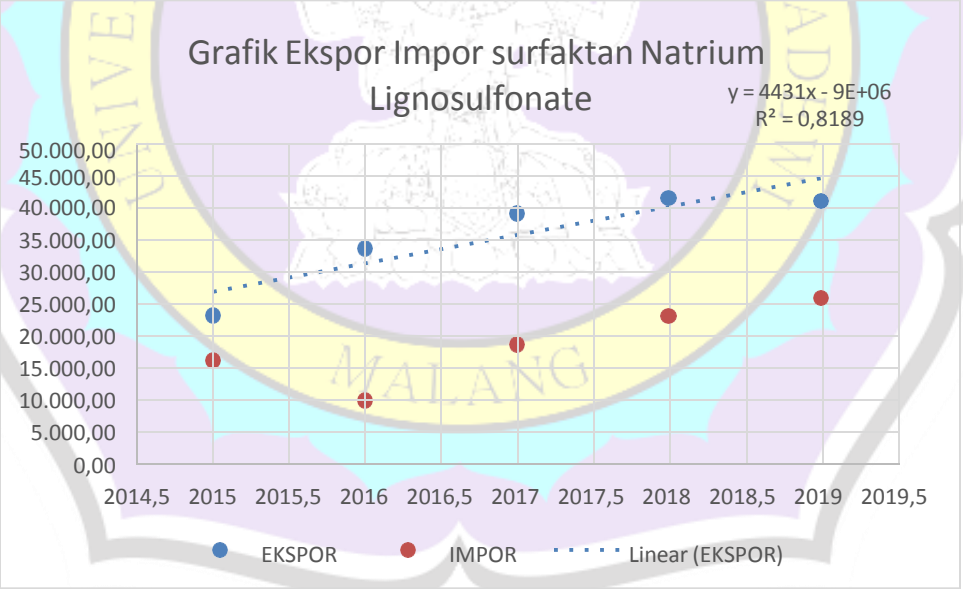
APPENDIX A
KAPASITAS PRODUKSI

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 =

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

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

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

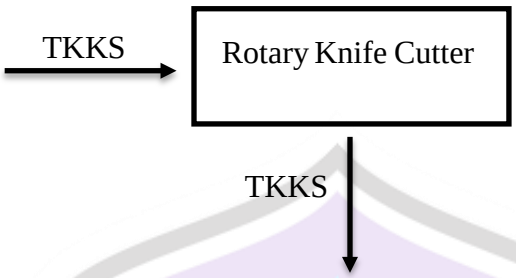
= 8650,87 kg/jam

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)

