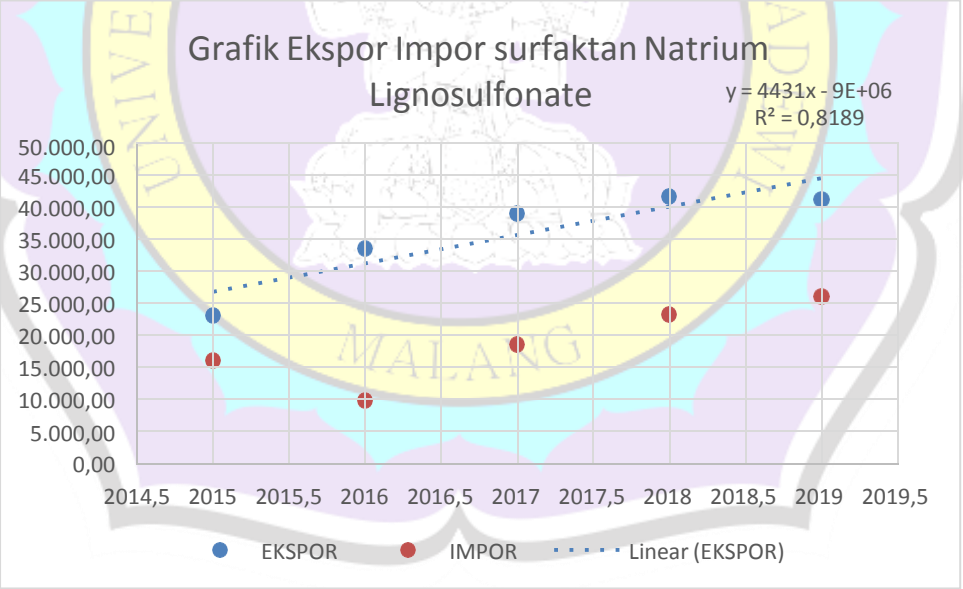
APPENDIX A
KAPASITAS PRODUKSI

Dalam mendirikan pabrik diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan dan bahan bakunya. Dengan jumlah produksi bisa ditentukan kapasitas pabrik yang hendak didirikan. Berikut adalah tabel data produksi Surfaktan Natrium Lignosulfonat setiap tahunnya:

Tabel A.1 Produksi ekspor dan impor Surfaktan Natrium Lignosulfonat

Tahun	Ekspor (ton/tahun)	Impor (ton/tahun)
2015	23.377,00	16.355,209
2016	33.778,20	10.131,291
2017	39.266,40	18.795,926
2018	41.913,20	23.483,142
2019	41.464,50	26.293,226
JUMLAH	37.999,86	19.011,760

Sumber: (1) Badan Pusat Statistik



Karna Nilai R-square <0.9 metode interpolasi linear TIDAK BISA digunakan , maka digunakan perhitungan % kenaikan.

Tabel A.2 Data Impor Surfaktan
Natrium Lignosulfonat

Tahun	Import (Kg/Tahun)	% Kenaikan
2015	16.355,209	0
2016	10.131,291	-38
2017	18.795,926	86
2018	23.483,142	25
2019	26.293,226	12
Rata-Rata	19.011,760	21

Sumber :BPS 2015-2019

Untuk menghitung % kenaikan digunakan perhitungan sebagai berikut :

Impor tahun 2016 : 10.131,291 ton/tahun
Impor tahun 2015 : 16.355,209 ton/tahun

% kenaikan =

$$= \frac{Impor\ surfaktan\ NLS\ tahun\ sesudah - Impor\ surfaktan\ NLS\ sebelum}{Impor\ surfaktan\ NLS\ tahun\ sebelum} X\ 100$$

$$\%\ Kenaikan = \frac{10.131,291 - 16.355,209}{16.355,209} X\ 100 = -38\%$$

Kenaikan rata-rata impor produksi Surfaktan Natrium Lignosulfonat = $\frac{(-38) + 86 + 25 + 12}{4}$

= 21%

Dengan menggunakan tabel A.2 diatas diperoleh kenaikan impor pertahun 21% maka perkiraan impor Surfaktan Natrium Lignosulfonat pada tahun 2024 dapat dihitung dengan persamaan :

$$M = P\ (I + i)^n$$

Dimana :
M= Jumlah produk pada Tahun 2024
P = Nilai Tahun Sebelumnya (2019)
I = Nilai Persentase Kenaikan
n = Selisih Tahun (2019-2024)= 5
sehingga perkiraan konsumsi pada tahun 2024 sebesar:

$$M = P\ (I + i)^n$$

$M1 = 26.293,226\ (1 + 0,21)^5$
$= 68.460,797$ ton/tahun

Tabel A.3 Data Eksport Surfaktan Natrium Lignosulfonat

Tahun	Eksport (Ton/Tahun)	% Kenaikan
2015	23.377,00	0
2016	33.778,20	44
2017	39.266,40	16
2028	41.913,20	7
2019	41.464,50	-1
Rata-Rata	37.999,86	17

Sumber :BPS 2015-2019

Untuk menghitung % kenaikan digunakan perhitungan sebagai berikut :

Ekspor tahun 2016 : 33.778,20 ton/tahun
Ekspor tahun 2015 : 33.577,00 ton/tahun

% kenaikan =

$$= \frac{Ekspor\ surfaktan\ NLS\ tahun\ sesudah - Ekspor\ surfaktan\ NLS sebelum}{Ekspor\ surfaktan\ NLS\ tahun\ sebelum} X\ 100$$

$$\%\ Kenaikan\ = \frac{33.778{,}20 - 33.577{,}00}{33.577{,}00} X\ 100 = 1\ \%$$

Kenaikan rata-rata ekspor produksi Surfaktan Natrium Lignosulfonat $= \frac{44 + 16 + 7 + (-1)}{4}$

= 17 %

Dengan menggunakan tabel A.3 diperoleh kenaikan eksport pertahun 18% maka perkiraan impor Surfaktan Natrium Lignosulfonat pada tahun 2024 dapat dihitung dengan persamaan=

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

Dimana :
M= Jumlah produk pada Tahun 2024
P = Nilai Tahun Sebelumnya (2019)
I = Nilai Persentase Kenaikan
n = Selisih Tahun (2019-2024)= 5
sehingga perkiraan konsumsi pada tahun 2024 sebesar:

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

$M4 = 41.464{,}50\ (1 + 0{,}17)^5$

= 89.376,028 ton/tahun

Dari hasil diatas dapat dihitung kapasitas pabrik Surfaktan Natrium Lignosulfonat pada tahun 2024 adalah :

M1 + M2 + M3 = M4 + M5
M1 = 68.460,797 ton/tahun (Impor)
M2 = 0 (Produksi)
M3 = ?
M4 = 89.376,028 ton/tahun (Ekspor)
M5 = 0 (Konsumsi)
Sehingga :

M1 + M2 + M3 = M4 + M5
M3 = (M4+M5) – (M1-M2)
M3 = (89.376,028 ton/tahun + 0) – (68.460,797 ton/tahun + 0)
M3 = 20.915,231 x 1,5 ton/tahun
M3 = 31.372,847 ton/tahun dibulatkan menjadi **30.000 ton/tahun**

Dengan hasil basis perhitungan kapasitas yang sudah tertera maka akan di koversi ke produksi Surfaktan Natrium Lignosulfonat perjam yakni :

$$= \frac{30000}{tahun} x \frac{1000\ kg}{ton} x \frac{1\ tah\ un}{330\ hari} x \frac{1\ hari}{24\ jam}$$

= 3.787,88 kg/jam

Dengan demikian maka pra rancang pabrik surfaktan natrium lignosulfonate dari tandan kosong kelapa sawit yang akan dibangun pada tahun 2024 dengan kapasitas 30.000 ton/tahun atau 3.787,88 kg/jam

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 30.000 ton/tahun

Jumlah hari kerja = 330 hari

1 hari = 24 jam

Satuan operasi = kg/jam

Bahan Baku = Tanda Kosong Kelapa Sawit

Kapasitas produksi dalam 1 jam operasi

$$= \frac{30000}{tahun} \; x \frac{1000\ kg}{ton} x \; \frac{1\ tahun}{330\ hari} x \; \frac{1\ hari}{24\ jam}$$

= 3.787,88 kg/jam

Menghitung bahan baku yang diperlukan:

$$\text{Bahan baku} = \frac{\text{kapasitas produksi aktual}}{\text{bahan baku hasil basis}} x \text{ basis perhitungan}$$

$$= \frac{3.787{,}87\ \text{kg/jam}}{437{,}86\ \text{kg/jam}} \times 1.000\ \text{kg/jam}$$

= 8.650,87 kg/jam

Komposisi kimia Tanda Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dapat dilihat pada tabel B.1

1. Storage

Berfungsi untuk menyimpan bahan baku TKKS

Tabel B.1 Komposisi Kimia TKKS

No.	Komponen	Kandungan (%)	Jumlah
1	Lignin	28,00	2.422,24
2	Selulosa	32,55	2.815,86
3	Hemiselulosa	31,37	2.713,78
4	Abu	8,08	698,99
	Total	**100**	**8650,87**

2. Belt Conveyor

Berfungsi untuk menghantarkan TKKS menuju *Rotary Knife cutter*

Neraca massa :



Asumsi %loss = 0,1%

= 99,9 %

Aliran dari F-111

Neraca massa Komponen :

Tanda Kosong Kelapa Sawit (TKKS) = 8650,87 kg/jam

Aliran ke *Rotary Knife Cutter*

TKKS = 8650,87 kg/jam x 99,9% = 8642,22 kg/jam

Jumlah = 86422,22 kg/jam

% Loss = 8650,87 kg/jam x 0,1% = 8,65 kg/jam

Total = 8642,22 kg/jam + 8,65 kg/jam

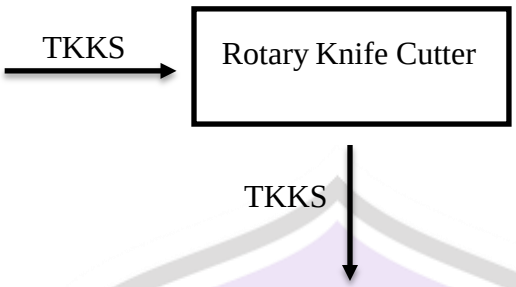
= 8650,87 kg/jam

Tabel B.2 Neraca Massa Belt Conveyor

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
TKKS	8650,87	TKKS	8642,22
%loss			8,65
Total	**8650,87**		**8650,87**

3. Rotary Knife Cutter

Berfungsi untuk memotong TKKS menjadi lebih kecil



Asumsi %loss = 0,1%

= 99,9 %

Aliran dari J-112

Neraca massa Komponen :

Tanda Kosong Kelapa Sawit (TKKS) = 8642,22 kg/jam

Aliran ke *Bucket Elevator I*

TKKS = 8642,22 kg/jam x 99,9% = 8633,58 kg/jam

Jumlah = 8633,58 kg/jam

% Loss = 8642,22 kg/jam x 0,1% = 8,64 kg/jam

Total = 8633,58 kg/jam + 8,64 kg/jam

= 8642,22 kg/jam

Tabel B.3 Neraca Massa Rotary Knife Cutter

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
TKKS	8642,22	TKKS	8633,58
%loss			8,64
Total	**8642,22**		**8642,22**

4. Bucket Elevator I

Berfungsi untuk mengangkut TKKS yang tidak sesuai ukuran menuju ke rotary knife cutter.



Asumsi % loss = 0 %

= 100 %

Aliran dari H-114

Neraca massa Komponen :

Tanda Kosong Kelapa Sawit (TKKS) = 8633,58 kg/jam

Aliran ke *Vibrating Screen*

TKKS = 8633,58 kg/jam x 100 % = 8633,58 kg/jam

Jumlah = 8633,58 kg/jam

Efesiensi alat 98% = 8633,58 x 98% = 8460,91 kg/jam

= 8633,58 kg/jam – 8460,91 kg/jam

= 172,67 kg/jam

Jumlah = (8460,91 kg/jam + 172,67 kg/jam)

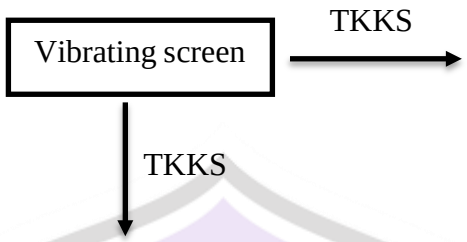
= 8633,58 kg/jam

Tabel B.4 Neraca Massa Bucket Elevator I

Masuk		Keluar			
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>		Aliran <3>	
TKKS	8633,58	TKKS	8460,91	TKKS	172,67
%loss			0		0
Total	**8633,58**	**8633,58**			

5. Vibrating Screen

Berfungsi untuk menyaring TKKS yang sudah di potong kecil-kecil.



Asumsi %loss = 0,1%

= 99,9 %

Aliran dari J-115

Neraca massa Komponen :

Tanda Kosong Kelapa Sawit (TKKS) = 8460,91kg/jam

Aliran ke *Bucket Elevator II*

TKKS = 8460,91 kg/jam x 99,9% = 8452,44 kg/jam

Jumlah = 8452,44 kg/jam

% Loss = 8460,91 kg/jam x 0,1% = 8,46 kg/jam

Total = 8452,44 kg/jam + 8,46 kg/jam

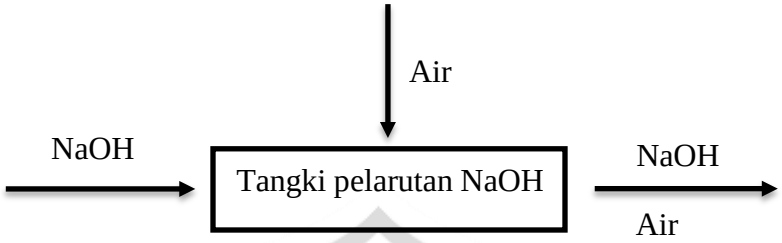
= 8460,91 kg/jam

Tabel B.5 Neraca Massa Vibrating Screen

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
TKKS	8460,91	TKKS	8452,44
%loss			8,46
Total	**8460,91**		**8460,91**

6. Tangki Pelarutan NaOH

Berfungsi untuk melarutkan NaOH dengan Air



Asumsi %loss = 0,1%

= 99,9 %

Aliran dari F-117

Konsentrasi NaOH yang digunakan adalah 10% terhadap berat TKKS dengan rasio TKKS dan NaOH 1:5 (Ismiati, 2009).

Larutan NaOH yang digunakan pada Reaktor Delignifikasi

Total larutan NaOH untuk kebutuhan reaksi = 5 x umpan masuk

= 5 x 8452,44 kg/jam

NaOH 10% yang dibutuhkan = 42262,22 kg/jam

Kemurnian NaOH adalah 98%

Jumlah total NaOH 98% = $\frac{10\ x\ jumlah\ larutan\ NaOH\ total}{98\%}$

= $\frac{10\ x\ 42262{,}22\ kg/jam}{98\%}$

= 4312,47 kg/jam

Air = 2% x 4312,47 kg/jam = 86,25 kg/jam

NaOH = Jumlah total NaOH 98% - 86,25 kg/jam

= 4312,47 kg/jam – 86,25 kg/jam

= 4226,22 kg/jam

Jumlah Air Masuk = 100% - %NaOH masuk

= 100% - 10%

= 90%

Air = 90% x Jumlah larutan NaOH

= 90% x 4312,47 kg/jam

= 37949,75 kg/jam

Neraca massa Komponen :

NaOH = 4226,22 kg/jam

Air = 37949,75 kg/jam + 86,25 kg/jam

= 38036,00 kg jam

Total = 4226,22 kg/jam + 38036,00 kg jam

= 42262,22 kg/jam

Aliran ke *Bin*

NaOH = 4226,22 kg/jam x 99,9% = 4222,00 kg/jam

Air = 38036,00 kg/jam x 99,9% = 37997,96 kg/jam

Jumlah = 4222,00 kg/jam + 37997,96 kg/jam

= 42219,96 kg/jam

% Loss = 42262,22 kg/jam x 0,1% = 42,26 kg/jam

Total = 42219,96 kg/jam + 42,26 kg/jam

= 42262,22 kg/jam

Tabel B.6 Neraca Massa Tangki pelarutan NaOH

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
NaOH	4226,22	NaOH	4222,00
Air	38036,00	Air	37997,96
%loss			42,26
Total	**42262,22**		**42262,22**

7. Bucket Elevator II

Berfungsi untuk mengangkut TKKS yang sudah sesuai ukuran menuju ke reactor delignifikasi.



Asumsi % loss = 0,001 %

= 100 %

Aliran dari H-114

Neraca massa Komponen :

Tanda Kosong Kelapa Sawit (TKKS) = 8452,44 kg/jam

Aliran ke *Reaktor Delignifikasi*

TKKS = 8452,44 kg/jam x 100% = 8452,36 kg/jam

Jumlah = 8452,36 kg/jam

% Loss = 8452,44 kg/jam x 0,001% = 0,08 kg/jam

Total = 8452,36 kg/jam + 0,08 kg/jam

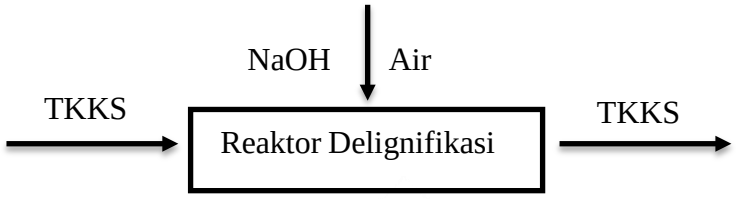
= 8452,44 kg/jam

Tabel B.7 Neraca Massa Bucket Elevator II

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
TKKS	8452,44	TKKS	8452,36
%loss			0,08
Total	**8452,44**		**8452,44**

8. Reaktor Delignifikasi

Berfungsi untuk melarutkan lignin dari TKKS dengan pelarut NaOH.



