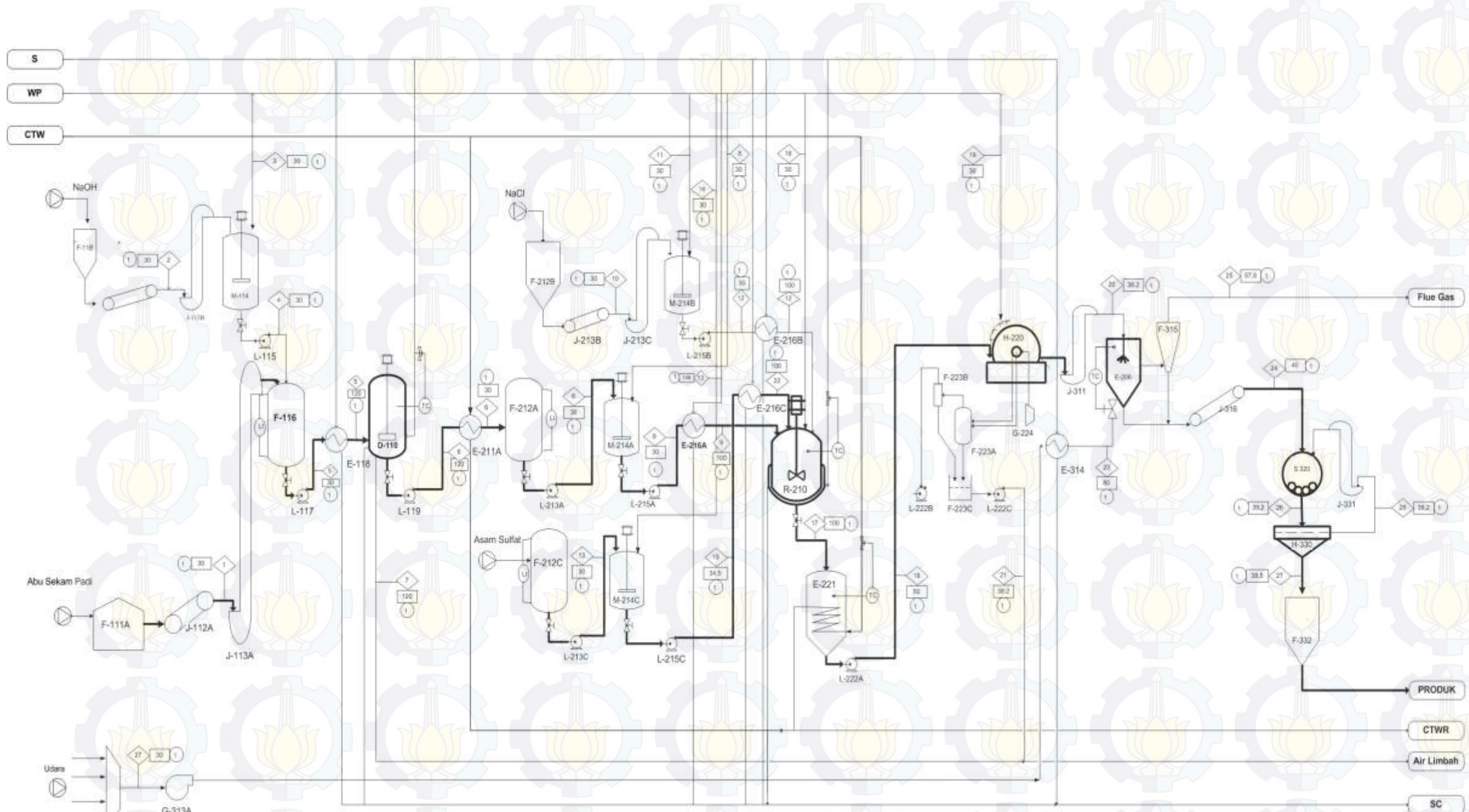
Spesifikasi pengaduk :

- Tipe : propeller dengan 4 buah baffel
- Jumlah : 1
- Diameter : 2,185 m
- Putaran : 30 rpm
- Power motor : 3 Hp

Spesifikasi Jacket :

- Tebal Jacket = 0,38 in

FLWSHEET PABRIK SILIKA DARI ABU SEKAM PADI DENGAN PROSES PRESIPITASI



KETERANGAN			
Aliran Proses		Aliran Proses	
WP	Water Proses	◇	Senyar Aliran
CTW	Cooling Water	□	Temperature (C)
CTWR	Cooling Tower Water Return	○	Tekanan (atm)
S	Steam	⊗	Bahan Baku
SC	Steam Condensat	⊙	Produk