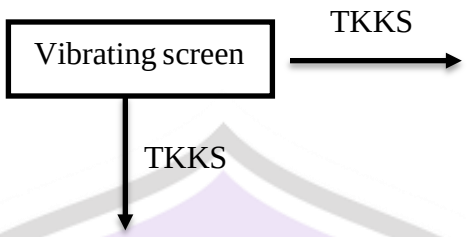
= 8633,58 kg/jam

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

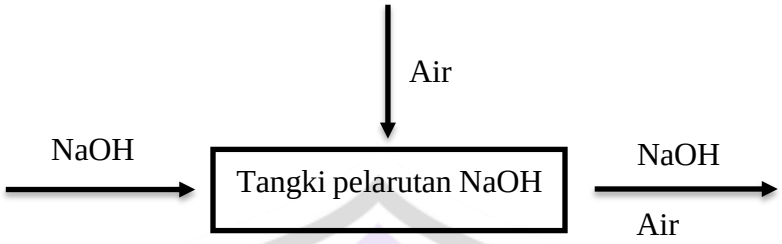
= 8460,91 kg/jam

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

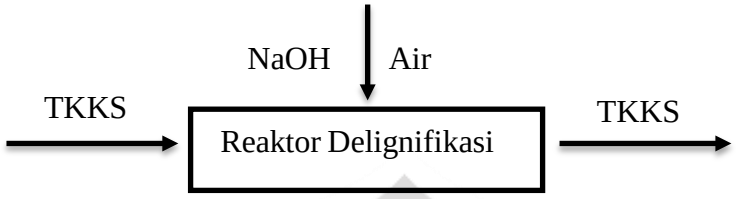
= 8452,44 kg/jam

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

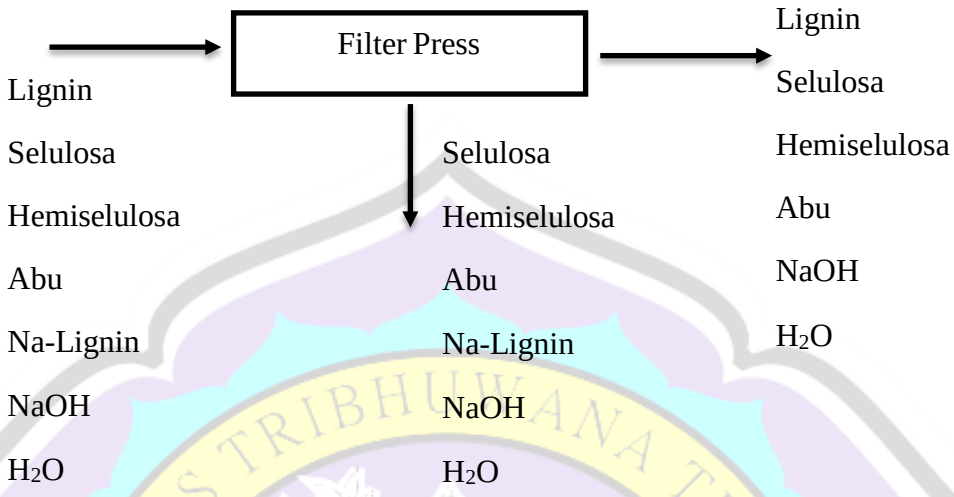
Jumlah	**= 6161,65 kg/jam**	
NaOH sisa	= 2841,65 kg/jam x 99,9%	= 2838,81 kg/jam
Na-Lignin	= 3046,05 kg/jam x 99,9%	= 3043,00 kg/jam
H_2O	= 38616,80 kg/jam x 99,9%	= 38578,18 kg/jam
Jumlah	**= 44459,99 kg/jam**	
Total	**= 6161,65 kg/jam + 44459,99 kg/jam**	
	= 50621,65 kg/jam	
% Loss	= 50672,32 kg/jam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