Asumsi % loss = 0,1 %

= 99,9 %

Aliran J-116 dan F-119

Neraca Massa Komponen :

Lignin = 2366,66 kg/jam

Selulosa = 2751,24 kg/jam

Hemiselulosa = 2651,51 kg/jam

Abu = 682,95 kg/jam

Total = 8452,44 kg/jam

NaOH = 4222,00 kg/jam

H_2O = 37997,96 kg/jam

Total = 42219,96 kg/jam

BM lignin = 198 kg/kmol

BM NaOH = 40 kg/kmol

BM Na-Lignin = 264 kg/kmol

BM H_2O = 18 kg/kmol

Konversi Reaksi = 96,53% (Muryanto dkk, 2016)

Mol lignin $= \frac{2366{,}66 \text{ kg/jam}}{198\ kg/kmol} = 11{,}95\ kmol/jam$

Mol NaOH awal $= \frac{4226{,}22 \text{ kg/jam}}{40\ kg/kmol} = 105{,}66\ kmol/jam$

$C_{10}H_{14}O_4 + 3NaOH \longrightarrow C_{10}H_{11}O_4Na_3 + 3H_2O$

A=	11,95	105,66	-	-
B=	11,54	34,61	11,54	34,61
H=	0,41	71,04	11,54	34,61

Maka :

Lignin = 0,41 kmol/jam x 198 kg/kmol = 82,12 kg/jam

NaOH = 71,04 kmol/jam x 40 kg/kmol = 2841,65 kg/jam

Na-Lignin = 11,54 kmol/jam x 264 kg/kmol = 3046,05 kg/jam

H_2O = (34,61 kmol/jam x 18 kg/kmol) + 37997,96 kg/jam
= 38616,80 kg/jam

Neraca massa Komponen :

Lignin = 2366,66 kg/jam

Selulosa = 2751,24 kg/jam

Hemiselulosa = 2651,51 kg/jam

Abu = 682,95 kg/jam

Total = 8452,44 kg/jam

NaOH = 4222,00 kg/jam

H_2O = 37997,96 kg/jam

Total = 42219,96 kg/jam

Jumlah = 8452,44 kg/jam + 42219,96 kg/jam
= 50672,32 kg/jam

Aliran ke *Filter Press*

Lignin = 82,12 kg/jam x 99,9% = 82,04 kg/jam

Selulosa = 2751,24 kg/jam x 99,9% = 2748,49 kg/jam

Hemiselulosa = 2651,51 kg/jam x 99,9% = 2648,85 kg/jam

Abu = 682,95 kg/jam x 99,9% = 682,27 kg/jam

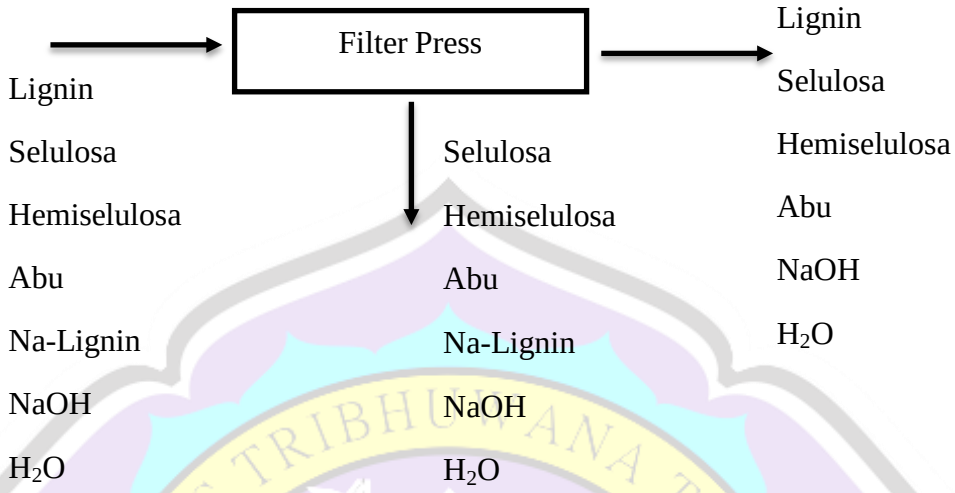
Jumlah	**= 6161,65 kg/jam**	
NaOH sisa	= 2841,65 kg/jam x 99,9%	= 2838,81 kg/jam
Na-Lignin	= 3046,05 kg/jam x 99,9%	= 3043,00 kg/jam
H_2O	= 38616,80 kg/jam x 99,9%	= 38578,18 kg/jam
Jumlah	**= 44459,99 kg/jam**	
Total	**= 6161,65 kg/jam + 44459,99 kg/jam**	
	= 50621,65 kg/jam	
% Loss	= 50672,32 kg/jam x 0,1 %	
	= 50,67 kg/jam	
Jumlah	**= 50621,65 kg/jam + 50,67 kg/jam**	
	= 50672,32 kg/jam	

Tabel B.8 Neraca Massa Reaktor Delignifikasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <3>	
TKKS	8452,36	TKKS	6161,65
		NaOH sisa	2838,81
Aliran <2>		Na-Lignin	3043,00
NaOH	4222,00	H_2O	38578,18
H_2O	37997,96		
Jumlah	**50672,32**		**50621,65**
% Loss			50,67
Total	**50672,32**		**50672,32**

9. Filter Press

Berfungsi untuk menyaring hasil reaksi delignifikasi (serat TKKS dan lindi hitam)



Asumsi % loss = 0,0001 %

= 100 %

Aliran dari R-110

Aliran <1> = Aliran <2> + Aliran <3>

Neraca Massa Komponen (Aliran 1) :

Lignin = 82,04 kg/jam

Selulosa = 2748,89 kg/jam

Hemiselulosa = 2648,85 kg/jam

Abu = 682,27 kg/jam +

Jumlah TKKS= 6161,65 kg/jam

NaOH = 2838,81 kg/jam

Na-Lignin = 3043,00 kg/jam

H_2O = 38578,18 kg/jam

Total = 50621,65 kg/jam

Tabel B.9 Komposisi cake hasil delignifikasi (Muryanto dkk, 2016)

No.	Komponen	Persentase (%)
1	Lignin	3,47
2	Selulosa	80,97
3	Hemiselulosa	9,37
4	Abu	6,19

Neraca Massa Komponen (Aliran 3) :

Lignin = 3,47% x 82,04 kg/jam = 2,85 kg/jam

Selulosa = 80,97% x 2748,89 kg/jam = 2225,45 kg/jam

Hemiselulosa = 9,37 x 2648,85 kg/jam = 248,20 kg/jam

Abu = 6,19% x 682,27 kg/jam = 42,23 kg/jam

Cake yang keluar sebesar 7% dari umpan masuk

Umpan yang masuk sebesar 50672,32 kg/jam

Cake yang keluar = 7% x 50672,32 kg/jam = 3547,06 kg/jam

Menghitung NaOH dan H_2O

Larutan NaOH = jumlah cake – jumlah serat

= 3547,06 kg/jam - 2528,86 kg/jam

= 1018,20 kg/jam

Asumsi NaOH dalam larutan sebesar 10%

NaOH = 10% x 1018,20 kg/jam

= 101,82 kg/jam

H_2O = 1018,20 kg/jam - 101,82 kg/jam

= 916,38 kg/jam

Total = 3616,12 kg/jam

Neraca Massa Komponen (Aliran 2) :

Selulosa = 2748,89 kg/jam - 2225,45 kg/jam = 523,04 kg/jam

Hemiselulosa = 2648,85 kg/jam - 248,20 kg/jam = 2400,65 kg/jam

Abu	= 682,27 kg/jam - 42,23 kg/jam	= 640,03 kg/jam
NaOH	= 2838,81 kg/jam - 101,82 kg/jam	= 2736,99 kg/jam
H_2O	= 38578,18 kg/jam - 916,38 kg/jam	= 37661,76 kg/jam
Na-Lignin	= 3043,00 kg/jam	
Total	**= 47005,48 kg/jam**	

% Loss = 50621,65 kg/jam x 0,0001 %

= 0,05 kg/jam

Jumlah = 47005,48 kg/jam + 3616,12 kg/jam + 0,05 kg/jam

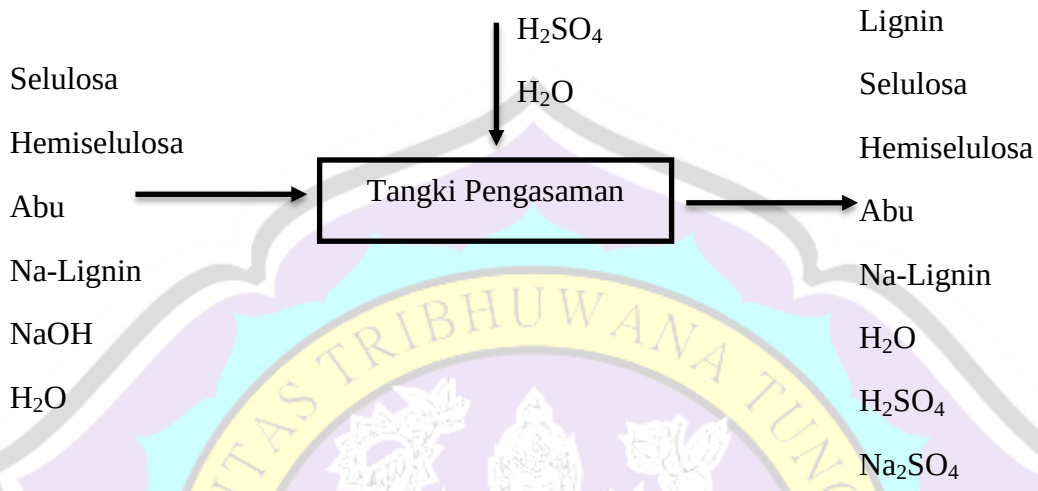
= **50621,65 kg/jam**

Tabel B.10 Neraca Massa Filter Press

Masuk		Keluar			
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>		Aliran <3> cake	
Lignin	82,04	Lignin	0	Lignin	82,04
Selulosa	2748,49	Selulosa	523,04	Selulosa	3335,45
Hemiselulosa	2648,85	Hemiselulosa	2400,65	Hemiselulosa	248,20
Abu	628,27	Abu	640,03	Abu	42,23
NaOH	2838,81	NaOH	2736,99	NaOH	101,82
Na-Lignin	3043,00	Na-Lignin	3043,00	Na-Lignin	0
H_2O	38578,18	H_2O	37661,76	H_2O	916,38
Jumlah	**50621,65**		**47005,48**		**3616,12**
%loss		0,05			
Total	**50621,65**	**50621,65**			

10. Tangki Pengasaman

Berfungsi untuk mengisolasi lignin dari lindi hitam TKKS dengan asam sulfat (H_2SO_4).



Asumsi % loss = 0,5 %

= 99,5 %

Aliran dari H-123

Aliran <1> + Aliran <2> = Aliran <3>

Neraca Massa Komponen (Aliran 1) :

Selulosa = 523,04 kg/jam

Hemiselulosa = 2400,65 kg/jam

Abu = 640,03 kg/jam

NaOH = 2736,99 kg/jam

H_2O = 37661,76 kg/jam

Na-Lignin = 3043,00 kg/jam

Total = 47005,48 kg/jam

Neraca Massa Komponen (Aliran 2) :

Data = densitas lindi hitam TKKS = 1,30 gr/cm^3 = 1,30 kg/L

= densitas H_2SO_4 = 1,83 gr/cm^3 = 1,83 kg/L

Volume lindi hitam = $\frac{\text{massa}}{\text{Densitas}}$

$= \frac{47005,48 \text{ kg/jam}}{1,30 \text{ kg/L}}$ = 36158,06 L

H_2SO_4 72% yang digunakan 20% dari volume lindi (Ismiati, 2009)

H_2SO_4 72% = 20% x 36158,06 L

= 7231,61 L

H_2SO_4 = 72% x 7231,61 L

= 5206,76 L

Maka H_2SO_4 <2> = 7231,61 kg/jam

Volume H_2O = 7231,61 L - 7231,61 L

= 2024,85 L

Maka H_2O <3> = Densitas x Volume

= 2023,43 kg/jam

Jumlah = 9255,04 kg/jam

Neraca Massa Komponen (Aliran 3) :

Selulosa	= 523,04 kg/jam x 99,5%	= 520,42 kg/jam
Hemiselulosa	= 2400,65 kg/jam x 99,5%	= 2388,65 kg/jam
Abu	= 640,03 kg/jam x 99,5%	= 636,83 kg/jam

Reaksi Na-lignin dan H_2SO_4

BM Na-lignin = 264 kg/kmol

BM H_2SO_4 = 98 kg/kmol

BM lignin = 198 kg/kmol

BM Na_2SO_4 = 142 kg/kmol

Konversi reaksi = 90% (Zhu dan Theleander, 2015)

Mol Na-Lignin = $\frac{3043{,}00\ kg/jam}{264\ kg/kmol} = 11{,}53\ kmol/jam$

Mol H_2SO_4 = $\frac{7231{,}61\ kg/jam}{98\ kg/kmol} = 73{,}79\ kmol/jam$

$C_{10}H_{11}O_4Na_3 + 3H_2SO_4 \longrightarrow C_{10}H_{14}O_4 + 3Na_2SO_4$

A=	11,53	73,79	-	-
B=	10,37	15,56	10,37	15,56
H=	1,15	58,23	10,37	15,56

Na-lignin = 1,15 kmol/jam x 264 kg/kmol = 304,30 kg/jam x 99,5 %
= 302,78 kg/jam

H_2SO_4 = 73,79 kmol/jam x 98 kg/kmol = 5706,65 kg/jam

Lignin = 10,37 kmol/jam x 198 kg/kmol =2054,03kg/jam x 99,5 %
= 2043,76 kg/jam

Na_2SO_4 = 15,56 kmol/jam x 142 kg/kmol = 2209,63 kg/jam

Reaksi NaOH dan H_2SO_4

BM NaOH = 40 kg/kmol

BM H_2SO_4 = 98 kg/kmol

BM Na_2SO_4 = 142 kg/kmol

BM air = 18 kg/kmol

Mol NaOH awal = $\frac{2736{,}99\ kg/jam}{40\ kg/kmol} = 68{,}42\ kmol/jam$

Mol H_2SO_4 = $\frac{5706{,}65\ kg/jam}{98\ kg/kmol} = 58{,}23\ kmol/jam$

$2NaOH + H_2SO_4 \longrightarrow Na_2SO_4 + 2H_2O$

A=	68,42	58,23	-	-
B=	68,42	34,21	34,21	68,42
H=	0	24,02	34,21	68,42

H_2SO_4 = 24,02 kmol/jam x 98 kg/kmol = 2353,8 kg/jam x 99,5 %

= 2342,07 kg/jam

Na_2SO_4 = (34,21 kmol/jam x 142 kg/kmol) + 2209,63 kg/jam

= 7067,79 kg/jam x 99,5% = 7032,45 kg/jam

H_2O = (68,42 kmol/jam x 18 kg/kmol) + 37661,76 kg/jam + 2024,85 kg/jam = 40918,26 kg/jam x 99,5% = 40713,67 kg/jam

% Loss = 56261,94 kg/jam x 0,5 %

= 281,31 kg/jam

Jumlah = 55980,63 kg/jam + 281,31 kg/jam

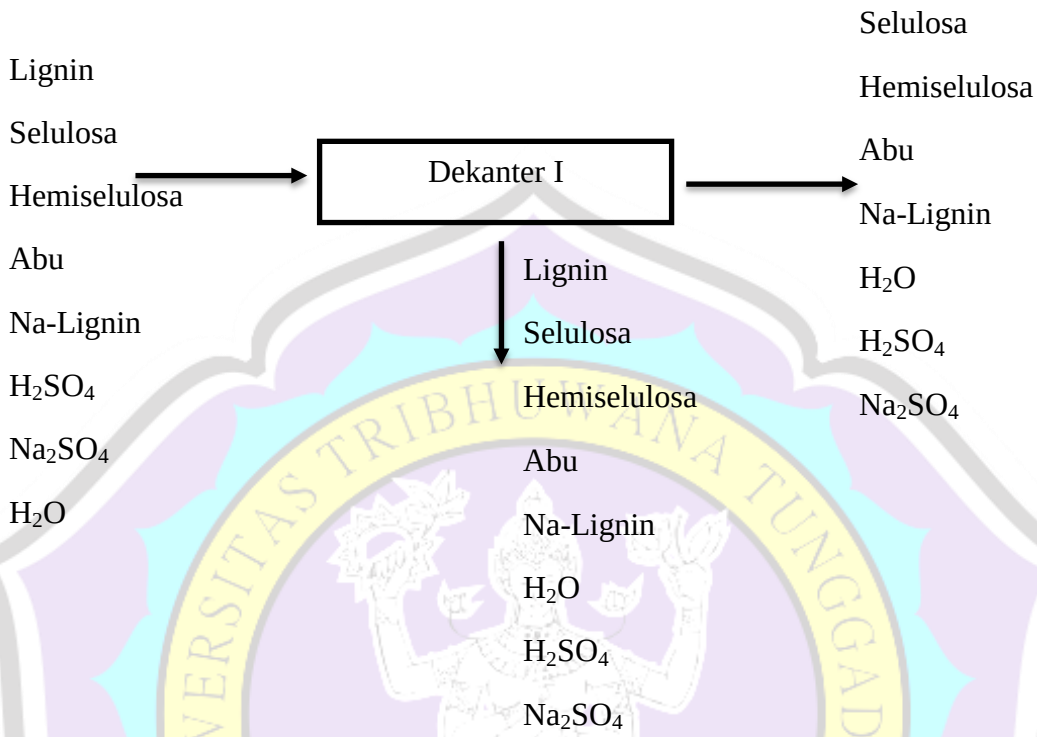
= 56261,94 kg/jam

Tabel B.11 Neraca Massa Tangki Pengasaman

Masuk				Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>		Aliran <3>	
Lignin	0			Lignin	2043,76
Selulosa	523,04			Selulosa	520,42
Hemiselulosa	2400,65			Hemiselulosa	2388,65
Abu	640,03			Abu	636,83
Na-Lignin	3043,00			Na-Lignin	302,78
NaOH	2736,99			NaOH	0
H_2SO_4		H_2SO_4	7231,61	H_2SO_4	2342,07
Na_2SO_4				Na_2SO_4	7032,45
H_2O	37661,76	H_2O	2024,85	H_2O	40713,67
Jumlah	**47005,48**		**9256,46**		**55980,63**
%loss				281,31	
Total	**56261,94**			**56261,94**	

11. Dekanter I

Berfungsi untuk memisahkan endapan Na-lignin yang telah terisolasi



Asumsi % loss = 0,00018 %

= 100 %

Aliran dari M-120

Aliran <1> = Aliran <2> + Aliran <3>

Neraca Massa Komponen (Aliran 1) :

Lignin = 2043,76 kg/jam

Selulosa = 520,42kg/jam

Hemiselulosa = 2388,65 kg/jam

Abu = 636,83 kg/jam

Na-Lignin = 302,78 kg/jam

H_2SO_4 = 2342,07 kg/jam

Na_2SO_4 = 7032,45 kg/jam

H_2O = 40713,67 kg/jam

Jumlah = 55980,63 kg/jam

Neraca Massa Komponen (Aliran 3) :

Lignin = 2043,76 kg/jam

Selulosa	= 10% x 520,42kg/jam	= 52,04 kg/jam
Hemiselulosa	= 10% x 2388,65 kg/jam	= 238,86 kg/jam
Abu	= 10% x 636,83 kg/jam	= 63,68 kg/jam
Na-Lignin	= 10% x 302,78 kg/jam	= 30,28 kg/jam
H_2SO_4	= 10% x 2342,07 kg/jam	= 234,21 kg/jam
Na_2SO_4	= 10% x 7032,45 kg/jam	= 703,24 kg/jam
H_2O	= 10% x 40713,67 kg/jam	= 4071,36 kg/jam

Jumlah = 7437,53 kg/jam

Neraca Massa Komponen (Aliran 2) :

Selulosa	= 520,42kg/jam - 52,04 kg/jam	= 468,38 kg/jam
Hemiselulosa	= 2388,65 kg/jam - 238,86 kg/jam	= 2149,79 kg/jam
Abu	= 636,83 kg/jam - 63,68 kg/jam	= 573,15 kg/jam
Na-Lignin	= 302,78 kg/jam - 30,28 kg/jam	= 272,50 kg/jam
H_2SO_4	= 2342,07 kg/jam - 234,21 kg/jam	= 2107,87 kg/jam
Na_2SO_4	= 7032,45 kg/jam - 703,24 kg/jam	= 6329,21 kg/jam
H_2O	= 40713,67 kg/jam - 4071,36 kg/jam	= 36642,10 kg/jam