No.	KODE ALAT	NAMA ALAT	JUMLAH
47	F-332	SILU	1
46	J-331	BUCKET ELEVATOR DARI SCREEN	1
45	H-330	SCREEN	1
44	S-328	BALL MILL	1
43	J-316	BELT CONVEYOR dari SPRAY DRYER	1
42	F-315	CYCLONE SEPARATOR	1
41	H-310	SPRAY DRYER	1
40	G-310B	BLOWER UDARA KERING	1
39	E-314	HEATER DRY AIR	1
38	G-313A	BLOWER UDARA	1
37	H-312	FILTER UDARA	1
36	J-311	BUCKET ELEVATOR dari ROTARY DRUM VACUUM FILTER	1
35	G-224	COMPRESSOR	1
34	L-222C	POMPA dari SEAL TANK	1
33	L-222B	VACUUM PUMP	1
32	F-223C	SEAL TANK	1
31	F-223B	MOISTURE TRAP	1
30	F-223A	FILTRATE RECEIVER	1
29	H-220	ROTARY DRUM VACUUM FILTER	1
28	L-222A	POMPA SLURRY SILIKA PRESIPITASI	1
27	E-221	TANGKI PENAMPUNGAN SLURRY	1
26	R-210	REAKTOR PRESIPITASI	2
25	E-216C	HEATER H ₂ SO ₄	2
24	L-215C	POMPA H ₂ SO ₄ ENGER	2
23	M-214C	TANGKI PENGECERAN H ₂ SO ₄	2
22	L-215B	POMPA H ₂ SO ₄ PEKAT	2
21	F-212C	TEMPAT PENYIMPANAN H ₂ SO ₄ CAIR	2
20	E-216A	HEATER NATRIUM SILIKAT	2
19	L-225A	POMPA NATRIUM SILIKAT ENGER	2
18	M-214A	TANGKI PENGECERAN NATRIUM SILIKAT	2
17	L-215A	POMPA NATRIUM SILIKAT PEKAT	2
16	F-212A	TANGKI PENYIMPANAN NATRIUM SILIKAT CAIR	2
15	E-216B	HEATER NaCl	2
14	L-215B	POMPA BRINE	1
13	M-214B	TANGKI PELARUTAN NaCl	1
12	J-213C	BUCKET ELEVATOR NaCl	1
11	J-213B	BELT CONVEYOR NaCl	1
10	F-212B	TANGKI PENYIMPANAN NaCl PADAT	1
9	E-211A	COOLER NATRIUM SILIKAT	2
8	F-115	TANGKI PENCAMPURAN ABU SEKAM PADI & NaOH	1
7	L-113	POMPA NaOH	1
6	F-118B	TANGKI PENYIMPANAN NaOH	1
5	D-118	LEACHING TANK	2
4	E-115	HEATER LEACHING	1
3	J-112B	BUCKET ELEVATOR ABU SEKAM PADI	1
2	J-112A	BELT CONVEYOR ABU SEKAM PADI	1
1	F-113	TEMPAT PENYIMPANAN ABU SEKAM PADI	1

Komponen	Neraca Massa (kg/jam)																											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Al ₂ O ₃	16,7				16,7		16,7																					
NaOH		303		303																								
K ₂ O	60,32				60,32		60,32																					
Na ₂ O	0,99				0,99		0,99																					
MgO	2,9				2,9		2,9																					
CaO	15,7				15,7		15,7																					
ZnO	2,98				2,98		2,98																					
Mn	5,97				5,97		5,97																					
PbO	0,99				0,99		0,99																					
Na ₂ O.3SiO ₂						1969,7			1969,7																			
Fe ₂ O ₃	21,9				21,9		21,9			21,9							21,89	21,89		21,89				21,89		21,89		0,1
SiO ₂	1862				1862	362,3	362,3										1874,9	1874,9		1872,2	2,81			1872,2		1881,5	1872,2	9,4
H ₂ SO ₄										389,5		389,5		185,6		185,6		2159,4	2159,4			2159,4						
NaCl																	389,58	389,58			389,58							
H ₂ O (l)			3502,2	3502,2	3502,2	3335,5		6869	10205		683,6	683,6	23,8	299	302,8	298,7	8535,8	8535,8	21855,6	7597,8	22793,6	21		3,79	4219	3,8	3,79	0,02
Na ₂ SO ₄																					5,37	1070,4						
N ₂																							618	618		618		
O ₂																							187	187		187		
H ₂ O (g)																											21	7594
TOTAL	1990,45	303	3502,2	3805,2	5795,65	5689,4	468,8	6869	12196	389,5	683,6	1073	209,4	299	488,4	298,7	12981	12981	21855,6	9497,26	26415,8	826	826	1903,3	12618	1912,7	1903,25	9,55