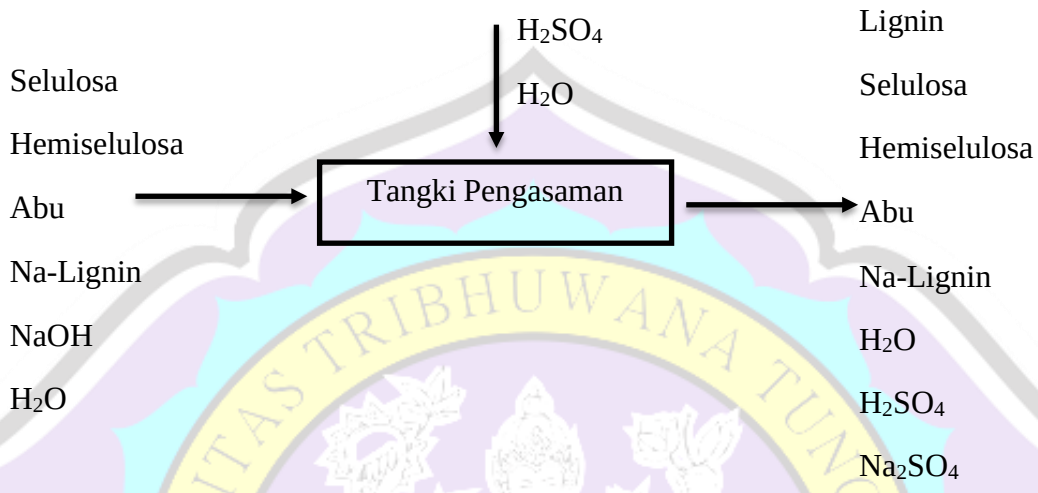
= **50621,65 kg/jam**

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

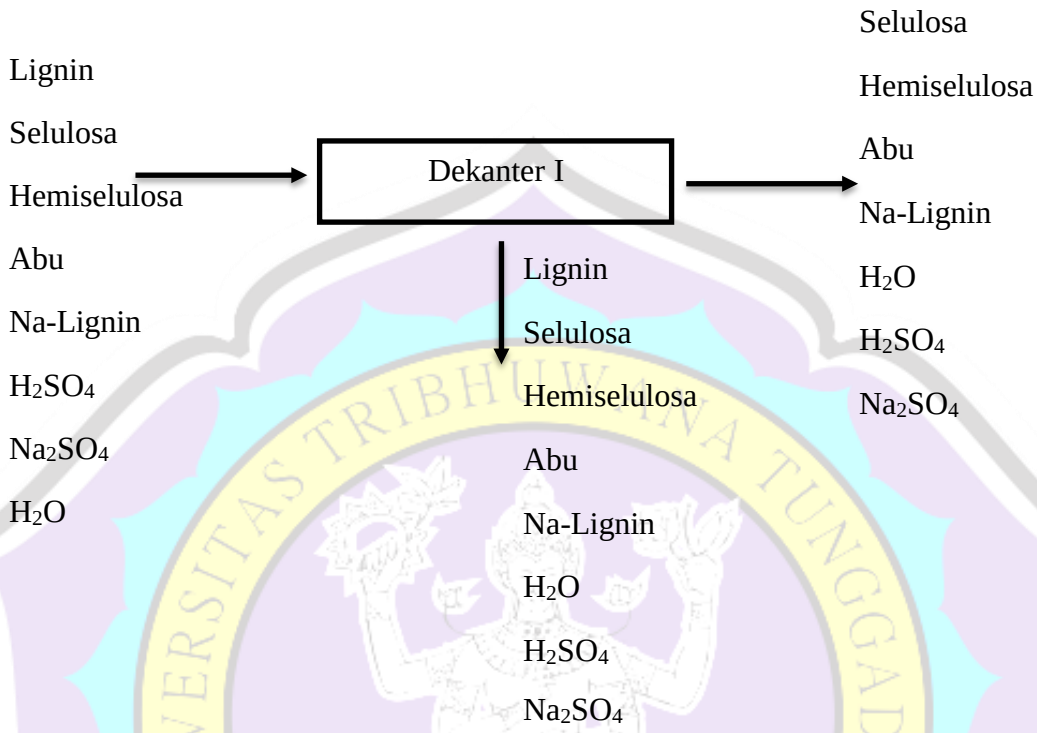
= 56261,94 kg/jam

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

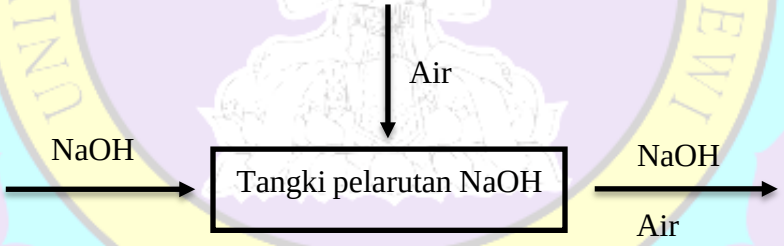
= 55980,63 kg/jam

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

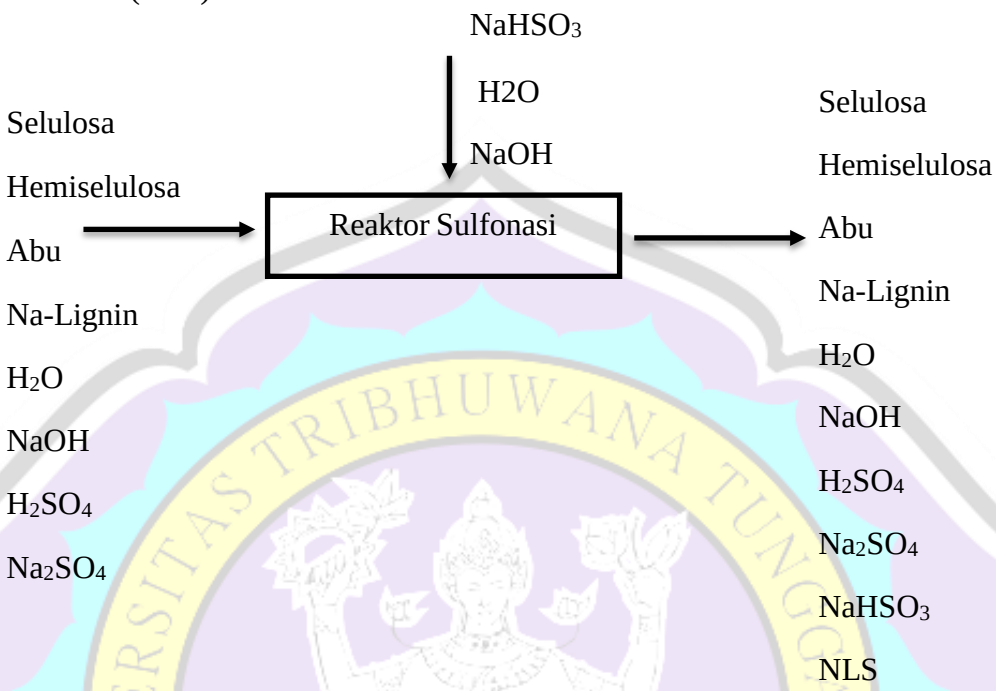
= 7467,89 kg/jam

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

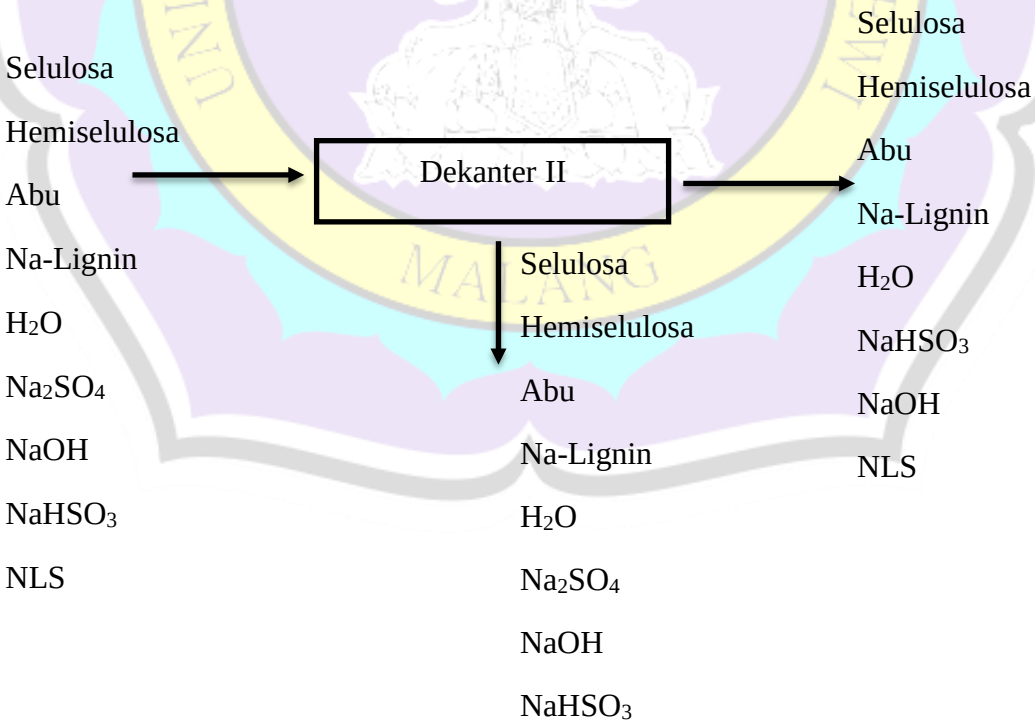
= 17719,85 kg/jam

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

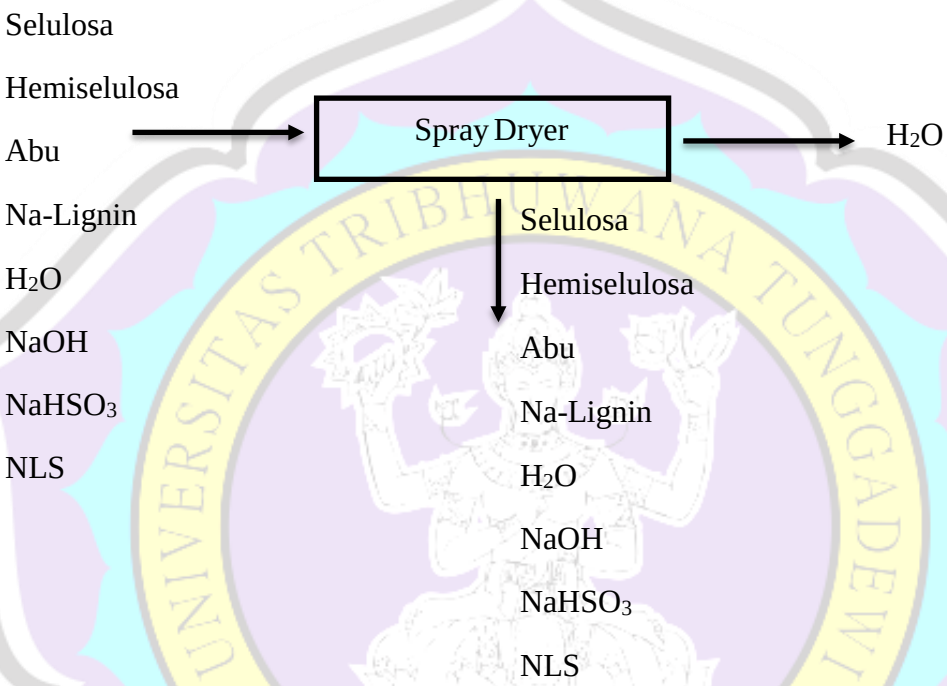
Tabel B.15 Neraca Massa Dekanter II

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

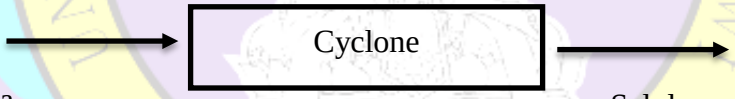
= 3822,82 kg/jam

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