Jumlah = 48543,00 kg/jam

% Loss = 55980,63 kg/jam x 0,00018 %

= 0,10 kg/jam

Jumlah = 48543,00 kg/jam + 7437,53 kg/jam + 0,10 kg/jam

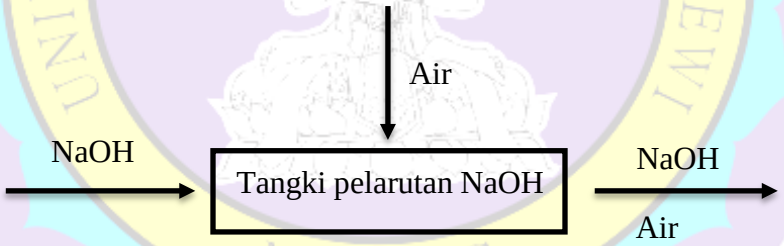
= 55980,63 kg/jam

Tabel B.12 Neraca Massa Dekanter I

Masuk		Keluar			
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2> waste		Aliran <3>	
Lignin	2043,76	Lignin	0	Lignin	2043,75
Selulosa	520,42	Selulosa	468,38	Selulosa	52,04
Hemiselulosa	2388,65	Hemiselulosa	2149,79	Hemiselulosa	238,86
Abu	636,83	Abu	573,15	Abu	63,68
Na-Lignin	302,78	Na-Lignin	272,50	Na-Lignin	30,28
H_2SO_4	2342,07	H_2SO_4	2107,87	H_2SO_4	234,21
Na_2SO_4	7032,45	Na_2SO_4	6329,21	Na_2SO_4	703,24
H_2O	40713,67	H_2O	36642,10	H_2O	4071,36
Jumlah	**55980,63**		**48543,00**		**7437,53**
%loss		0,10			
Total	**55980,63**	**55980,63**			

12. Tangki Pelarutan NaOH

Berfungsi untuk melarutkan NaOH dengan Air



Asumsi %loss = 0,1%

= 99,9 %

Aliran dari F-117

Neraca Massa Komponen :

Data = Volume larutan NaOH = 7437,53 L

Konsentrasi = 5 N

BM NaOH = 40 kg/mol

Perbandingan larutan NaOH yang ditambahkan dengan umpan (1:1)

NaOH 98% $= \frac{BM\ NaOH\ x\ Volume\ NaOH\ x\ Konsentrasi\ NaOH}{1000}$

$= \frac{40\ kg/mol\ x\ 7437{,}53\ L\ x\ 5\ N}{1000} = 1487{,}51\ kg/jam$

H_2O = 2/98 x 1487,51 kg/jam = 30,36 kg/jam

Jumlah = $1487{,}51\ \frac{kg}{jam}$ + 30,36 kg/jam = 1517,86 kg/jam

Maka H_2O = 7437,53 kg/jam - 1487,51 kg/jam

= 5950,02 kg/jam

NaOH <1> = 1487,51 kg/jam

H_2O <1> = 5950,02 kg/jam + 30,36 kg/jam = 5980,38 kg/jam

Total = 1487,51 kg/jam + 5980,38 kg/jam = 7467,89 kg/jam

Aliran ke *Bin*

NaOH = 1487,51 kg/jam x 99,9% = 1486,02 kg/jam

H_2O = 5980,38 kg/jam x 99,9% = 5974,40 kg/jam

Jumlah = 1486,02 kg/jam + 5974,40 kg/jam

= 7460,42 kg/jam

% Loss = 7467,89 kg/jam x 0,1% = 7,47 kg/jam

Total = 7460,42 kg/jam + 7,47 kg/jam

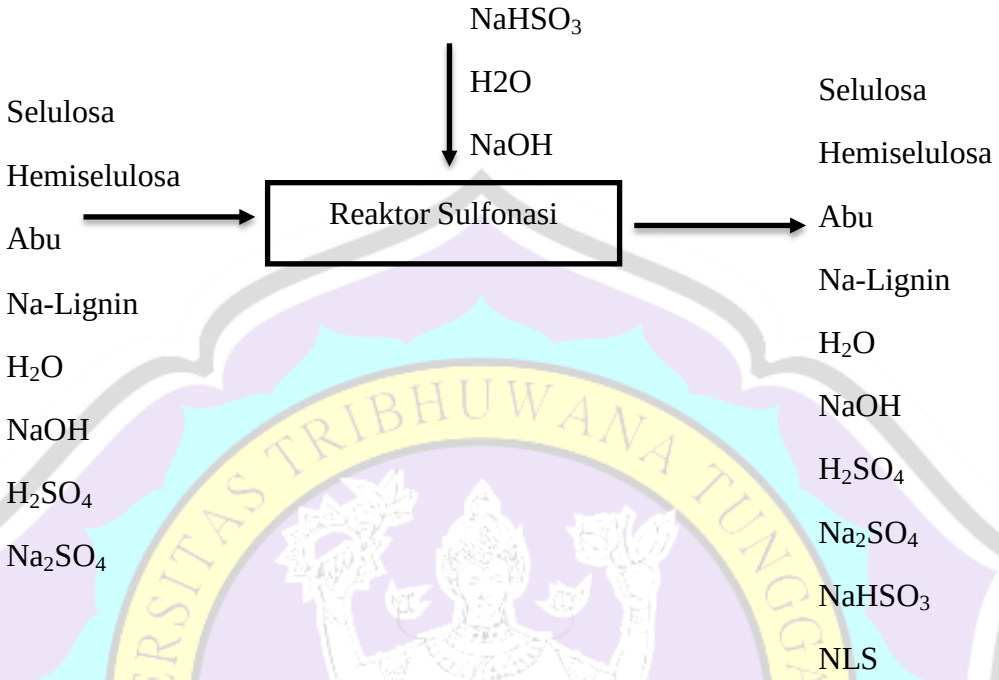
= 7467,89 kg/jam

Tabel B.13 Neraca Massa Tangki pelarutan NaOH

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
NaOH	1487,51	NaOH	1486,02
Air	5980,38	Air	5974,40
%loss			7,47
Total	**7467,89**		**7467,89**

13. Reaktor Sulfonasi

Berfungsi untuk mereaksikan lignin dan NaHSO3 membentuk surfaktan Natrium Lignosulfonat (NLS).



Asumsi %loss = 0,1743%

= 99,8 %

Aliran dari H-132 dan F-137

Pelarutan Lignin, Reaksi pelarutan lignin :

BM lignin = 198 kg/kmol

BM NaOH = 40 kg/kmol

BM Na-lignin = 264 kg/kmol

BM air = 18 kg/kmol

Mol lignin awal = $\frac{2043{,}75\ kg/jam}{198\ kg/kmol} = 10{,}32\ kmol/jam$

Mol NaOH awal = $\frac{1486{,}02\ kg/jam}{40\ kg/kmol} = 37{,}15\ kmol/jam$

$C_{10}H_{14}O_4 + 3NaOH \longrightarrow C_{10}H_{11}O_4Na_3 + 3H_2O$

A=	10,32	37,15	-	-
B=	10,32	30,97	10,32	30,97
H=	0	6,18	10,32	30,97

NaOH = 6,18 kmol/jam x 40 kg/kmol = 247,38 kg/jam

Na-Lignin = 10,32 kmol/jam x 264 kg/kmol = 2725,00 kg/jam

H_2O = (30,97 kmol/jam x 18 kg/kmol) = 557,39 kg/jam

Reaksi NaOH dan H_2SO_4

BM NaOH = 40 kg/kmol

BM H_2SO_4 = 98 kg/kmol

BM Na_2SO_4 = 142 kg/kmol

BM H_2O = 18 kg/kmol

Mol NaOH awal = $\frac{247{,}38\ kg/jam}{40\ kg/kmol} = 6{,}18\ kmol/jam$

Mol H_2SO_4 awal = $\frac{234{,}21\ kg/jam}{98\ kg/kmol} = 2{,}39\ kmol/jam$

$2NaOH + H_2SO_4 \longrightarrow Na_2SO_4 + 2H_2O$

A=	6,18	2,39	-	-
B=	6,18	2,39	2,39	6,18
H=	0	0	2,39	6,18

Na_2SO_4 = (2,39 kmol/jam x 142 kg/kmol) + 703,24 kg/jam = 1042,60 kg/jam

H_2O = (6,18 kmol/jam x 18 kg/kmol) + 557,39 kg/jam + 5974,40 kg/jam + 4071,36 kg/jam = 10714,47 kg/jam

Maka Aliran <1>

Selulosa = 52,04 kg/jam

Hemiselulosa = 238,86 kg/jam

Abu = 63,68 kg/jam

Na-Lignin = 2725,00 kg/jam + 30,28 kg/jam = 2755,28 kg/jam

H_2O = 5974,40 kg/jam + 4071,36 kg/jam + 557,39 kg/jam

= 10603,15 kg/jam

Na_2SO_4 = 1042,60 kg/jam

NaOH = 247,38 kg/jam

Jumlah = 15003,00 kg/jam

$NaHSO_3$ yang ditambahkan 60% dari umpan masuk (Ismiati,2009)

$NaHSO_3$ = (60% x 4399,86 kg/jam) + 76,93 kg/jam = 2716,84 kg/jam

Maka Jumlah = 14445,62 kg/jam + 2716,84 kg/jam

= 17719,85kg/jam

Reaksi Sulfonasi

BM Na-lignin = 264 kg/kmol

BM Na2SO4 = 104 kg/kmol

BM NLS = 456 kg/kmol

BM NaOH = 40 kg/kmol

Konversi 72,2% (Ismiati,2009)

Mol Na-Lignin awal $= \frac{2755{,}28\ kg/jam}{264\ kg/kmol} = 10{,}44\ kmol/jam$

Mol Na-Lignin bereaksi = 72,2 % x $10{,}44\ kmol/jam$ = 7,54 kmol/jam

Mol $NaHSO_3$ awal $= \frac{2639{,}91\ kg/jam}{104\ kg/kmol} = 25{,}38\ kmol/jam$

$C_{10}H_{11}O_4Na_3 + 3NaHSO_3 \longrightarrow C_{10}H_{11}Na_3O_{10}S_3 + 3NaOH$

A=	10,44	25,38	-	-
B=	7,54	22,61	7,54	22,61
H=	2,90	2,78	7,54	22,61

Na-Lignin = 2,90 kmol/jam x 264 kg/kmol = 765,97 kg/jam

$NaHSO_3$ = 2,78 kmol/jam x 104 kg/kmol = 288,91 kg/jam

NLS = 7,54 kmol/jam x 456 kg/kmol = 3753,84 kg/jam

NaOH = 22,61kmol/jam x 40 kg/kmol = 904,23 kg/jam

Neraca Massa Komponen <2> :

Aliran ke *Dekanter II*

Selulosa = 52,04 kg/jam x 99,8% = 51,95 kg/jam

Hemiselulosa = 238,86 kg/jam x 99,8% = 238,45 kg/jam

Abu = 63,68 kg/jam x 99,8% = 63,57 kg/jam

Na-Lignin = 765,97kg/jam x 99,8% = 764,63 kg/jam

H_2O = 10603,15 kg/jam x 99,8% = 10584,67 kg/jam

Na_2SO_4 = 1042,60 kg/jam x 99,8 % = 1040,79 kg/jam

NaOH = 904,23 kg/jam x 99,8% = 902,66 kg/jam

$NaHSO_3$ = 288,91 kg/jam x 99,8 % = 288,40 kg/jam

NLS = 3753,84 kg/jam

Total = 17688,96 kg/jam

%Loss = 17719,85 kg/jam x 0,1743% = 30,89 kg/jam

Total = 17688,96 kg/jam + 30,89 kg/jam

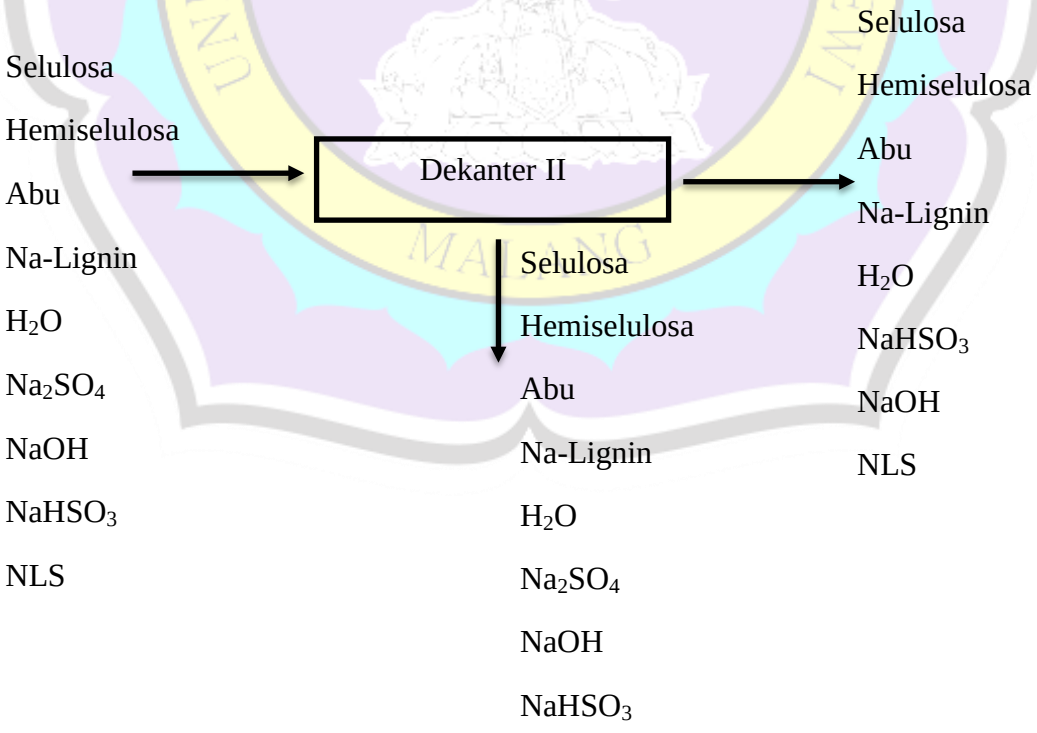
= 17719,85 kg/jam

Tabel B.14 Neraca Massa Reaktor Sulfonasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
Selulosa	52,04	Selulosa	51,95
Hemiselulosa	238,86	Hemiselulosa	238,45
Abu	63,68	Abu	63,57
Na-lignin	2755,28	Na-lignin	764,63
H_2O	10603,15	H_2O	10584,67
Na_2SO_4	1042,60	Na_2SO_4	1040,79
NaOH	247,38	NaOH	902,66
$NaHSO_3$	2716,84	$NaHSO_3$	288,40
		NLS	3753,84
Jumlah	**17719,85**		**17688,96**
% Loss			30,89
Total	**17719,85**		**17719,85**

14. Dekanter II

Berfungsi untuk memisahkan NLS yang terbentuk dengan pengotornya.



Asumsi % loss = 0,00018 %

= 100 %

Aliran dari R-130

Aliran <1> = Aliran <2> + Aliran <3>

Neraca Massa Komponen (Aliran 1) :

Selulosa = 51,95 kg/jam

Hemiselulosa = 238,45 kg/jam

Abu = 63,57 kg/jam

Na-Lignin = 764,63 kg/jam

H_2O = 10584,67 kg/jam

Na_2SO_4 = 1040,79 kg/jam

NaOH = 902,66 kg/jam

$NaHSO_3$ = 288,40 kg/jam

NLS = 3753,84 kg/jam

Total = 17688,96 kg/jam

Neraca Massa Komponen (Aliran 3) :

Selulosa = 0,5% x 51,95 kg/jam = 0,26 kg/jam

Hemiselulosa = 0,5% x 238,45 kg/jam = 1,19 kg/jam

Abu = 0,5% x 63,57 kg/jam = 0,32 kg/jam

Na-Lignin = 0,5% x 764,63 kg/jam = 3,82 kg/jam

H_2O = 0,5% x 10584,67 kg/jam = 52,92 kg/jam

NaOH = 1% x 902,66 kg/jam = 9,03 kg/jam

$NaHSO_3$ = 0,5 % x 288,40 kg/jam = 1,44 kg/jam

NLS = 3753,84 kg/jam

Jumlah = 3822,82 kg/jam

Neraca Massa Komponen (Aliran 2) :

Selulosa	= 51,95 kg/jam - 0,26 kg/jam	= 51,59 kg/jam
Hemiselulosa	= 238,45 kg/jam - 1,19 kg/jam	= 237,26 kg/jam
Abu	= 63,57 kg/jam - 0,32 kg/jam	= 63,57 kg/jam
Na-Lignin	= 764,63 kg/jam - 3,82 kg/jam	=760,81 kg/jam
H_2O	= 10584,67 kg/jam - 52,92 kg/jam	= 10531,40 kg/jam
Na_2SO_4	= 1040,79 kg/jam	
NaOH	= 902,66 kg/jam - 9,03 kg/jam	= 893,63 kg/jam
$NaHSO_3$	= 288,40 kg/jam - 1,44 kg/jam	= 286, 96 kg/jam
Jumlah	**= 13866,11 kg/jam**	
% Loss	= 17688,96 kg/jam x 0,00018 %	
	= 0,03 kg/jam	
Jumlah	**= 3822,82 kg/jam + 13866,11 kg/jam + 0,03 kg/jam**	
	= 17688,96 kg/jam	

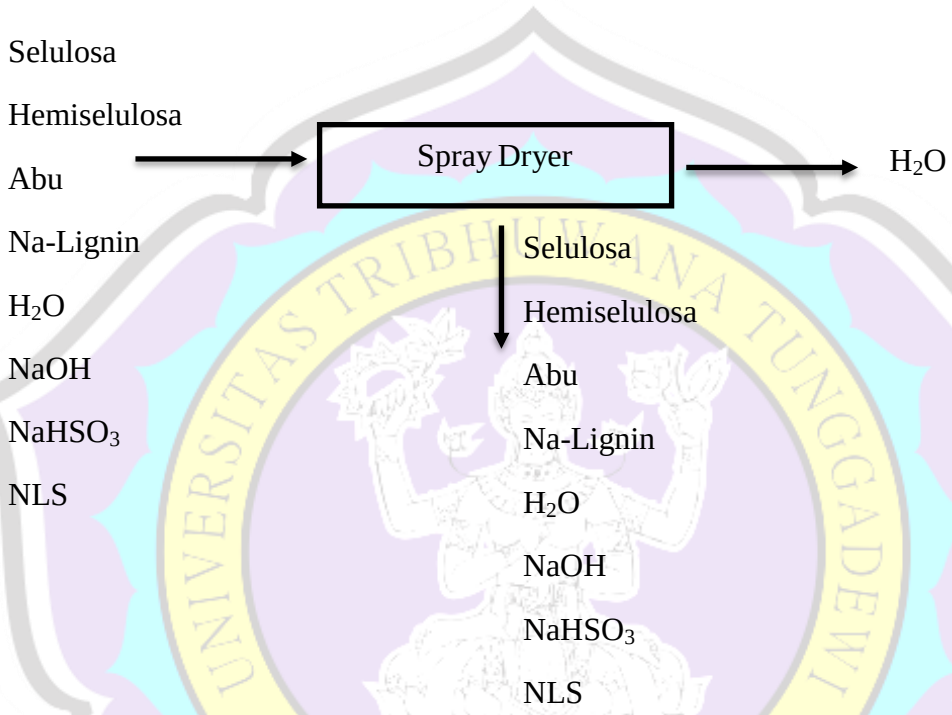
Tabel B.15 Neraca Massa Dekanter II

Masuk		Keluar			
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2> waste		Aliran <3>	
Selulosa	51,95	Selulosa	51,69	Selulosa	0,26
Hemiselulosa	238,45	Hemiselulosa	237,26	Hemiselulosa	1,19
Abu	63,57	Abu	63,57	Abu	0,31
Na-Lignin	764,63	Na-Lignin	760,81	Na-Lignin	3,82
H_2O	10584,67	H_2O	10531,40	H_2O	52,92
Na_2SO_4	1040,79	$NaHSO_3$	10531,40	$NaHSO_3$	1,44
NaOH	902,66	NaOH	893,63	NaOH	9,03
$NaHSO_3$	288,40	Na_2SO_4	1040,79	NLS	3753,83
NLS	3753,84				
Jumlah	**17688,96**		**13866,11**		**3822,82**