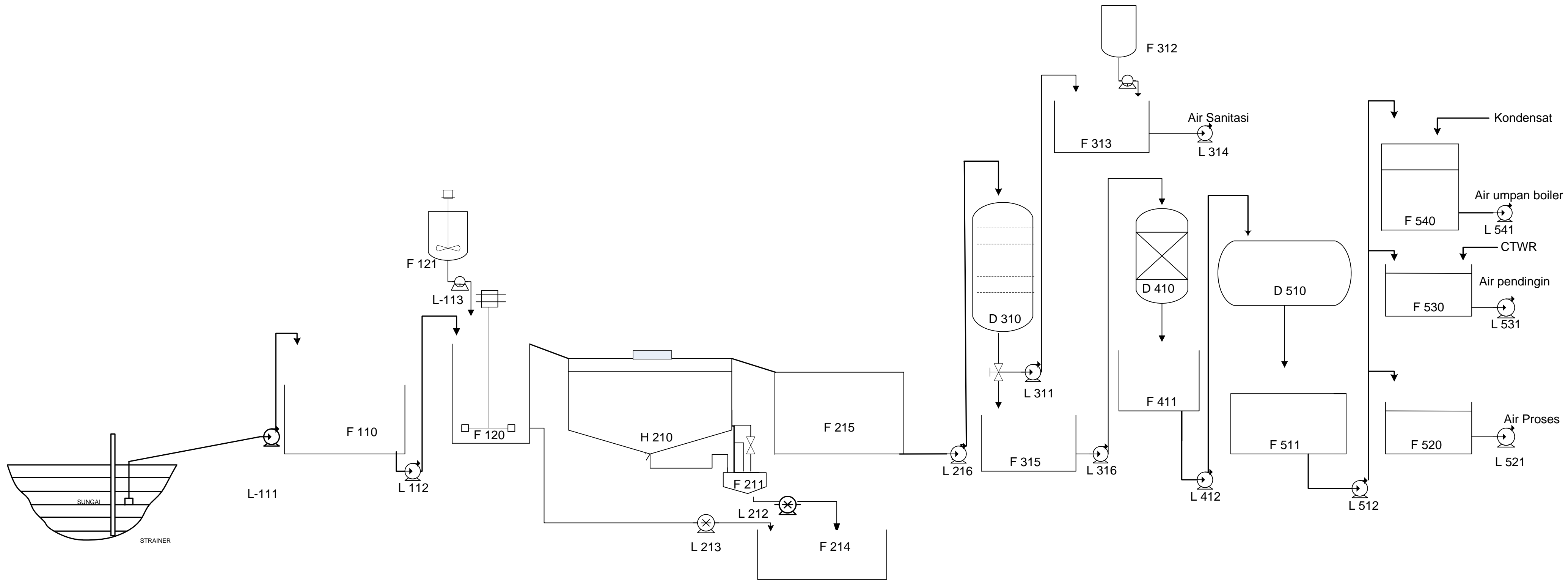
DIGAMBAR OLEH :
 1. Meriya Ward L. R. 2399 030 001
 2. Insani cahyaningrum 2399 030 029

DOSEN PEMBIMBING :
 Ir. Sri Marsandi, MT

FABRIK SILIKA dari ABU SEKAM PADI dengan PROSES PRESIPITASI

JURUSAN B3 TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
 SURABAYA

FLWSHEET UTILITAS



31	L 541	Pompa Air Umpan Boiler	1
30	F 540	Tangki Air Umpan Boiler	1
29	L 531	Pompa Air Pendingin	1
28	F 530	Tangki Air Pendingin	1
27	L 521	Pompa Air Proses	1
26	F 520	Tangki Air Proses	1
25	L 512	Pompa ke Tangki Air Bersih	1
24	F 511	Tangki Penampung Air dari Deaerator	1
23	D 510	Deaerator	1
22	L 412	Pompa ke Deaerator	1
21	F 411	Tangki penampung Kation Exchanger	1
20	D 410	Kation Exchanger	1
19	L 316	Pompa ke Kation Exchanger	1
18	F 314	Tangki penampung Air dari Pressure filter	1
17	L 314	Pompa Air Sanitasi	1
16	F 312	Tangki Desinfektan	1
15	F 313	Tangki Penampung Air sanitasi	1
14	D 310	Pressure Filter	1
13	F 216	Pompa Feed Air Bersih	1
12	F 215	Tangki Penampung Air dari Clarifier	1
11	F 214	Drying Bed	1
10	L 213	Pompa Feed Drying Bed	1
9	F 211	Tangki Penampung Lumpur	1
8	H 310	Clarifier	1
7	L 213	Pompa Air kotor	1
6	L 113	Pompa Ke Intermediate Tank	1
5	F 121	Tangki Flokulan	1
4	F 120	Tangki intermediate tank	1
3	L 112	Pompa ke intermediate tank	1
2	F 110	Bak Basin	1
1	L 111	Pompa ke Tangki Skimming	1

No	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH
Digambar Oleh :			
Merlyn Werdi		(2309 030 001)	
Insani Cahyaningrum		(2309 030 029)	
Diperiksa Oleh :			
Ir. Sri Murwanti, MT		(19530226 198502 2 001)	
FLWSHEET			
PABRIK SILIKA DARI ABU SEKAM PADI DENGAN PROSES PRESIPITASI			
PROGRAM STUDI D3 TEKNIK KIMIA			
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI			
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOVENBER			
SURABAYA			