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 : Spray Dryer

Jenis : Spray Dryer equipped Wheel atomizer

Kode Alat : B-140

Efisiensi : 99,5 % (Article Improving Spray Drying Efficiency by : Stewart Gibson, APV).

Fungsi : Mengeringkan produk melalui proses kontak langsung dengan udara pengering sehingga didapatkan produk berupa powder.

Prinsip Kerja : prinsip dasar spray draying adalah memperluas permukaan cairan yang akan dikeringkan dengan cara pembentukan droplet yang selanjutnya dikontakkan dengan udara pengering yang panas. Udara panas akan memberikan energi untuk proses menyerap dan menyerap uap air yang keluar dari bahan. Spray drayer menyemprotkan cairan melalui alat penyemprot. Cairan tersebut akan dilewatkan ke dalam aliran gas panas dalam sebuah tabung. Akibatnya, udara dalam tetesan bisa menguap dengan cepat dan yang tertinggal hanyalah serbuk atau bubuk yang kering. Langkah selanjutnya adalah memisahkan serbuk dari udara yang mengangkutnya. Pemisahan ini dilakukan oleh separator atau pengumpulan serbuk.

Dasar pemilihan :

a. Dasar pemilihan jenis pengering Spray Dryer yaitu :

- Produk yang diinginkan berbentuk Powder.
- Proses pengeringannya berlangsung cepat.
- Proses continue dan kapasitasnya besar.
- Ukuran partikel produk mudah dikontrol sehingga lebih seragam.
- Design lebih simple.

b. Dasar pemilihan Wheel atomizer dan perancangannya yaitu :

- Wheel atomizer dapat digunakan pada laju umpan yang tinggi

• Ukuran partikel dapat diatur dengan memodifikasi lubang keluarannya

c. Dasar pemilihan sistem aliran yaitu :

• Cocurent dipilih karena suhu keluaran produk lebih kecil dari suhu keluaran gas media pemanasnya.