%loss		0,03
Total	**17688,96**	**17688,96**

15. Spray Dryer

Berfungsi untuk mengeringkan larutan NLS kental menjadi bubuk NLS



Asumsi % loss = 0,001 %

= 100 %

Aliran dari H-142

Neraca Massa Komponen <1> =

Selulosa = 0,26 kg/jam

Hemiselulosa = 1,19 kg/jam

Abu = 0,32 kg/jam

Na-Lignin = 3,82 kg/jam

H_2O = 52,92 kg/jam

NaOH = 9,03 kg/jam

$NaHSO_3$ = 1,44 kg/jam

NLS = 3753,83 kg/jam

Jumlah = 3822,82 kg/jam

Neraca Masa Komponen <2> :

Aliran Ke *Cyclone*

Kehilangan H_2O sebesar 66% = 66% x 52,92 kg/jam = 34,93 kg/jam

Selulosa = 0,26 kg/jam

Hemiselulosa = 1,19 kg/jam

Abu = 0,32 kg/jam

Na-Lignin = 3,82 kg/jam

H_2O = 52,92 kg/jam - 34,93 kg/jam = 17,99 kg/jam

NaOH = 9,03 kg/jam

$NaHSO_3$ = 1,44 kg/jam

NLS = 3753,84 kg/jam

Jumlah = 3822,74 kg/jam

% Loss = **3822,82** kg/jam x 0,001 %

= 0,04 kg/jam

Jumlah = 3822,74 kg/jam + 0,04 kg/jam

= 3822,82 kg/jam

Tabel B.16 Neraca Massa Spray Dryer

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
Selulosa	0,26	Selulosa	0,26
Hemiselulosa	1,19	Hemiselulosa	1,19
Abu	0,31	Abu	0,32
Na-Lignin	3,82	Na-Lignin	3,82
H_2O	52,92	H_2O	17,99
$NaHSO_3$	1,44	$NaHSO_3$	1,44
NaOH	9,03	NaOH	9,03
NLS	3753,83	NLS	3753,80
Jumlah	**3822,82**		**3787,85**
		Loss H_2O	34,93
% Loss			0,04
Total	**3822,82**		**3822,82**

16. Cyclone

Berfungsi untuk memisahkan butiran NLS yang masih terkandung pada aliran udara keluaran spray dryer



Selulosa
Hemiselulosa
Abu
Na-Lignin
H_2O
NaOH
$NaHSO_3$
NLS

Selulosa
Hemiselulosa
Abu
Na-Lignin
H_2O
NaOH
$NaHSO_3$
NLS

Asumsi % loss = 0%

= 100 %

Aliran dari B-140

Neraca Massa Komponen <1>

Selulosa = 0,26 kg/jam

Hemiselulosa = 1,19 kg/jam

Abu = 0,32 kg/jam

Na-Lignin = 3,82 kg/jam

H_2O = 17,99 kg/jam

NaOH = 9,03 kg/jam

$NaHSO_3$ = 1,44 kg/jam

NLS = 3753,80 kg/jam

Jumlah = 3787,85 kg/jam

Neraca Massa Komponen <2> :

Aliran ke *Stroge produk*

Selulosa = 0,26 kg/jam

Hemiselulosa = 1,19 kg/jam

Abu = 0,32 kg/jam

Na-Lignin = 3,82 kg/jam

H_2O = 17,99 kg/jam

NaOH = 9,03 kg/jam

$NaHSO_3$ = 1,44 kg/jam

NLS = 3753,80 kg/jam

Jumlah = 3787,85 kg/jam

Tabel B.17 Neraca Massa Cyclone

Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg/jam)	Komponen	Massa (kg/jam)
Aliran <1>		Aliran <2>	
Selulosa	0,26	Selulosa	0,26
Hemiselulosa	1,19	Hemiselulosa	1,19
Abu	0,32	Abu	0,31
Na-Lignin	3,82	Na-Lignin	3,82
H_2O	17,99	H_2O	17,99
$NaHSO_3$	1,44	$NaHSO_3$	1,44
NaOH	9,03	NaOH	9,03
NLS	3753,80	NLS	3753,80
Jumlah	**3787,85**		**3787,85**
% Loss			0
Total	**3787,85**		**3787,85**

17. Stronge Produk

Berfungsi untuk menyimpan hasil produk NLS

Komponen	Massa (kg/jam)
Selulosa	0,26
Hemiselulosa	1,19
Abu	0,31
Na-Lignin	3,82
H_2O	17,99
$NaHSO_3$	1,44
NaOH	9,03
NLS	3753,80
Total	**3787,85**

Natrium Lignosulfonat (NLS) yang dihasilkan = **3787,85**

Target = **3787,88**

Selisih = **0,03**

APPENDIX C

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Jenis perhitungan : 1 kali produksi

Satuan : kilokalori (Kkal)

Suhu referensi : 25^{o}C = 298^{o}K

1. Reaktor Delignifikasi

Berfungsi untuk melarutkan lignin dari TKKS dengan pelarut NaOH

Kondisi operasi T = 170^{o}C

Persamaan Neraca Panas:

- Neraca panas total:

  Q4 + Q5 + Q6 = Q7 + Q8

a. Menghitung panas pada bahan baku masuk (Q in), t = 30^{o}C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp. ΔT (Kkal/Jam)
Lignin	2366,66	0,3239	5	3832,24828
Selulosa	2751,24	0,3069	5	4221,553895
Hemiselulosa	2651,51	0,3052	5	4046,334088
Abu	682,95	0,3700	5	1263,393483
total	**8452,36**			**13363,52975**

b. Panas NaOH dan air masuk

Panas NaOH dan air masuk (Q in) pada T = 100^{o}C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp. ΔT (Kkal/Jam)
Larutan NaOH	4222,00	0,0519	75	16422,79778
H2O	37997,96	0,9993	75	2847803,93
total	**42219,96**			**2864226,728**

c. Panas umpan keluar

Panas bahan baku yang keluar (Q out) pada T = 170^{o}C

Tabulasi Neraca Panas Keluar (Q out)				
Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp. ΔT (Kkal/Jam)**
Lignin	82,04	0,3239	145	3852,535053
Selulosa	2748,49	0,3069	145	122302,6379
Hemiselulosa	2648,85	0,3052	145	117226,3449
Abu	682,27	0,3700	145	36601,7726
NaOH sisa	2838,81	0,0519	145	21348,76439
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	3043,00	0,2935	145	129502,2267
H2O	38578,18	0,9993	145	5589825,053
Total	**50621,6499**			**6020659,335**

d. Panas reaksi (Hr)

Panas yang ditimbulkan dari reaksi pembentukan Na-Lignin dari Lignin. Reaksi pembentukan Na-Lignin dari Lignin:

Lignin + 3NaOH Na-lignin + 3H_2O

• ΔHf (Reaktan)
ΔHf lignin = (Massa lignin/ BM lignin) × ΔHf lignin
ΔHf lignin = -1953,71007
ΔHf NaOH = -14840,56022
ΔHf 25^{o}C (Reaktan) -12886,85015

• ΔHf (Reaktan)

(Massa lignin/ BM lignin) × ΔHf lignin
ΔHf Na-Lignin 2145,72203
ΔHf H20 -9966,60627
ΔHf 25^{o}C (produk) -12112,3283

ΔHf 25^{o}C (reaksi)
ΔHf 25^{o}C = ΔHf 25 °C (Produk) - ΔHf 25 °C (Reaktan)
ΔHf 25^{o}C 774,521851

Reaksi berlangsung secara endotermis.

panas yang dibutuhkan ΔQ :

ΔQ : (Qout + Qreaksi) – Qin

ΔQ : 3143843,599

e. jumlah steam yang dibutuhkan

temperatur steam yang digunakan ialah 220^{o}C

Λ 1856,2

M ΔQ/λ

M 1693,698739

• panas steam yang masuk (Q6) 4742187,098

• panas keluar kondensat (Q7) 1598343,5

Tabulasi Neraca Panas Reaktor delignifikasi

Masuk (kkal/jam)		**Keluar (kkal/jam)**	
Q 4	2864226,7281	Qreaksi	774,5219
Q 5	13363,5297	Q 7	1598343,4996
Q 6	4742187,10	Q 8	6020659,3345
Total	**7619777,3559**	**Total**	**7619777,3559**

2. COOLER

Fungsi: untuk menurunkan suhu larutan Na-Lignin.

Persamaan Neraca Energi

▪ Neraca energi total

Q 8 + Q9 = Q10 + Q11

a. Panas masuk (Q in)

Tabulasi panas masuk (Q in) pada T = 170^{o}C

Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
Lignin	82,04	0,3239	145	3852,535053
Selulosa	2748,49	0,3069	145	122302,6379
Hemiselulosa	2648,85	0,3052	145	117226,3449
Abu	682,27	0,3700	145	36601,7726
NaOH sisa	2838,81	0,0519	145	21348,76439
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	3043,00	0,2935	145	129502,2267
H2O	38578,18	0,9993	145	5589825,053
total	**50621,65**			**6020659,335**

b. Panas keluar (Q out)

Tabulasi panas masuk (Q out) pada T = 60^{o}C

Tabulasi Neraca Panas keluar (Q out)				
Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
Lignin	82,04	0,3239	35	929,9222541
Selulosa	2748,49	0,3069	35	29521,32639
Hemiselulosa	2648,85	0,3052	35	28296,01428
Abu	682,27	0,3700	35	8834,910627
NaOH sisa	2838,81	0,0519	35	5153,150026
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	3043,00	0,2935	35	31259,15817
H2O	38578,18	0,9993	35	1349268,116
Total	**50621,6499**			**1453262,598**

d. panas yang hilang

diasumsikan panas yang hilang sebesar 0% dari jumlah panas dikutp dari coulson & Richardson's volume 6 edisi4,2005

qloss = 0

e. Neraca panas total

Q masuk = uar
Qin = Qloss+Qpanas
Qpanas = 4567396,737 kkal/jam

menghitung kebutuhan pendingin

Pendingin masuk
= 26˚C
pendingin keluar
= 100 ˚C
suhu referensi
= 25 ˚C
Cp pendingin 26˚C
= 4,183
Cp pendingin 100˚C
= 4,186 geankoplis App A2-11
m x Cp x DT

DH pendingin keluar
=
m x 4,1860 x
35
mx 146,5100

DH pendingin masuk
=
m x Cp x DT
m x 4,183x 1
mx 4,183

Qpanas
=
Qpendingin keluar-Qpendingin masuk
4567396,737
142,327
m

M
=
32090,86636 kg/jam

Tabulasi Neraca Panas cooler

Masuk (kkal/jam)		**Keluar (kkal/jam)**	
		Qout	1453262,598
Qin	6020659,335	Qloss	0
		Qpanas	4567396,737
Total	**6020659,3345**	**Total**	**6020659,3345**

3. Mixing Tank

Berfungsi untuk mengisolasi lignin dari lindi hitam TKKS dengan asam sulfat H_2SO_4

a. Menghitung Q4 yang masuk

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
Lignin	0,00	0,3239	35	0,0000
Selulosa	523,04	0,3069	35	5617,9267
Hemiselulosa	2400,65	0,3052	35	25644,6547
Abu	640,03	0,3700	35	8288,0219
NaOH	2736,99	0,0519	35	4968,3162
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	3043,00	0,2935	35	31259,1269
H2O	37661,76	0,9993	35	1317216,4477
Total	**47005,48**			**1392994,4942**

b. Menghitung Q5 yang masuk

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H2O	2024,85	0,9993	5	10116,9977
H2SO4	7231,61	0,1900	5	6870,0315
Total	**9256,46**			**16987,0293**

c. Menghitung Q6 yang keluar

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
Lignin	2043,7556	0,3239	35	23165,6573
Selulosa	520,4245	0,3069	35	5589,8371
Hemiselulosa	2388,6508	0,3052	35	25516,4315
Abu	636,8346	0,3700	35	8246,5818
NaOH	0,0000	0,0519	35	0,0000
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	302,7786	0,2935	35	3110,2831
H2O	40713,6653	0,9993	35	1423956,5458
Na2SO4	7032,4511	0,1171	35	28825,6513
H2SO4	2342,0724	0,1900	35	15574,7813
Total				**1533985,7692**

d. Kebutuhan air pendingin

T pendingin masuk = 30^{o}C

Cp = 4,181 kj/kg.k Qreaksi

ΔH = 20,905 kj/kg Qsteam 484357,3471

T pendingin keluar = 65^{o}C

Cp = 4,181 kj/kg.k

ΔH = 125,55 kj/kg

ΔH total = 104,645 kj/kg

Kebutuhan air pendingin = Q/ ΔH total

Q/ ΔH total = 4628,576111

Tabulasi Neraca Panas expander

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q 4	1392994,4942	Q out	1533985,7692
Q5	16987,0293	Qreaksi	484357,3471
Qsteam	608361,5928		
Total	**2018343,1163**	**Total**	**2018343,1163**

4. Reaktor Sulfonasi

Berfungsi untuk mereaksikan lignin dan NaHSO3 membentuk surfaktan natrium ligninsulfonat (NLS)

Persamaan neraca panas

- Neraca panas total
  Q12 +Q13+Q14 = Q15 + Q16

a. Panas masuk umpan (Q12)

Tabulasi panas masuk (Q in) pada T = 60^{o}C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
Lignin	0,00	0,3239	35	0
Selulosa	52,04	0,3069	35	558,9827002
Hemiselulosa	238,86	0,3052	35	2551,638554
Abu	63,68	0,3700	35	824,6566965
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	2755,28	0,2935	35	28303,52552
H2O	10603,15	0,9993	35	370844,0715
Na2SO4	1042,60	0,1171	35	4273,582601
NaOH	247,38	0,0519	35	449,0581723
Total	**15003,00**			**407805,5158**

b. Panas NaHSO3 (Q13)

Tabulasi panas masuk (Q in) pada T = 30 ^{o}C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
NaHSO3	2716,84	0,1984	5	2694,766885
Total	**2716,84**			**2694,766885**

c. Panas umpan keluar

Tabulasi panas keluar (Q out) pada T = 90 ^{o}C

Tabulasi Neraca Panas keluar (Q out)				
Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
Lignin	0,00	0,3239	65	0
Selulosa	51,95	0,3069	65	1036,301302
Hemiselulosa	238,45	0,3052	65	4730,497661
Abu	63,57	0,3700	65	1528,83588
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	764,63	0,2935	65	14587,23594
H2O	10584,67	0,9993	65	687509,9963
Na2SO4	1040,79	0,1171	65	7922,819816
NaOH	902,66	0,0519	65	3043,015072
NaHSO3	288,40	0,1984	65	3718,795319
NLS	3753,84	0,1465	65	35748,50971
Total	**17688,9607**			**759826,007**

- Panas reaksi

Panas yang ditimbulkan dari reaksi pembentukan NLS dari Na-Lignin.

Reaksi pembentukan Na-lignat dari lignin:

Na-lignin + 3NaHSO3 NLS + 3NaOH

• ΔHf (Reaktan)

ΔHf Na-lignin = 1405,80515
ΔHf NaHSO3 = -15128,4159
ΔHf 25 °C (Reaktan) = -13722,61075

• ΔHf (Produk)

ΔHf NLS = 1421,33975
ΔHf NaOH = -6529,78635
ΔHf 25 °C (produk) = -5108,4466

ΔHf 25 °C(reaksi) = 8614,16415

reaksi berlangsung secara endotermis.

• Panas yang dibutuhkan ΔQ :

ΔQ = (Qout + Qreaksi) – Qin
ΔQ = 357939,8885

• Jumlah steam yang dibutuhkan (m)
Temperatur steam yang digunakan adalah 150 ^{o}C

λ = Hv150 oC- Hl150 oC
λ = 2112,9

m = ΔQ/λ
m = 169,4069234

▪ Panas steam masuk (Q14)
= 465022,0048
▪ Panas keluar kondensat
(Q15) = 107082,1163

Tabulasi Neraca Panas Reaktor Sulfonasi

Masuk (kkal/jam)		**Keluar (kkal/jam)**	
Q 12	407805,5158	Qreaksi	8614,1642
Q 13	2694,7669	Q out	759826,0070
Q 14	465022,00	Q 15	107082,1163
Total	**875522,2875**	**Total**	**875522,2875**

5. Spray drayer

Berfungsi untuk menguapkan air untuk menghasilkan bubuk menggunakan udara panas.

- Kondisi operasi

$\Delta T = 125\ ^{o}C$

H = Q + W, W = 0

a. Panas masuk (Q in)

Tabulasi panas masuk (Q in) pada $T = 30\ ^{o}C$

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
Selulosa	0,26	0,3069	65	5,181497183
Hemiselulosa	1,19	0,3052	65	23,65244573
Abu	0,32	0,3700	65	7,644165639
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	3,82	0,2935	65	72,93604842
H2O	52,92	0,9993	65	3437,543794
NaHSO3	1,44	0,1984	65	18,59394312
NaOH	9,03	0,0519	65	30,43009595
NLS	3753,83	0,1465	65	35748,44536
Total	**3822,82**			**39344,42735**

Panas keluar (Q out)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
Selulosa	0,26	0,3069	100	7,971454412
Hemiselulosa	1,19	0,3052	100	36,38801417
Abu	0,32	0,3700	100	11,76013723
(Na-Lignin)/(C10H11O3)Na	3,82	0,2935	100	112,2081832
H2O	17,99	0,9993	100	1798,08185
NaHSO3	1,44	0,1984	100	28,60578028
NaOH	9,03	0,0519	100	46,81506407
Loss H20	34,93	0,9993	100	3490,429083
NLS	3753,80	0,1465	100	54997,05827
Total	**3822,78034**			**60529,31784**

Kebutuhan pemanas spray drayer

Masuk = 39344,42735 keluar = 60529,31784 + ΔQ

ΔQ = 21184,89049 kkal/jam

Udara panas

T in = 150 ^{o}C

T out =120 ^{o}C

Cp udara = 0,24 kkal/jam

ΔT = 30 ^{o}C

Massa udara yang dibutuhkan

M udara = ΔQ / (Cp udara * ΔT)
= 2942,345901 kg/jam

Input udara

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
udara	2942,345901	0,2400	125	88270,37703
total	**2942,345901**			88270,37703

Output udara

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
udara	2942,345901	0,2400	95	67085,48654
total	**2942,345901**			67085,48654

Tabulasi Neraca Panas spray dryer

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q in	88270,3770	Q out	67085,4865
Q 1	39344,4274	Q2	60529,3178
Total	**127614,8044**	**Total**	**127614,8044**

APPENDIX D

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor Delignifikasi

Jenis :Bejana vertikal berpengaduk dengan head dan bottom berbentuk standard dished.

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Jumlah : 1 buah

Kode Alat : R-110

Fungsi : melarutkan lignin dari TKKS dengan pelarut NaOH.

Prinsip Kerja : Reaktor delignifikasi merupakan salah satu alat penting dalam pra rancang bangun pabrik Natrium Lignosulfonate dari Tandan Kosong Kelapa Sawit karena merupakan tempat untuk terjadi nya reaksi delignifikasi yang berfungsi untuk melarukan lignin dari TKKS dengan pelarut NaOH. Dimana pada reactor delignifikasi ini terjadi proses hasil reaksi yang berupa slurry (larutan lindi hitam dan serat TKKS). reactor delignifikasi ini menggunakan pengaduk type anchor paddle dengan 1 pengaduk dengan kecepatan putaran 120 rpm. Paddle merupakan pengaduk yang paling efektif pada proses ini. Hal ini bisa dilihat dari gerakan paddle yang bergerak ke seluruh bagian sehingga molekul yang akan dilarutkan bergerak acak dan homogenitas yang tinggi dihasilkan. Jenis ini digunakan pada cairan kental dimana endapan pada dinding dapat terbentuk dan juga digunakan untuk meningkatkan transfer panas dari dan ke dinding tangki.

Reactor delignifikasi berbentuk bejana tegak berpengaduk dengan tipe tutup atas (head) dan tutup bawah (bottom) yaitu Dished Head. Reactor delignifikasi dilengkapi dengan beberapa komponen pendukung (aksesoris), berupa pengaduk (anchor paddle), koil, nozzle, instrument control dan sistem penyangga.

Instrument control merupakan alat untuk mengendalikan atau mengamati perkembangan kondisi-kondisi operasi pada reactor delignifikasi. Instrumen kontrol yang terpasang adalah Temperature Indicator Controller (TIC) yaitu untuk mengetahui dan mengendalikan suhu operasi suatu alat berdasarkan suhu operasi yang telah ditetapkan. Sistem penyangga merupakan tempat dudukan reactor delignifikasi yang menanggung beban reactor delignifikasi beserta isi dan

aksesorisnya. Sistem penyangga pada reactor delignifikasi terdiri dari 4 bauh kolom penyangga yang masing-masing tertanam pada pondasi bagian bawahnya. Nozzle merupakan saluran masuk atau keluar material pada reactor delignifikasi. Nozzle yang terpasang pada reactor delignifikasi, yaitu nozzle masuknya larutan NaOH. Sebagai pelarut untuk mengisolasi lignin dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS). yang terletak dibagian head, nozzle pengeluaran produk pada bagian bottom.

Prinsip kerja reactor delignifikasi adalah umpan masuk pada nozzle pemasukan Tandan Kosong Kelapa Sawit dan nozzle pemasukan NaOH sebagai bahan pengisolasi lignin dari TKKS secara bersamaan. Dipanaskan selama 1,5 jam dan suhu 170^{o}C dengan tekanan 3 atm. Larutan di dalam reactor delignifikasi dilakukan pengadukan yang digerakkan oleh motor selama 1,5 jam dengan tujuan untuk menghomogenkan campuran larutan. Selama proses berlangsung dialirkan steam melalui nozzle pemasukan steam, kemudian steam keluar ke steam condensat melalui nozzle pengeluaran kondensat steam. Setelah 1,5 jam menit proses pengisolasian lignin dikeluarkan melalui nozzle pengeluaran produk berupa slurry (larutan lindi hitam dan serat TKKS).

Kondisi operasi :

Tekanan,	P : 3 atm
Temperatur,	T : 170°C
Waktu tinggal	τ : 1,5 jam
Laju alir massa	G : 50672,32 kg/jam
Densitas	ρ : 1088,210 kg/m^3
Laju alir volumetric	Qf : 46,56 m^3/jam

a. Menghitung Volume Tangki

Tangki penyimpanan dirancang untuk waktu tinggal selama 1,5 jam, maka volume larutan dalam tangki adalah :

VL = Qf x τ

= 46,56 m^3/jam x 1,5 jam

= 69,84 m^3

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan sebesar 20%, maka volume tangki yang direncanakan menjadi:

$V_T = \frac{VL}{1-0,2}$

$= \frac{69,84\ m3}{0,8}$

$= 87,3\ m^3$

b. Menghitung Dimensi Tangki

Direncanakan h_s : Dt = 3 : 2 (Brownell and Young, 1959)

- Volume silinder (Vs)

  Vs $= \pi/4 \times Dt^2 \times ho$

  $= \pi/4 \times Dt^2 \times 3/2\ Dt$

  $= 3/8\ \pi \times Dt^3$

- Volume Head (V_H)

  $VH = \pi/24 \times Dt^3$

- Diameter tangki (Dt)

  $V_T = VS + 2.V_H$

  $= 3/8\ \pi \times Dt^3 + 2.\ \pi/24 \times Dt^3$

  $87,3\ m^3 = 11/24\ \pi \times Dt^3$

  $Dt^3 = 61,2\ m^3$

  Dt = 3,94 m = 155,12 in

  Dt yang digunakan = 4 m

  R = 78,74 in

  V_T baru $= 11/24\ \pi \times (4\ m)^3$

  $= 92,107\ m^3$

- Tinggi silinder (h_s)

  $h_s = 3/2 \times 4\ m$

  $= 6\ m$

- Tinggi tutup atas (h)

  $h = Dt/4$

  $= 4/4\ m$

  $= 1\ m$

- Tinggi tangki (H)

  $H = h_s + 2.h$

= (6 + 2 x 1) m

= 8 m

- Tinggi larutan dalam tangki (H_L)

  H_L = (4 ×)/($\pi \times Dt^2$)

  = (4 × 87,3 m^3)/(3,14 × (4 m)^2

  = 6,9 m

c. Menghitung Tekanan Desain

Tekanan awal (P_o) = 1 atm

= 14,696 Psi

Tekanan hidrostatis (P_h) = ρ.g.HL

= 1088,210 kg/m^3 x 9,8m/s^2 x 6,9 m

= 73.584,7602 Pa

= 10,67 Psi

Tekanan total (Pt) = $P_o + P_h$

= 14,696 Psi + 10,67 Psi

= 25,37 Psi

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan sebesar 20%, maka tekanan desain adalah:

Tekanan desain (P) = (25,37 / (1-0,2)) Psi

= 31,71 Psi

d. Menentukan Tebal Shell dan Tebal Head

Material yang digunakan adalah carbon steel SA 285 C dengan data sebagai berikut :

ts = tebal pelat silinder (in)

th = tebal head (in)

P = tekanan operasi (Psi)

f = allowable stress (Psi) = 13.750 Psi

E = welded joint stress (Psi) = 0,85

C = corrosion allowance = 0,1024 in

- Tebal Shell

$$t = \frac{P\ x\ r}{(f\ x\ E) - (0{,}6\ x\ P)} + C$$

$$t = \frac{31{,}71\ Psi\ x\ 78{,}74\ in}{(13.750\ Psi\ x\ 0{,}85) - (0{,}6\ x\ 31{,}71\ Psi)} + 0{,}1024\ in$$

t = 0,32 in

- Tebal Head

$$t = \frac{P\ x\ D}{(2f\ x\ E) - (0{,}2\ x\ P)} + C$$

$$t = \frac{31{,}71\ Psi\ x\ 155{,}12\ in}{(2\ x\ 13.750\ Psi) - (0{,}2\ x\ 31{,}71\ Psi)} + 0{,}1024\ in$$

t = 0,28 in

Digunakan tebal shell standar, yaitu 5/16 in = 0,3125 in (Brownell and Young, 1959).

e. Menentukan Rancangan Pengaduk

Dipilih pengaduk jenis anchor paddle karena cocok untuk operasi dengan viskositas tinggi dan kecepatan putar rendah.

Diketahui :

Viskositas campuran, μ = 0,028 kg/ms

Densitas campuran, ρ = 1088,210 kg/m^3

Kecepatan putaran, n = 120 rpm = 2 rps

Diameter tangki, Dt = 4 m

- Dimensi pengaduk

Dimensi pengaduk dihitung berdasarkan geometric proportions for paddle agitator Geankoplis.

Panjang paddle,L = 0,6 × Dt

= 0,6 × 4 m

= 2,4 m

Diameter pengaduk, Da = 0,3 × Dt

= 0,3 × 4 m

= 1,2 m

Lebar blade, W = 1/6 × L

= 1/6 × 2,4 m

= 0,4 m

Jarak pengaduk dari dasar tangki, C = 1/3 × Dt

= 1/3 × 4 m

= 1,333 m

Untuk menghindari terjadinya swirling dan vortex, digunakan baffle. Jumlah baffle yang umum digunakan adalah 4 buah.

Lebar baffle J = 1/12 × Dt

= 1/12 × 4 m

= 0,333 m

f. Menghitung daya (P) yang dibutuhkan untuk menggerakkan pengaduk

- Bilangan Reynold (N_{RE})

$N_{RE} = \frac{n\ x\ Da2\ x\ \rho}{\mu}$

$= \frac{2\ rps\ x\ (1{,}2m)^2\ x\ 1088{,}210\ kg/m^3}{0{,}028\ kg/ms}$

= 111.930,171

- Bilangan Power (N_p)

N_p = 0,5 (Gambar 10.5b, Couper dkk., 2005)

- Daya yang dibutuhkan (P)

$P_{teoritis} = N_P \times \rho \times n^3 \times Da^5$

$= 0{,}5 \times 1088{,}210\ kg/m^3 \times (2\ rps)^3 \times (1{,}2\ m)^5$

= 10,831 W

= 14,525 hp

Jika efisiensi daya motor adalah 85%, maka daya yang digunakan menjadi :

$P = \frac{P\ teoritis}{y}$

$= \frac{14{,}525\ hp}{0{,}85}$

= 17,088 hp

g. Menentukan Rancangan Koil Pemanas

Diketahui :

Panas yang dibutuhkan, Q = 6.020.659,3345kkal/jam = 27.617.457,84 Btu/hr

Kebutuhan steam, ms = 4.567.396,737 kkal/jam = 24.008,15 lb//hr

Viskositas campuran, μ = 0,028 kg/ms = 67.732 lb/ft.hr

Konduktivitas termal, k = 0.395 Btu/hr.ft.°F

Kapasitas panas, cp = 2.65051 Btu/lb.°F

- Menentukan diameter koil (dl)

Diameter tangki, T = 4 m + 0,625 in = 157,48 in

Diameter koil, d1 = T/30 (Gambar 10.1 Couper dkk., 2005)

$$dl = \frac{157{,}48\ in}{30}$$

= 5,271 in = 0.439 ft

Berdasarkan Tabel 11. Kern, diperoleh data IPS untuk koil sebagai berikut :

Nominal IPS size: 6

OD : 6,625 in

Sch 40

ID : 6,065 in

Flow area per pipe : 28,9 in^2

Surface per ft outside : 1,734 ft^2 /ft

Surface per ft inside : 1,59 ft^2 /ft

- Koefisien perpindahan panas di dalam dan diluar *tube* koil

Jh = 1300 (Gambar 20.2 Kern, 1965)

D = OD = 6.625 in x 1/12 ft/in = 0.552 ft

ho = Jh x (k/D) x $(Cp.\mu/k)^{0.33}$

(k/D) = 0.395/0.552 = 0.715

$(Cp.\mu/k)^{0.33}$ = 2.65051 x 1.896/0.552)$^{0.33}$

= 1300 x 0.715 x 7.54

ho = 5.387,78 Btu/hr.ft^2 .°F

hio = 1500 Btu/hr.ft^2 .°F (untuk steam) (Kern, 1965)

- Clean overall coefficient

Uc = $\frac{hio\ x\ ho}{hio+ho}$

= $\frac{1.500\ x\ 5.387,78}{1.500+5.387,78}$

= 1173.33 Btu/hr.ft^2 .°F

Dirt factor untuk bahan organic adalah 0.001 (Tabel 12. Kern, 1965)

Ud = $\frac{1}{\frac{1}{Uc}+Rd}$

= 539,88 Btu/hr.ft^2 .°F

- Luas permukaan perpindahan panas

A = Q/(U.LMTD)

A = 1.206,378 ft^2

- Diameter lilitan

Dc = Dt + 2x

= 4 m x 39,37 in/m + 2 x 5/16 in

= 158,105 in = 13,175 ft

- Jarak antar koil

y = 2 x OD

= 2 x 0.552 ft

= 1.104 ft

- Tinggi koil

hc = H

= 8 m x 3.281 ft/m

= 26,248 ft

- Jumlah lilitan koil

Jika jarak antar koil sama dengan n, maka jumlah lilitan koil adalah n+1

N = n + (n+1)

$N = \frac{hc}{(OD+y)}$

$= \frac{26{,}248\ ft}{(0{,}552 ft + 1{,}104\ ft)}$

= 15,85

= 15

2n+1 = 15

2n = 14

n = 7 lilitan

n+1 = 8 lilitan

- Panjang pipa lurus

L = Dc x (n+1) x π

= 9.924 ft x 8 x 3,14

= 249.29 ft

h. Rancangan Support (penyangga)

Perhitungan dilakukan sesuai dengan contoh perhitungan penyangga pada buku Pressure Vessel Handbook halaman 105 (Buthod, 1997).

- Menghitung berat *Vessel*

Densitas carbon steel, ρ = 0,2833 lb/in^3

Tinggi shell Hs = 6 m = (158,1052 -157,482) in^2

Inside diameter, ID = 4 m = 157,48 in

Tebal shell, ts = 0,3125 in (Gandy, 2007)

- *Outside diameter*

OD = ID + 2ts

= 157,48 in + 2 x 0,3125 in = 158,105 in

- Berat *Shell*

Berat *Shell* = ¼ π (OD2 -ID2).Hs.ρ

= ¼ x 3,14 x (158,1052 -157,482) in^2 x 236,22 in x 0,2833 lb/in^3

= 10.361,6583 lb

- Berat *head*

Volume *head* = 2 x (1/24 π . Dt^3)

= 2 x (1/24 π x (158,1053 -157,483) in^3 = 12.215,829 in^3

Berat head = 12.215,829 in^3 x 0,2833 lb/in^3

= 3.640,745 lb

- Berat koil
  = weight per line x panjang koil
  = 19 lb/in x 249,29 in = 4.736,5 27 lb

- Berat *vessel* keseluruhan

W = berat shell + berat head + berat koil

= 10.361,6583 lb + 3.640,745 lb + 4.736,527 lb = 18.558,929 lb

- Menentukan tinggi penyangga

Penyangga dilas pada bagian bawah shell dengan asumsi tinggi penyangga adalah 40% dari tinggi vessel keseluruhan. Tinggi penyangga = 0,4 x 8 m = 3,2 m

Dengan perbandingan penyangga dibawah tangki dengan yang melekat pada tangki 1: 1, maka tinggi penyangga di bawah tangki adalah 1,6 m = 5,262 ft.

- Menghitung *stress* yang diterima penyangga

Jenis penyangga: leg support (penyangga kaki)

Jumlah kaki: 4

Beban tiap kaki, Q= W/n = 18.558,929 lb/4 = 4.639,72 lb

Jari-jari head, R = 78,74 in

Leverarm of load, H = 5 in

Dimmension of wear plate, = 2A = 2B = 15 in

Tebal head, t = 0,3125 in

Cos α = 0,8

Internal pressure, P = 29,212 psi

Head material : SA-285 C

Allowable stress value, f = 13.750 psi

Joint efficiency, E = 0,85

Yield point = 38.000 psi

Radius of circular wear plate, C $= \sqrt{(A \ x \ B)in^2} = \sqrt{(7{,}5 \ x \ 7{,}5)in^2} = 7{,}5$ in

$$D = 1{,}82 \ x \ \frac{C}{R}\sqrt{\frac{R}{t}}$$

$$= 1{,}82 \ x \frac{7{,}5}{78{,}74}\sqrt{\frac{78{,}74}{0{,}3125}} = 2{,}75$$

Berdasarkan nilai D, maka nilai K adalah (Buthod, 1997)

K1 = 0,0375

K2 = 0,005

K3 = 0,04

K4 = 0,01

K5 = 0,01

K6 = 0,005

K7 = 0,012

K8 = 0,01

Longitudinal stress

1. Maximum tensile stress, $S1 = \frac{Q}{t2}[\cos\alpha\ (-K1 + 6K2) + \frac{H}{R}\sqrt{\frac{R}{t}(-K3 + 6K4]}$

$= \frac{4.639{,}72\ lb}{0{,}3125^2}(-0{,}006 + 0{,}02)$

= 672,724 psi

2. Stress due to internal pressure, Si = P. R/2t

= 29,212 psi × 78,74 in/2 × 0,3125 in

= 3.680,265 psi

3. Total stress, SL = S1 + Si

= 672,724 psi + 3.680,265 psi

= 4.352,989 psi

4. Stress value of girth seam, SG = f. E

= 13.750 psi x 0,85

= 11.687,5 psi

Nilai total stress lebih kecil dari stress pada girth, SL< SG, maka nilai ini dapat diterima.

5. maximum compressional *stress*,

Sc $= \frac{Q}{t2}[\cos\alpha\ (-K1 + 6K2) + \frac{H}{R}\sqrt{\frac{R}{t}(-K3 + 6K4]}$

$= \frac{4.639{,}72\ lb}{0{,}3125^2}(-0{,}054 + 0{,}1)$

= -4.788,948

6. Stress due to internal pressure, Si = P. R⁄2t

= 29,212 psi × 78,74 in⁄2 × 0,3125 in

= 3.680,265 psi

7. Total stress, S_T = Sc + Si

= 672,724 psi + 3.680,265 psi

= -1.108,684 psi

8. Stress value of girth seam, S_G = f. E

= 13.750 psi x 0,85

= 11.687,5 psi

Nilai total stress lebih kecil dari stress pada girth, SL< SG, maka nilai ini dapat diterima.

Circumferential stress

1. Maximum tensile stress, $S2 = \frac{Q}{t2}[\cos\alpha\ (-K5 + 6K6) + \frac{H}{R}\sqrt{\frac{R}{t}(-K7 + 6K8]}$

= 760,222 psi

2. Stress due to internal pressure, Si = P. R⁄2t

= 29,212 psi × 78,74 in⁄2 × 0,3125 in

= 3.680,265 psi

3. Total stress, SL = S1 + Si

= 760,222 psi + 3.680,265 psi

= 4.440,487 psi

4. Stress value of girth seam, SG = f. E

= 13.750 psi x 0,85

= 11.687,5 psi

Nilai total stress lebih kecil dari stress pada girth, SL< SG, maka nilai ini dapat diterima.

5. Maximum compressional stress,

$$Sc = \frac{Q}{t2}[\cos\alpha\ (-K5 + 6K6) + \frac{H}{R}\sqrt{\frac{R}{t}(-K7 + 6K8]}$$

= -4.208,217 psi

6. Stress due to internal pressure, Si = P. R/2t

= 29,212 psi × 78,74 in/2 × 0,3125 in

= 3.680,265 psi

7. Total stress, ST = Sc + Si

= -4.208,217 psi + 3.680,265 psi = -527,952 psi

8. Stress value of girth seam, SG = f. E

= 13.750 psi x 0,85 = 11.687,5 psi

Nilai total stress lebih kecil dari stress pada girth, SL< SG, maka nilai ini dapat diterima.

Ringkasan

Kode : R – 110

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi delignifikasi

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal dilengkapi pengaduk dan baffle

Jumlah : 1 unit

Tangki

Volume tangki : 92,107 m3

Diameter tangki : 4 m

Tinggi tangki : 8 m

Tebal shell : 5/16 in

Tebal head : 5/16 in

Pengaduk

Tipe pengaduk : Anchor paddle

Kecepatan putar : 120 rpm

Diameter pengaduk : 1,2 m

Panjang paddle : 2,4 m

Lebar blade : 0,4 m

Clearance : 1,33 m

Daya motor : 17,088 hp

Baffle

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,333 m

Koil Pemanas

OD : 6,625 in

Sch : 40

ID : 6,065 in

Tinggi koil : 26,248 ft

Diameter lilitan koil : 13,175 ft

Jumlah lilitan koil : 8

Support

Jenis support : leg support

Jumlah kaki : 4

Tinggi support : 3,2 m

APPENDIX E
ANALISA EKONOMI

Perhitungan analisa ekonomi dalam Pra Rancang Bangun Pembuatan Surfaktan Natrium Lignosulfonat ini menggunakan beberapa asumsi sebagai berikut :

1. Beroperasi selama 330 hari dalam setahun
2. Kapasitas maksimum 30.000 ton/tahun
3. Perhitungan didasarkan pada harga alat terpasang
4. Harga alat disesuaikan tahun 2022, dimana nilai tukar dolar terhadap rupiahadalah U$ 1 = Rp 15.500,-

Perancangan suatu industri perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah industri tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalampenentun untung rugi dalam mendirikan rancang bangun ini adalah sebagai berikut :

- Pay Out Time (POT)
- Return Of Invetment (ROI)
- Break Event Point (BEP)
- Net Present Value (NPV)
- Internal Rate of Return (IRR)

Sedangkan untuk menghtung faktor-faktor di atas perlu diadakan penafsiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu:

A.1 Faktor-Faktor Penentu

A.1.1 Total Capital Invesman (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi. Meliputi:

- Fixed Capital Invesment (FCI)
- Working Capital Investment (WCI)

1. Fixed Capital Invesman (FCI)

a. Biaya langsung (direct cost) meliputi :

1. Harga peralatan

Harga satuan alat akan berubah tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang. Harga alat dalam pra rancang pabrik Surfaktan Natrium Lignosulfonat didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada *Peter and Timmerhaus* dan Gd Ulrich. Sedangkan untuk menafsir harga alat pada tahun 2015 digunakan persamaanberikut :

$$C_x = \frac{I_x}{I_k} \text{ k } C_k \qquad \text{(}Peter\ and\ Timmerhaus\text{)}$$

Dimana : C_x = Tafsiran harga alat saat ini

C_k = Tafsiran harga alat pada tahun k

I_x = Indeks harga saat ini

I_k = Indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsir harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan sebagai berikut :

$VA = VB[CA/CB)^n$ (Peter and Timmerhaus hal 169)

Dimana : VA = Harga alat A

VB = Harga alat B

CA = Capasitas alat A

CB = Capasitas alat B

N = eksponen harga alat (Peter and Timmerhaus hal 170)

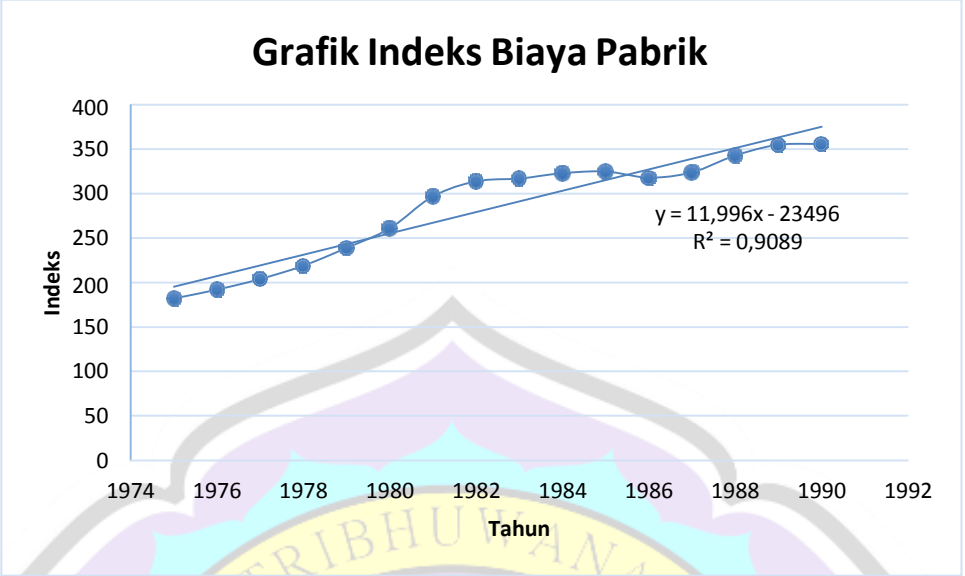
Harga alat pada pra rancang pabrik Surfaktan Natrium Lignosulfonat didasarkan harga alat yangterdapat pada Peter and Timmerhaus dan G.D. Ulrich.

Tabel. E.1 Indeks Harga Alat pada Tahun Sebelum Evaluasi

No	Tahun Y	Indeks Harga X	X^2	XY
1	1975	182	33124	359450
2	1976	192	36864	379292
3	1977	204	41616	403308
4	1978	219	47961	433182
5	1979	239	57121	472981
6	1980	261	68121	516780
7	1981	297	88209	588357
8	1982	314	98596	622348
9	1983	317	100489	628611
10	1984	323	104329	640832
11	1985	325	105625	645125
12	1986	318	101124	631548
13	1987	324	104976	643788
14	1988	343	117649	681884
15	1989	355	126025	706095
16	1990	356	126736	708440
∑	31720	4569	1358565	9062121

(Peter and Timmerhaus hal 163 tabel 3)

Dengan memasukkan harga-harga pada table A.1 maka diperoleh harga koefisien korelasi :



Gambar E.1 Linearisasi cost indekx pada tahun 1985-1990 R^2 = 0,9089

Harga koefisien yang mendekati +1 menyatakan bahwa terdapat hubungan linear antara variabel X dan Y, sehingga persamaan regresi yang mendekati adalah persamaan regresi linier.

Peramaan umum regresi linear, Y = a + bX

Dengan Y = Indeks harga pada tahun yang di cari (2022)

X = Variabel tahun ke n

a,b = tetapan persamaan regresi

Tetapan regresi ditentukan oleh :

$$a = \frac{(\Sigma y)(\Sigma x^2)-(\Sigma x)(\Sigma x.y)}{n\,(\Sigma x^2)-(\Sigma x)^2} \qquad b = \frac{n(\Sigma x.y)-(\Sigma y)(\Sigma x)}{n\,(\Sigma x^2)-(\Sigma x)^2}$$ (Montgomery,1992)

$$a = \frac{(31720)\,(1358565) - (4569)\,(9062161)}{16\,(1358565) - (4569)^2}$$

= 1960,864

$$b = \frac{16\,(9062121) - (31720)\,(4596)}{16\,(1358565) - (4569)^2}$$

= 0,076

Y= a + b . x

Indeks harga pada tahun 2022 (Y = 2022)

2022 = 1960,864 + 0,076X = 806,902

Indeks harga pada tahun 2026 (Y = 2024)

2024 = 1960,864 + 0,076X = 833,299

Contoh perhitungan peralatan :

Nama alat :

Bucket Elevator Bahan kontruksi :

Carbon Steel Dari

http://www.alibaba.com, diperoleh:

Harga alat tahun 2022= $ 3.000,-

F_{BM} = 1

C_{BM} = F_{BM} x Cp

= 1 x 3.000,- = $ 3.000,-

Jadi harga belt conveyor pada tahun 2024

$$= \frac{indeks\ harga\ tahun\ 2024}{indeks\ harga\ tahun\ 2022} \text{ x harga tahun 2022}$$

$$= \frac{833{,}299 \text{ x } \$\ 3.000}{806{,}902}$$

= $ 3098,142

Asumsi $ 1 = Rp 15.500,-

Jadi harga Bucket Elevator dalam rupiah adalah

= 1 x $ 3098,142 x 15.500 = Rp. 48.021.198

Selanjutnya dengan perhitungan yang sama ditaksir harga peralatan pada pra rancangan pabrik Surfaktan Natrium Lignosulfonat dapat dilihat pada Tabel E.2

Tabel E.2 Harga Peralatan Proses Pada Tahun 2024

No	Nama Peralatan	Harga/Unit (Rp)	Unit	Harga Total (Rp)
1	Storage Bahan Baku	128.056.527	1	128.056.527
2	Belt Conveyor	32.014.132	2	64.028.264
3	Rotary Knife Cutter	112.049.461	1	112.049.461
4	Bucket Elevator	48.021.198	2	96.042.395
5	Vibrating Screen	112.049.461	1	112.049.461
6	Pompa	3.201.413	7	22.409.892
7	Reaktor Delignifikasi	160.070.659	1	160.070.659
8	Reaktor Sulfonasi	160.070.659	1	160.070.659
9	Dekanter	128.056.527	2	256.113.054
10	Mixing Tank	160.070.659	1	160.070.659
11	Filter Press	80.035.329	1	80.035.329
12	Spray Dryer	112.049.461	1	112.049.461
13	Cyclone	80.035.329	1	80.035.329
14	Bin	56.024.731	2	112.049.461
15	Cooler	16.007.066	1	16.007.066
16	Screw Conveyor	32.014.131,770	1	32.014.131,770
17	Storage NaOH	128.056.527	1	128.056.527
18	Storage H2SO4	128.056.527	1	128.056.527
19	Storage NaHSO3	128.056.527,081	1	128.056.527,081

20	Storage Produk	128.056.527,081	1	128.056.527,081
21	Storage Waste	128.056.527,081	1	128.056.527,081
22	Storage Uncleached pulp	128.056.527,081	1	128.056.527,081
23	Storage Gas	128.056.527,081	1	128.056.527,081
TOTAL				**Rp. 2.599.547.500,-**

Sumber : ***http://www.alibaba.com***

Tabel E.3 Harga Peralatan Utilitas Pada Tahun 2026

No	Nama Peralatan	Harga/Unit (Rp)	Unit	Harga Total (Rp)
1	LC	9.444.169	**1**	9.444.169
2	TC	9.092.013	**1**	9.092.013
3	FC	8.803.886	**2**	17.607.772
4	TIC	11.204.946	**2**	22.409.892
T OTAL				**Rp. 58.553.847,-**

Sumber :***http:/www.alibaba.com***

Dari tabel E.2 dan E.3 maka dapat diketahui total harga peralatan proses dan utilitas.

Harga total peralatan = harga peralatan proses + harga utilitas
= Rp. 2.599.547.500,- + Rp. 58.553.847,-
= Rp. 2.658.101.347,-

Dengan faktor keamanan (safety factor) sebesar 10% maka :

Harga faktor keamanan = 10% x Rp. 2.658.101.347,-
= Rp. 265.810135,-

Jadi total harga peralatan = Rp. 2.658.101.347,- + Rp. 265.810135,-
= Rp. 2.923.911.481,-

a. Biaya Langsung / Direct Cost (DC)

- Biaya Instalasi Peralatan

  Diperkirakan biaya instalasi peralatan 25% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya instalasi peralatan = 25%/40% x Rp. 2.923.911.481,-
  = Rp. 1.827.444.676,-

- Biaya Insrumentasi dan Alat Control

  Diperkirakan biaya instrumentasi dan alat control 15% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya instrumentasi dan alat control = 15%/40% x Rp. 2.923.911.481,-
  = Rp.1.096.466.806**,-**

- Biaya Perpipaan

  Diperkirakan biaya perpipaan 25% dari total harga peralatan (*Timmerhause etal, 2004*).

  Biaya perpipaan = 25%/40% x Rp. 2.923.911.481,-
  = Rp.1.827.444.676,-

- Biaya Lisrik

  Diperkirakan biaya listrik 20% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya Listrik = 20%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp. 1.461.955.741,-

- Biaya Bangunan

  Diperkirakan biaya bangunan 25% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya Listrik = 25%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp. 1.827.444.676,-

- Biaya Pengembangan Lahan

  Diperkirakan biaya pengembangan lahan 5% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya pengembangan lahan = 5%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp. 365.488.935,-

- Biaya Fasilitas Pelayanan

  Diperkirakan biaya fasilitas pelayanan 40% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya fasilitas pelayanan = 40%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp. 2.923.911.481,-

- Biaya Tanah

  Diperkirakan biaya tanah 4% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya fasilitas pelayanan = 4%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp. 292.391.148,-

Jadi Total Biaya Langsung/Direct Cost (DC) = Rp.11.622.548.139,-

b. Biaya Tak Langsung / Indirect Cost (IC)

- Biaya Teknik dan Pengawasan

  Diperkirakan 20% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

  Biaya Teknik dan Pengawasan = 20%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp. 1.461.955.741,-

- Biaya Konstruksi

  Diperkirakan 14% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

  Biaya konstruksi = 14%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp. 1.023.369.018,-

- Biaya Kontraktor

  Diperkirakan 5% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

  Biaya kontraktor = 5%/40% x Rp. 2.923.911.481,-

  = Rp.365.488.935,-

- Biaya Tak Terduga

  Diperkirakan 8% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

Biaya tak terduga = 8%/40% x Rp. 2.923.911.481,-
= Rp.584.782.296,-

Jadi Total Biaya Tak Langsung/Indirect Cost (IC) = Rp. 3.435.595.991,-

c. **Fixed Capital Investment (FCI) =** Total biaya DC + Total biaya IC
= Rp. 11.622.548.139,- + Rp. 3.435.595.991,-
= Rp. 15.058.144.129,-

d. **Working Capital Investment (WCI)**
Modal Kerja (15% x FCI) = 15% x Rp. 15.058.144.129,-
= Rp. 2.258.721.619,-

e. **Total Capital Investment** = (WCI + FCI)
= (Rp. 2.258.721.619,- + Rp. 15.058.144.129,-)
= Rp.17.316.865.749,-

Komponen	Skala (%)	Harga (Rp)
Direct Cost (DC)		
Harga Peralatan	100	Rp. 2.923.911.481,-
Instalasi Peralatan	25	Rp. 1.827.444.676,-
Instrumentasi dan Alat Control	15	Rp. 1.096.466.806,-
Perpipaan	25	Rp. 1.827.444.676,-
Listrik	20	Rp. 1.461.955.741,-
Bangunan	25	Rp. 1.827.444.676,-
Pengembangan Lahan	5	Rp. 365.488.935,-
Fasilitas Pelayanan	40	Rp. 2.923.911.481,-
Tanah	4	Rp. 292.391.148,-
Total Direct Cost		**Rp. 11.622.548.139,-**
Indirect Cost (IC)		
Teknik dan Pengawasan	20	Rp. 1.461.955.741,-
Konstruksi	14	Rp. 1.023.369.018,-
Kontraktor	5	Rp. 365.488.935,-
Tak Terduga	8	Rp. 584.782.296,-
Total Indirect Cost		**Rp. 3.435.595.991,-**
Fixed Capital Investment (FIC)		**Rp. 15.058.144.129,-**
Working Capital Investment (WIC)	**15% (FCI)**	**Rp. 2.258.721.619,-**
Total Capital Investment (TCI)		**Rp. 17.316.865.749,-**

Modal perusahaan :

1. Modal Sendiri 30% = 30% x TCI
= 30% x Rp. 17.316.865.749,-
= Rp. 5.195.059.725,-
2. Modal Pinjaman 70% = 70% x TCI
= 70% x Rp. 17.316.865.749,-
= Rp. 12.121.806.024,-

A.2 Biaya Produksi

Biaya produksi = Biaya Manufactur + Biaya Umum

A.2.1 Biaya Manufactur

a. Biaya Produksi Langsung

- Bahan Baku Tandan Kosong Kelapa Sawit
  Harga TKKS = Rp. 500,- /kg
  Kebutuhan TKKS per jam= 8.650,870 kg/jam
  Biaya per jam = Rp. 4.325.435,- /jam
  Biaya per tahun = Rp. 4.325.435,- x (24 jam) / (1 hari) x (300 hari) / (1 tahun)
  = Rp. 31.143.132.000,-
- Bahan Penunjang Natrium Hidroksida
  Harga NaOH = Rp. 2.000,- /kg
  Kebutuhan NaOH per jam= 5.713,728 kg/jam
  Biaya per jam = Rp. 11.427.457,- /jam
  Biaya per tahun = Rp. 11.427.457,- x (24 jam) / (1 hari) x (300 hari) / (1 tahun)
  = Rp. 82.277.688.960,-
- Bahan Penunjang Natrium Bisulfit
  Harga $NaHSO_3$ = Rp. 1.000,- /kg
  Kebutuhan $NaHSO_3$ per jam = 2.639,914 kg/jam
  Biaya per jam = Rp. 2.639.914,- /jam
  Biaya per tahun = Rp. 2.639.914,- x (24 jam) / (1 hari) x (300 hari) / (1 tahun)
  = Rp.19.007.380.800**,-**
- Bahan Penunjang Asam Sulfat
  Harga H_2SO_4 = Rp. 1.500,- /kg
  Kebutuhan H_2SO_4 per jam = 7.231,612 kg/jam
  Biaya per jam = Rp. 10.847.418,- /jam
  Biaya per tahun = Rp. 10.847.418,- x (24 jam) / (1 hari) x (300 hari) / (1 tahun)
  = Rp.78.101.409.600**,-**

Jadi total biaya bahan baku dan bahan penunjang = Rp. 210.529.611.360,-

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total/Bulan (Rp)
1	Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
2	Manager Produksi	1	12.000.000	12.000.000
3	Manager Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
4	Manager Umum	1	12.000.000	12.000.000
5	Kepala Bagian	5	10.000.000	50.000.000
7	Kepala Seleksi	5	10.000.000	50.000.000
8	Staff Ahli	6	8.500.000	51.000.000
9	Operator Lapangan	8	7.000.000	56.000.000
10	Karyawan Staff	20	5.000.000	100.000.000

11	Medis	4	4.000.000	16.000.000
12	Satpam	8	3.900.000	31.200.000
13	Sopir	6	3.600.000	21.600.000
14	Cleaning Service	10	3.500.000	35.000.000
Total				**5.661.600.000**

- Biaya Pengemasan

  Produksi Natrium Lignosulfonate = 30.000 ton/tahun
  = 30.000.000 kg/tahun
  = 30.000.000 kg

  Karung 100 kg = Rp. 3.000,-/buah

  Total = (30.000.000kg/100kg) x Rp 3.000,-
  = Rp. 900.000.000,-

- Utilitas

  - Listrik

    Kebutuhan listrik untuk unit proses : 114,092 kW
    Kebutuhan listrik untuk unit utilitas : 1,864 kW
    Kebutuhan listrik untuk penerangan : 65,8588 kW
    Lain-lain : 6,586 kW
    Total : 188,401 kW

Ditetapkan safety factor adalah 10%, sehingga :
Total kebutuhan listrik keseluruhan = 1,1 x 188,401 kW
= 207,241 kW
= 1.492.136,158 kW/tahun

- Air

Penyediaan air diperoleh dari PDAM dan air sungai. Air ini berfungsi sebagai air sanitasi, media pendingin, pemadam kebakaran dan cadangan air. Hal ini disebabkan karena:

a. Air kebutuhan karyawan

Kebutuhan karyawan = 30 L/hari/org(Standar WHO)
Jumlah karyawan = 76 orang
Densitas air (30°) = 0,99527 kg/L
Kebutuhan air = 30 L/hari/org x 76 orang
= 1050 L/hari
= 1.05 m^3/hari

b. Air untuk laboratorium dan taman

Diperkirakan 45% dari kebutuhan karyawan, sehingga :
Kebutuhan air = 45% x 1.05 m^3/hari
= 0,4725 m^3/hari
Jadi kebutuhan sanitasi = (1.05 + 0,4725) m^3/hari
= 1,5225 m^3/hari

c. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Diperkirakan 50% dari air sanitasi, sehingga :

Kebutuhan air = 50% x 1,5225 m^3/hari

= 0,76125 m^3/hari

d. Air pada mixing tank pelarut NaOH

Diperkirakan dalam sekali proses produksi diperlukan air sebanyak 1061701,63 L/hari, maka air yang dibutuhkan adalah :

1061701,63 L/hari = 1061,702 m^3/hari

e. Air pada mixing tank pengasaman

Diperkirakan dalam sekali proses produksi diperlukan air sebanyak 48840,603 L/hari, maka air yang dibutuhkan adalah :

48840,603 L/hari = 48,841 m^3/hari

No.	Kebutuhan	Kebutuhan (m^3/hari)
1	Karyawan	1.05
2	Laboratorium dan Taman	0,4725
3	Air Sanitasi	1,5225
4	Pemadam Kebakaran dan Cadangan Air	0,76125
5	Air pada mixing tank pelarut NaOH	1061,702
6	Air pada mixing tank pengasaman	48,841
	Jumlah	**1114,348**

Jadi total kebutuhan air per tahun = 1114,348 x 300 hari

= 334.304.544 m^3/tahun

- Bahan Bakar

Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar

1. Bahan bakar untuk generator

Daya generator = 1 kW = 3.412,142 Btu/jam

Densitas (ρ) = 54,31 lb/ft^3

Heating value solar = 18.800 Btu/lb

η generator = 80%

Kapasitas input generator = 80% / 207,241 kW

= 259,051 kW

= 883.920,218 Btu/jam

Kebutuan solar = 883.920,218 x 20%

$$= \frac{176.784,044 \text{ Btu/jam}}{(80\%)\,(54,31)\,(18.800)}$$

= 0,216 ft^3/jam x 28,317 liter

= 6,129 liter/jam x 24 jam

= 147,087 liter/hari x 300 hari

= 44.126,061 liter/tahun

Jadi total biaya bahan bakar dapat dihitung sebagai berikut:

Solar (Diesel Oil)

Pemakaian = 44.126,061 liter/tahun

Harga Solar = Rp 6.800,-/liter

Biaya pertahun = 44.126,061 x Rp. 6.800,-

= Rp. 300.057.215 ,-

Jadi biaya utilitas pada tahun 2026 :

No	Utilitas	Satuan	Kebutuhan (per hari)	Biaya 1 tahun (Rp)
1	Listrik	kW/tahun	1.492.136.158	133.800.000
2	Air	m^3/tahun	333.847,794	2.013.877.016
3	Solar	L/tahun	44.126,061	300.057.215
TOTAL				**Rp. 2.447.734.231,-**

- Biaya pemeliharaan

Diperkirakan 5% dari fixed capital investment (FCI) = 5% x Rp. Rp15.058.144.129,-

= Rp. 752.907.206,-

- Biaya pemasaran

Diperkirakan 7% dari gaji karyawan = 7% x Rp.5.661.600.000,-

= Rp. 396.312.000,-

- Biaya laboratorium

Diperkirakan 8% dari gaji karyawan = 8% x Rp.5.661.600.000,-

= Rp. 452.928.000,-

- Operator suplies

Diperkirakan 10% dari biaya pemeliharaan = 10% x Rp. 752.907.206,-

= Rp.75.290.721,-

Jadi Total Biaya Produksi Langsung (TPC) = Rp. 221.216.383.518,-

Bahan Baku		Rp.210.529.611.360,-
Gaji Karyawan		Rp.5.661.600.000,-
Biaya Utilitas		Rp.2.447.734.231,-
Biaya Pengemasan		Rp. 900.000.000,-
Pemeliharaan	5% (FIC)	Rp. 752.907.206,-
Pemasaran	7% (gaji karyawan)	Rp. 396.312.000,-
Laboratorium	10% (gaji karyawan)	Rp. 452.928.000,-
Oprator Suplies	10% (biaya pemeliharaan)	Rp. 75.290.721,-

Total Productin Cost (TPC)	**Rp. 221.216.383.518,-**

- **Biaya Produksi Tetap**

- Depresiasi Peralatan

  Diperkirakan 4% dari FCI = 4% x Rp.15.058.144.129,-
  = Rp. 602.325.765,-

- Depresiasi bangunan

  Diperkirakan 3% dari FCI = 3% x Rp.15.058.144.129,-
  = Rp. 451.744.324**,-**

- Pajak kekayaan

  Diperkirakan 5% dari FCI = 5% x Rp.15.058.144.129,-
  = Rp. 752.907.206,-

- Bunga bank

  Diperkirakan 6% dari modal pinjaman = 6% x Rp.12.121.806.024,-
  = Rp. 727.308.361,-

- Asuransi pabrik

  Diperkirakan 3% dari FCI = 3% x Rp.15.058.144.129,-
  = Rp. 451.744.324,-

`Total Fixed Production Cost (FPC) = Rp. 2.986.029.981,-

Depresiasi Peralatan 4% FCI	Rp. 602.325.765,-
Depresiasi Bangunan 3% FCI	Rp. 451.744.324**,-**
Pajak Kekayaan 5% FCI	Rp. 752.907.206,-
Bunga Bank 6% Modal Pinjaman	Rp. 727.308.361,-
Asuransi Pabrik 3% FCI	Rp. 451.744.324,-
Total FPC	**Rp. 2.986.029.981,-**

- **Biaya Overhead (10% dari TPC)** = 10% x Rp. 221.216.383.518,-
  = Rp. 22.121.638.352,-
- **Biaya Manufactur** = Biaya overhead + TPC + FPC
  = Rp**.** 246.324.051.851,-

- **Biaya Umum (GE)**

A. Biaya Administrasi

Diperkirakan 5% dari gaji karyawan

Biaya administrasi = 5% x Rp.5.661.600.000,-
= Rp. 283.080.000,-

B. Biaya Distribusi

Diperkirakan 10% dari Total Production Cost (TPC)

Biaya distribusi = 10% x Rp. 221.216.383.518,-

= Rp. 22.121.638.352,-

C. Penelitian

Diperkirakan 4% dari Total Productin Cost (TPC)

Biaya penelitian = 4% x Rp. 221.216.383.518,-

= Rp.8.848.655.341

D. Bunga Bank

Diperkirakan 10% dari modal pinjaman

Biaya penelitian = 10% x Rp.12.121.806.024,-

= Rp. 1.212.180.602,-

Biaya Administrasi	5% (Gaji Karyawan)	Rp. 283.080.000,-
Biaya Distribusi	10% (Total Product Cost)	Rp. 22.121.638.352,-
Penelitian	4% (Total Product Cost)	Rp.8.848.655.341
Bunga Bank	10% (Modal Pinjaman)	Rp. 1.212.180.602,-
Total GE		Rp. 32.465.554.295,-

Total Biaya Produksi = Biaya Manufactur + Biaya Umum (GE)

= Rp. 246.324.051.851,- + Rp. 32.465.554.295,-

= Rp. 278.789.606.146,-

A.3 Analisa Profitabilitas

a. Modal

30% Modal Sendiri = Rp. 5.195.059.725,-

70% Modal Pinjaman = Rp. 12.121.806.024,-

b. Bunga Kredit (sebesar 10% per tahun)

c. Masa konstruksi 2 tahun

d. Kapasitas Produksi

- Tahun I : 60% dari Produksi Total
- Tahun II : 100% dari produksi total

e. Pajak penghasilan

- **Menghitung biaya variabel (VC)**

Bahan Baku :Rp. 210.529.611.360,-

Pengemasan :Rp. 900.000.000,-

Gaji Karyawan :Rp.5.661.600.00,-

Pemeliharaan :Rp.752.907.206,-

Utilitas :Rp.2.447.734.231,-

Total VC :Rp.218.291.852.798,-

- **Menghitung Biaya Semi Variabel (SVC)**

Operator Suplies :Rp.75.290.721,-

Biaya Overhead :Rp. 22.121.638.352,-
Laboratorium :Rp. 452.928.000,-
Biaya Umum :Rp. 32.465.554.295,-
Total SVC :Rp. 55.115.411.367,-

Produk Utama

- Natrium Lignosulfonate = 30.000 ton/tahun = 30.000.000 kg/tahun
  Harga Jual/Kg = Rp. 9.900,-
  Total Harga Jual = Rp. 9.900,- x 30.000.000
  = Rp. 297.000.000.000,-
- Laba kotor = Hasil Penjualan – Biaya Produksi Total
  = (Rp. 297.000.000.000,-) – (Rp. 278.789.606.146,-)
  = Rp.18.210.393.854,-
- Pajak penghasilan (10%) = 10% x Rp. 18.210.393.854,-
  = Rp. 1.821.039.385,-
- Laba Bersih = Laba Kotor – Pajak
  = (Rp. 18.210.393.854,-) – (Rp. 1.821.039.385,-)
  = Rp. 16.389.354.469,-

Menghitung Penilaian Investasi

CA = Total Depresiasi + Laba Bersih
= Rp.1.054.070.089,- + Rp. 16.389.354.469,-
= Rp.17.443.424.558,-

A.3.1 Return Of Investment (ROI)

Laba kotor : Rp. 18.210.393.854,-
Laba bersih : Rp. 16.389.354.469,-
Total Modal (TCI) : Rp. 17.316.865.749,-

$$\text{ROI bt} = \frac{\text{laba kotor}}{\text{total modal}} \times 100\%$$
$$= \frac{\text{Rp. 18.210.393.854,-}}{\text{Rp. 17.316.865.749,-}} \times 100\%$$
$$= 105\%$$

$$\text{ROI at} = \frac{\text{laba bersih}}{\text{total modal}} \times 100\%$$
$$= \frac{\text{Rp.16.389.354.469,-}}{\text{Rp.17.316.865.749,-}} \times 100\%$$
$$= 95\%$$

A.3.2 Metode POT (Pay Out Time)

Data :
TCI = Rp. 17.316.865.749,-
CA = Rp. 17.443.424.558,-

Perhitungan POT :

POT = $\frac{\text{TCI}}{\text{CA}}$ x 1 tahun

= $\frac{\text{Rp. 17.316.865.749,-}}{\text{Rp. 17.443.424.558,-}}$ x 1 tahun

= 1 tahun x 12

= 12 bulan

A.3.3 Break Event Point (BEP)

Data :

FPC = Rp 2.986.029.981,-

VC = Rp. 218.291.852.798,-

S = Rp. 297.000.000.000,-

SVC = Rp. 55.115.411.367,-

BEP = $\frac{FPC + 0{,}3\ SVC}{S - 0{,}7\ SVC - VC}$ x 100% (Aries dan Newton, hal 206)

= 48,65%

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

= 48,65% x 30.000.000 kg/tahun

= 14.594.022,95 kg/tahun

Nilai BEP rancang bangun pabrik Surfaktan Natrium Lignosulfonat ini berada diantara nilai 30-50%, maka nilai BEP ini memadai. Untuk produksi tahun pertama rancang bangun 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBI}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana :

PBI = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% Kapasitas = % Kapasitas Tercapai

$\frac{\text{PBI}}{\text{PB}}$ = $\frac{\text{(100-48,65\%) – (100-60\%)}}{\text{(100-48,65\%)}}$

= 0,598

PBI = 0,598 x Rp. Rp16.389.354.469,-

= Rp. 9.801.565.232,-

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

CA = Laba bersih tahun pertama + Depresiasi

= Rp. 9.801.565.232,- + Rp. 1.054.070.089,-

= Rp.10.855.635.321,-

A.3.4 Shut Down Point (SDP)

SDP = $\frac{0{,}3\ x\ SVC}{S - 0{,}7\ SVC - VC}$ x 100%

= 41,21 %

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas = 41,21 % x 30.000 kg/tahun
= 12.361.608,430 kg/tahun

A.3.5 Net Present Value (NPV)

Metode ini dipakai sebagai perhitungan selisih antara nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investigasi sekarang.

Bunga Bank = 10% pertahun
Massa Produksi Pabrik = 10 tahun
Cara menghitung NPV :

1. Menghitung CAO (Tahun ke-0) untuk konstruksi 2 tahun

CA-2 = 40% x CA x $(1+i)^2$
= 40% x Rp. 10.855.635.321,- x $(1 + 0,1)^2$
= Rp5.254.127.495,-

CA-1 = 60% x Rp. 10.855.635.321,- x $(1 + 0,1)^1$
= Rp7.164.719.312,-

CA-0 = (CA-2 – CA-1)
= Rp. -1.910.591.817,-

Menghitung NPV tiap tahun :

NPV = CA . Fd

Dimana :
CA = Cash Flow setelah pajak Fd
Faktor Diskon = $1/(1+i)^n$
I = Tingkat Bunga
n = Tahun ke- n

Tahun	CA (Rp)	Fd(i=10%)	NPV-1
0	-Rp 1.910.591.817	1	-Rp 1.910.591.817
1	Rp 7.164.719.312	0,9091	Rp 6.513.381.193
2	Rp 5.254.127.495	0,8264	Rp 4.342.254.128
3	Rp 5.254.127.495	0,7513	Rp 3.947.503.753
4	Rp 5.254.127.495	0,6830	Rp 3.588.639.776
5	Rp 5.254.127.495	0,6209	Rp 3.262.399.796
6	Rp 5.254.127.495	0,5645	Rp 2.965.817.996
7	Rp 5.254.127.495	0,5132	Rp 2.696.198.179
8	Rp 5.254.127.495	0,4665	Rp 2.451.089.253
9	Rp 5.254.127.495	0,4241	Rp 2.228.262.957
10	Rp 5.254.127.495	0,3855	Rp 2.025.693.598
		Jumlah	**Rp 32.110.648.813**

Karena harga NPV positif (+), maka pabrik Surfaktan Natrium lignosulfonat dari Tandan Kosong Kelapa Sawit layak didirikan.

A.3.6 Internal Rate Of Return (IRR)

Metode yang digunakan untuk menghitung tingkat bunga pada investasi. Harga IRR harus lebih tinggi dari bunga bank sehingga harus dipenuhi persamaan di bawah ini dengan mencoba harga trial.

$$\mathbf{IRR = i + \frac{NPV1}{NPV1 - NPV2} X (i_2 - i_1)}$$

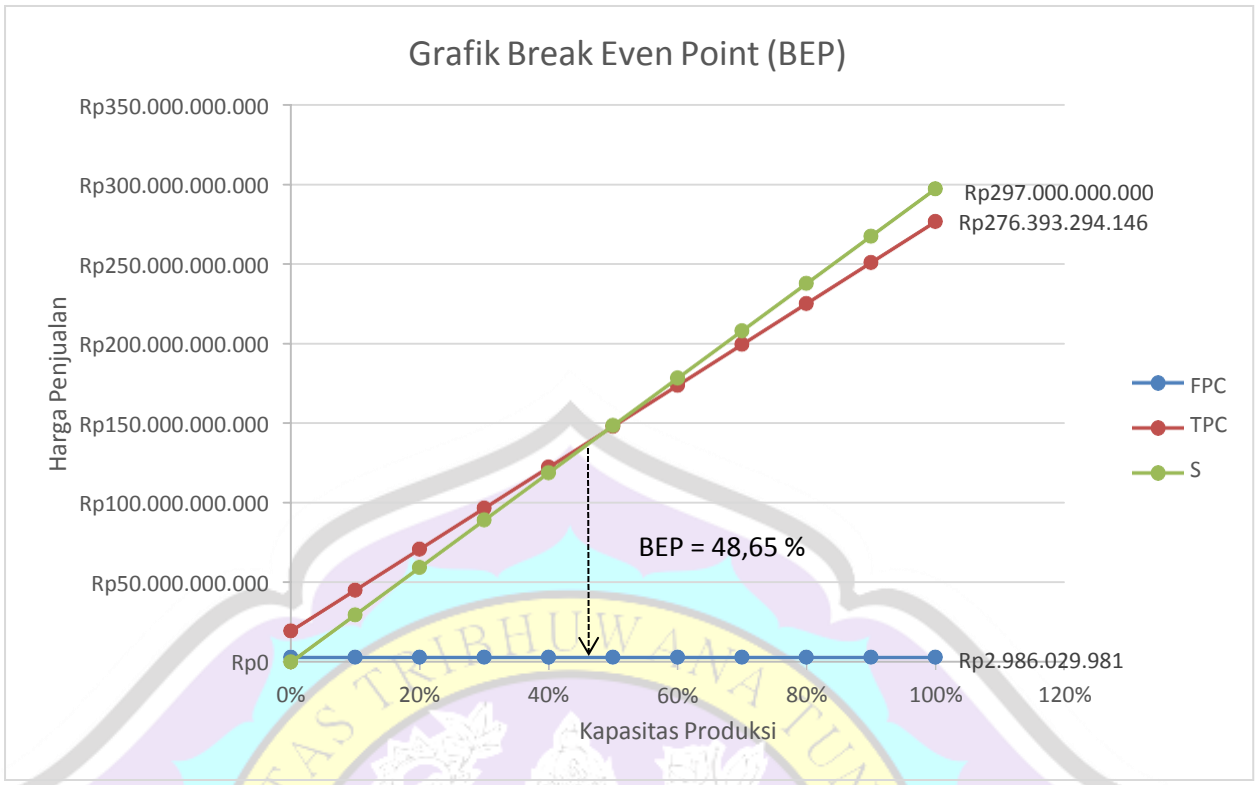
Tahun	CA (Rp)	Fd(i=15%)	NPV-2
0	-Rp 1.910.591.817	1,00	-Rp 1.910.591.817
1	Rp 7.164.719.312	0,87	Rp 5.663.809.733
2	Rp 5.254.127.495	0,76	Rp 3.283.367.961
3	Rp 5.254.127.495	0,66	Rp 2.595.547.795
4	Rp 5.254.127.495	0,57	Rp 2.051.816.439
5	Rp 5.254.127.495	0,50	Rp 1.621.989.280
6	Rp 5.254.127.495	0,43	Rp 1.282.204.964
7	Rp 5.254.127.495	0,38	Rp 1.013.600.762
8	Rp 5.254.127.495	0,33	Rp 801.265.425
9	Rp 5.254.127.495	0,28	Rp 633.411.403
10	Rp 5.254.127.495	0,25	Rp 500.720.477
		Jumlah	**Rp 17.537.142.422**

$$\text{IRR} = \mathbf{i + \frac{NPV1}{NPV1 + NPV2} X (i_2 - i_1)}$$

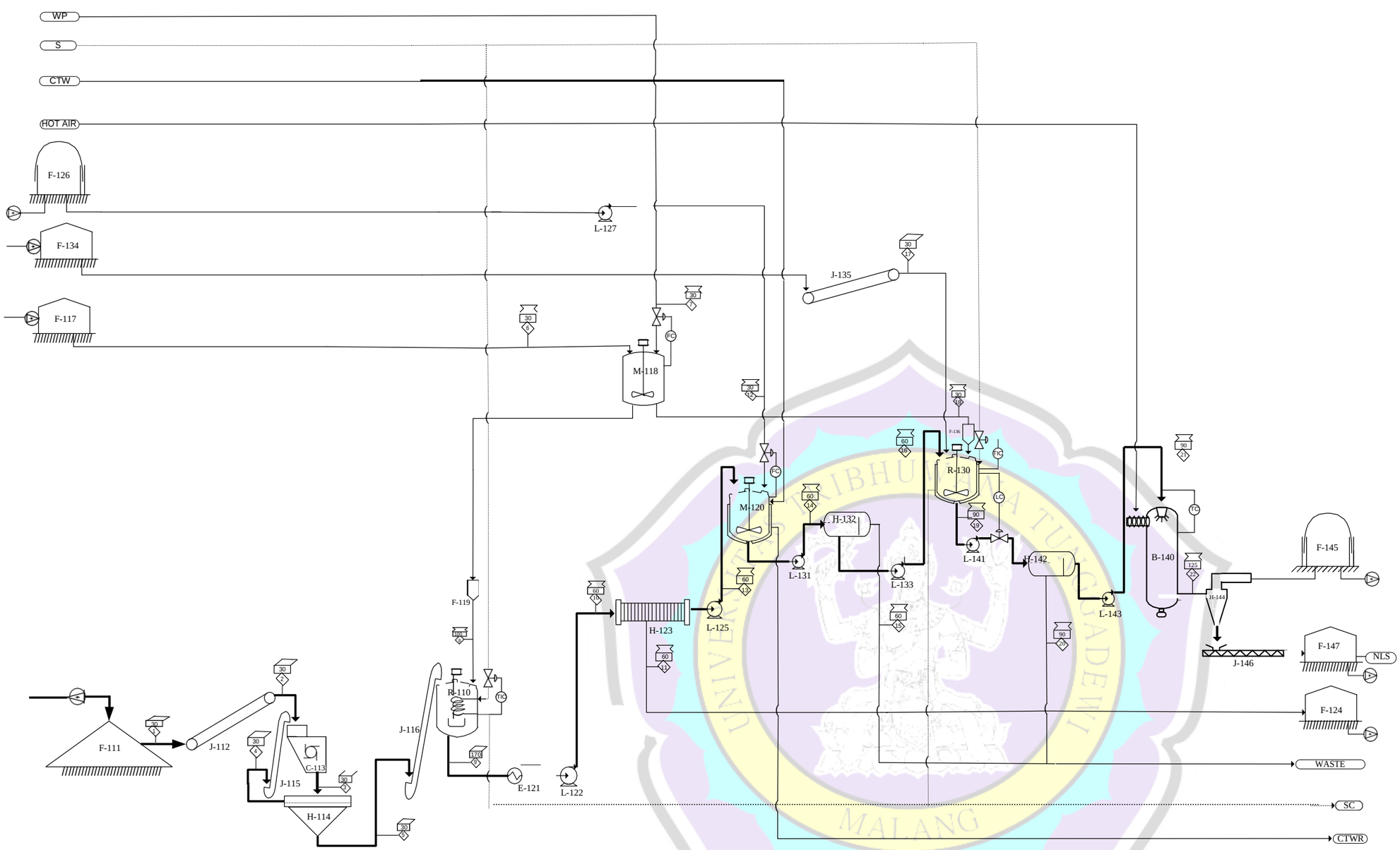
$$= \frac{10 + \text{Rp. } 32.981.483.776}{\text{Rp. } 32.981.483.776 + \text{Rp. } 17.752.399.507} \text{ x } (15\text{-}10)$$

$$= 20{,}83\%$$

Karena IRR yang diperoleh yakni 20,83 % lebih besar dari bunga pinjaman bank yang ditetapkan sebesar 10%, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan tingkat bunga pinjaman sebesar 10% per tahun



Grafik E.2 Break Event Point Pra Rancang Pabrik Natrium Lignosulfonat



No	SIMBOL	KETERANGAN
8	WP	Water Process
7	Steam	Steam
6	CTW	Cooling tower
5	Hot air	Hot air
4		Liquid Flow
3		Solid Flow
2		Temperatur
1		Mass flow

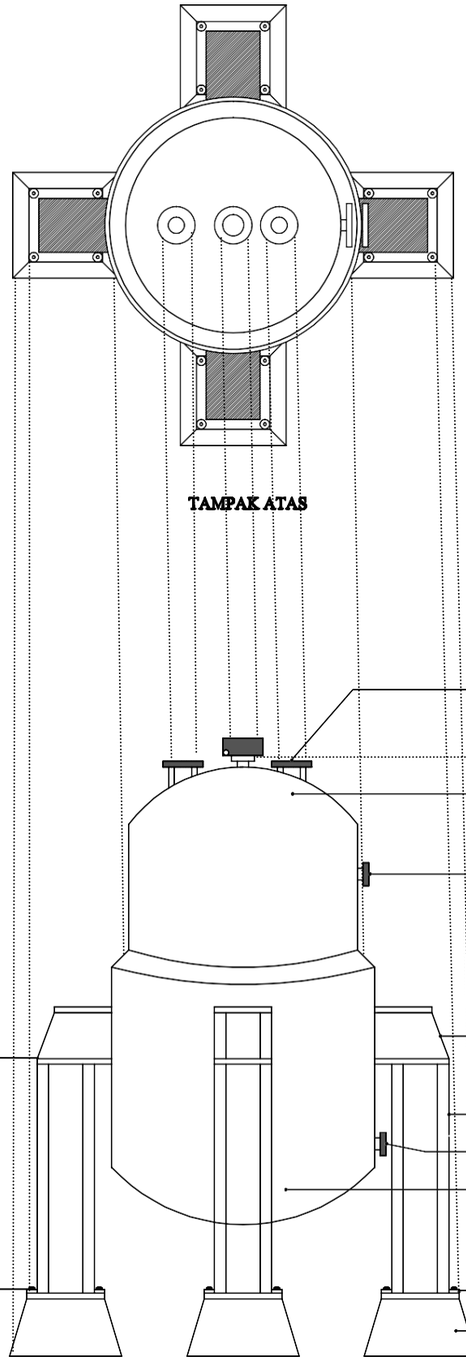
No	Kode	Nama Alat
33	B - 140	Spray Drayer
32	F - 147	Storage Produk
31	J -146	Screw Conveyor
30	F-145	Storage Gas
29	H -144	Cyclone
28	L -143	Pompa Sentrifugal
27	H -142	Decanter
26	L-141	Pompa Sulfonasi
25	R-130	Reaktor Sulfonasi
24	F-136	Bin
23	J-135	Bucket Elevator
22	F-134	Storage Na2SO3
21	L-133	Pompa Sentrifugal
20	H-132	Decanter
19	L-131	Pompa Sentrifugal
18	M-120	Mixing Tank
17	F-127	Pompa Sentrifugal
16	F-126	Storage H2SO4
15	L-125	Pompa Sentrifugal
14	F-124	Storage Limbah
13	H-123	Filter Press
12	L-122	Pompa Sentrifugal
11	E-121	Cooler
10	R-110	Reaktor Delignifikasi
9	F-119	Bin
8	M-118	Mixing Tank
7	F-117	Storage NaOH
6	J-116	Bucket Elevator
5	J-115	Bucket Elevator
4	X-114	Vibraiting screen
3	X-113	Rotary Knife cutter
2	J-112	Belt Conveyor
1	F-111	Storage

Komponen	Nomor Aliran 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	Storage produk
Lignin	2422,24	2422,24	2419,82	2417,40	2369,05				2366,66	82,04	82,04			2043,76									
Selulosa	2815,86	2815,86	2813,04	2810,23	2754,02				2751,24	2748,49	2225,45		523,04	520,42	468,38	52,04			51,95	51,69	0,26	0,26	0,26
Hemiselulosa	2713,78	2713,78	2711,06	2708,35	2654,19				2651,51	2648,85	248,20		2400,65	2388,65	2149,79	238,86			238,45	237,26	1,19	1,19	1,19
Abu	698,99	698,99	698,29	697,59	683,64				682,95	682,27	42,23		640,03	636,83	573,15	63,68			63,57	63,57	0,32	0,32	0,32
H_2O							38036,00	37997,96	37997,96	38578,18	916,38		39686,61	40713,67	36642,10	4628,75		5974,40	10584,67	10531,40	52,92	17,99	17,99
NaOH						4226,22		4222,00	4222,00	2838,81	101,82		2736,99			247,38			902,66	893,63	9,03	9,03	9,03
Na-Lignin										3043,00			3043,00	302,78	272,50	2755,28			764,63	760,81	3,82	3,82	3,82
H_2SO_4												7231,61		2342,07	2107,87	234,21							
Na_2SO_4														7032,45	6329,21	1042,60			1040,79	1040,79			
$NaHSO_3$																	2716,84		288,40	286,96	1,44	1,44	1,44
NLS																			3753,84		3753,83	3753,80	3753,76
O_2																						34,93	
Total	**8650,87**	**8650,87**	**8642,22**	**8633,58**	**8460,91**	**4226,22**	**38036,00**	**42219,96**	**50672,32**	**50621,65**	**3616,12**	**7231,61**	**49030,33**	**55980,63**	**48543,00**	**9.262,80**	**2716,84**	**7460,42**	**17688,96**	**13866,11**	**3822,82**	**3822,82**	**3787,85**

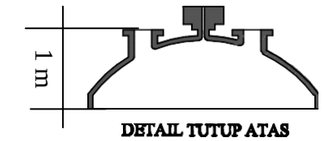
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGA DEWI

PRA-RANCANG PABRIK SURFAKTAN NATRIUM LIGNOSULFONAT (NLS) DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

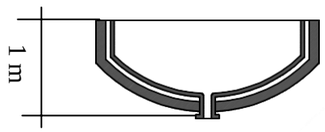
DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
Asri Rahmadana Putri 2021510027	SP.Abrina Anggraini,ST.,MT
Nanda Fauzi 2021510028	Ayu Chandra K.F.ST.,MT



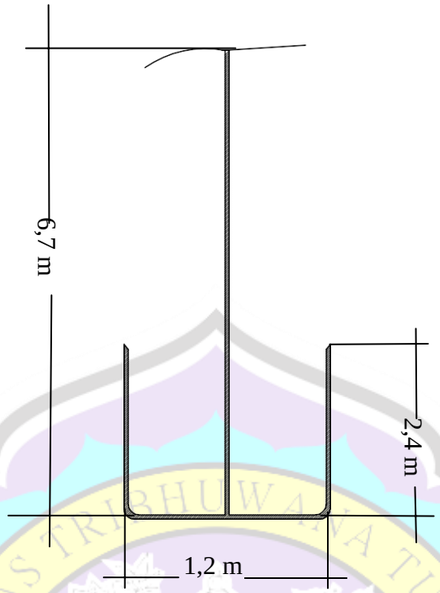
TAMPAK ATAS



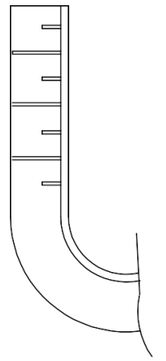
DETAIL TUTUP ATAS



DETAIL TUTUP BAWAH

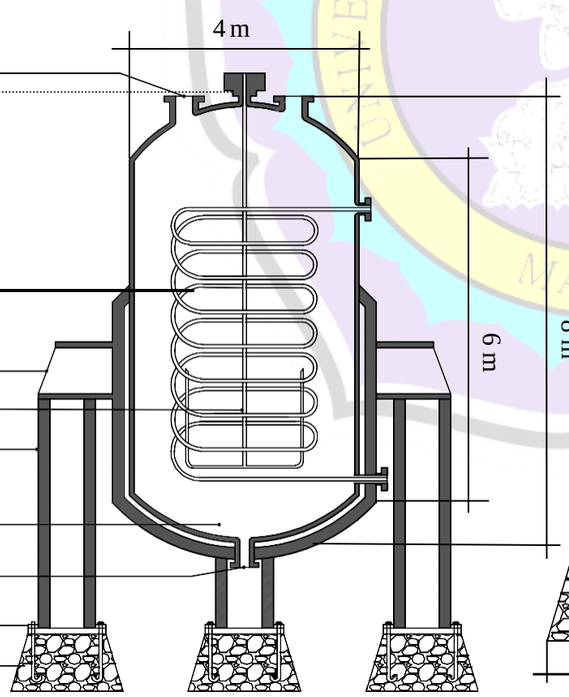


DETAIL PENGADUK

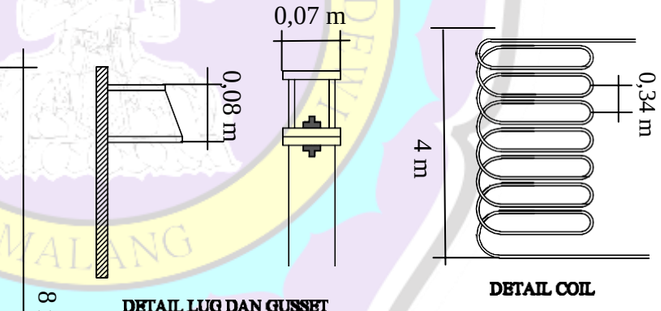


DETAIL PENGADUK

TAMPAK DEPAN

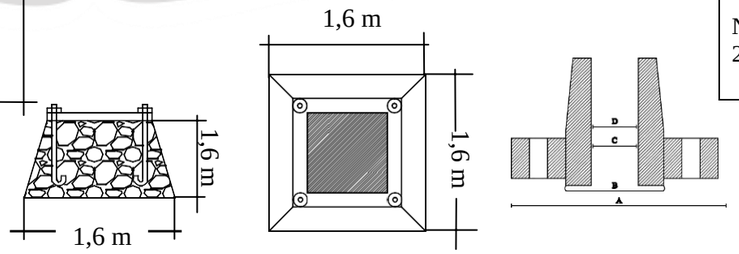


POTONGAN MEMBUJUR



DETAIL LUG DAN GUSSET

DETAIL COIL



DETAIL BASE PLATE DAN PONDASI

DETAIL NOZZLE

.

No	Keterangan
1.	Nozzle NaOH
2.	Feed Masuk TKKS
3.	Tutup Atas
4.	Nozzle Steam
5.	Koil Pemanas
6.	Lug
7.	Pengaduk
8.	Gusset
9.	Nozzle Steam Condensat
10.	Tutup Bawah
11.	Nozzle Pengeluaran Produk
12.	Base Plate
13.	Pondasi

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI
MALANG

REAKTOR DELIGNIFIKASI

DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
	PEMBIMBING I
	S.P ABRINA ANGGRAINI S.T.,M.T
	PEMBIMBING II
NANDA FAUZI 2021510028	AYU CHANDRA KARTIKA FITRI S.T.,M.T

Yayasan Bina Patria Nusantara
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI MALANG
FAKULTAS TEKNIK
Jl. Telaga Warna, Tlogomas, Malang 65114 – Indonesia, Telp. (0341) 565500, Fax (0341) 565522
Program Studi : Teknik Sipil, Teknik Kimia

Form U5a

PERMINTAAN REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama	:	Nanda Fauzi
NIM	:	2021510028
Fakultas	:	Teknik
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul Skripsi	:	PRA-RANCANG PABRIK SURFAKTAN NATRIUM LIGNOSULFONAT (NLS) DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

No	URAIAN PERMINTAAN REVISI
1	Alat reaktor.
2	Flowsheet.
3	
4	
5	
6	

Malang,.....6-7-2023
Dosen Penguji 1,

S.P. Abrina Anggraini, S.T., M.T.

Persetujuan Hasil revisi data yang telah diperbaiki

Tanggal Persetujuan :.....
Disetujui Dosen Penguji,

S.P. Abrina Anggraini, S.T., M.T.

Scanned with CamScanner

Yayasan Bina Patria Nusantara
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI MALANG
FAKULTAS TEKNIK
Jl. Telaga Warna, Tlogomas, Malang 65114 – Indonesia, Telp. (0341) 565500, Fax (0341) 565522
Program Studi : Teknik Sipil, Teknik Kimia

Form U5c

PERMINTAAN REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama	:	Nanda Fauzi
NIM	:	2021510028
Fakultas	:	Teknik
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul Skripsi	:	PRA-RANCANG PABRIK SURFAKTAN NATRIUM LIGNOSULFONAT (NLS) DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

No	URAIAN PERMINTAAN REVISI
1	K.3. → sebutkan APD yg digunakan.
2	Utilitas.
3	Alat Utama — perbaiki gambar alat.
4	
5	
6	

Malang,.....
Dosen Penguji 3,

Ir. Taufik Iskandar, MAP

Persetujuan Hasil revisi data yang telah diperbaiki

Tanggal Persetujuan : 14/02/2023
Disetujui Dosen Penguji,

Ir. Taufik Iskandar, MAP

Scanned with CamScanner

Yayasan Bina Patria Nusantara
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI MALANG
FAKULTAS TEKNIK
Jl. Telaga Warna, Tlogomas, Malang 65114 – Indonesia, Telp. (0341) 565500, Fax (0341) 565522
Program Studi : Teknik Sipil, Teknik Kimia

Form U5b

PERMINTAAN REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama	:	Nanda Fauzi
NIM	:	2021510028
Fakultas	:	Teknik
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul Skripsi	:	PRA-RANCANG PABRIK SURFAKTAN NATRIUM LIGNOSULFONAT (NLS) DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

No	URAIAN PERMINTAAN REVISI
1	Uraian Proses sesuaikan dgn kode alat di flowsheet pabrik.
2	Gambar Reaktor delignifikasi → hasil pendingin
3	
4	
5	
6	

Malang, 6-2-2023
Dosen Penguji 2,

Ayu Chandra Kartika Fitri, ST., MT

Persetujuan Hasil revisi data yang telah diperbaiki

Tanggal Persetujuan : 10-2-2023
Disetujui Dosen Penguji,

Ayu Chandra Kartika Fitri, ST., MT

Scanned with CamScanner

UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI

Jalan Telaga Warna - Tlogomas - Malang Telp. 0341 - 565500 - 565522



KARTU KONSULTASI SKRIPSI

NAMA : Nanda Fauzi
JURUSAN : Teknik Kimia
NIM : 2021510028
JUDUL : Pra Rancangan Pabrik surfaktan Natrium Lignosulfonat dari TKKS

No.	Tanggal	Uraian Materi Konsultasi	Tanda Tangan Pembimbing
1		Pengajuan judul	
2	7/11 '22	kapasitas	
3	8/11 '22	kapasitas	
4.	9/11 '22	Flow sheet + uraian proses	
5.	11/11 '22	Latar belakang. + hnjauan pustaka +Instrument.	
6	10/11 '22	Neraca massa + Flowsheet	
7	17/11 '22	Flowsheet	
8.	19/1 '22	Flowsheet	
9	22/11 '22	Flowsheet	
10	25/11 '22	Flowsheet	
11	26/11 '22	Flowsheet	
12	3/1 '23	Neraca panas	
13.	9/1-23	perbaiki Flowsheet & Neraca panas.	
14	14/1-23	konsultasi Alat utama	
15	17/1-23	Neraca panas, Alat utama, N. Eko	
16	18/1-23	ACC SEMHAS & UJIAN	
17.	24/1-23	Acc Sempro & ujian	

Malang, 24-01-2023

Dekan,

(Ir. Hari Poerwanto, M.Si., Ph.D)

Mengetahui,
Ka. Program Studi

(S.P Abrina Arogrami, S.T., M.T)

Scanned with CamScanner