• Produk yang dihasilkan lebih halus dan seragam.

1. 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**

2. Neraca energy pada Spray Dryer

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**

D. Perhitungan design Spray Dryer

Laju alir umpan = 3822,82 kg/jam

Laju udara masuk = 127614,8044 kg/jam

ρ umpan = 1.474,926 kg/m^3 = 92,077 lb/ft^3

ρ udara = 0,616 kg/m^3 = 0,038 lb/ft^3

a. Menetukan laju alir volumetric umpan :

$$Vo = \frac{massa\ masuk}{\rho}$$

$$Vo = \frac{3822{,}82\ kg/jam}{1.474{,}926\ kg/m3}$$

Vo = 2,59 m^3/jam = 0,00072 m^3/s

Menentukkan laju alir volumetric udara :

$$Vo = \frac{udara\ masuk}{\rho}$$

$$Vo = \frac{127614{,}8044\ kg/jam}{0{,}616\ kg/m3}$$

Vo = 207.166,89 m^3/jam = 57,55 m^3/s

b. Menghitung volume Spray Dryer

Waktu tinggal di dalam Spray Dryer tidak lebih dari 30 detik (Perry Ed. 7, 1999)

diketahui :

- waktu tinggal 6 s
- Kemiringan konis = 60^0
- H:D = 4:1 (wallas, hal 272)

Volume Umpan = Vo x waktu tinggal

= 0,00072 m^3/s x 6s

= 0,00432 m^3

Volume udara = Vo x waktu tinggal

= 57,55 x m^3/s x 6s

= 345,3 m^3

Volume Spray Dryer = (57,55 + 0,00072) m^3

= 57,55 m^3

345,3 m^3 = Vsilinder + Vkonis

$$= \frac{1}{4}\pi D2H + \frac{1}{12}\sin 60°\pi D3$$

$$= \frac{1}{4}\pi D2(4D) + \frac{1}{12}(0{,}866)\pi D3$$

$$D = \left[\frac{345{,}3}{3{,}3683}\right]^{1/3}$$

D = 4,68 m

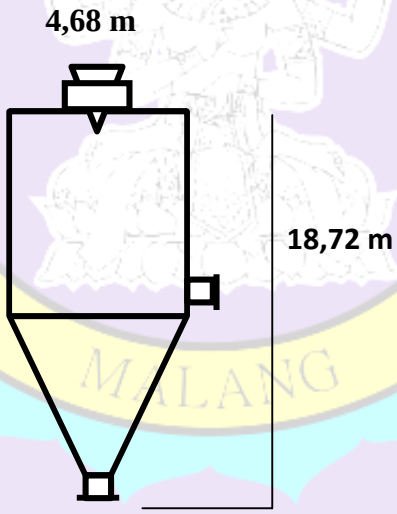
H = 4(2,54 m)

= 18,72 m

Jadi, tinggal total spray dryer yaitu 18,72 m dimana :

Tinggi konis : $\sqrt{4{,}68^2 - 2{,}34^2}$ = 4,1 m

Tinggi silinder : 18,72 m – 4,1 = 14,62 m



c. Menghitung tebal Spray Dryer

Diketahui bahwa tekanan operasi didalam Spray Dryer adalah 1 atm

Diambil factor keamanan 20%,

sehingga tekanan desain spray dryer = 1,2 x 1 atm

= 1,2 atm = 17,635 psi

Untuk menghitung tebal Spray Dryer digunakan persamaan :

$$t = \frac{P\ x\ D}{f\ x\ E - 0{,}6P} + C$$ (Brownell & Young, 1959 : 254)

Keterangan:

F : Nilai tegangan material, psi digunakan material Stainless Steel SA 167 Grade 11 : 18.750 psia

E : Welded Joint Efficiency Dipilih Double welded butt joint maximum efficiency berdasarkan Table 13.2 Brownell and Young = 80 %

P : Tekanan desain, psi

D : Diameter Spray Dryer = 4,5 m = 177,17 in

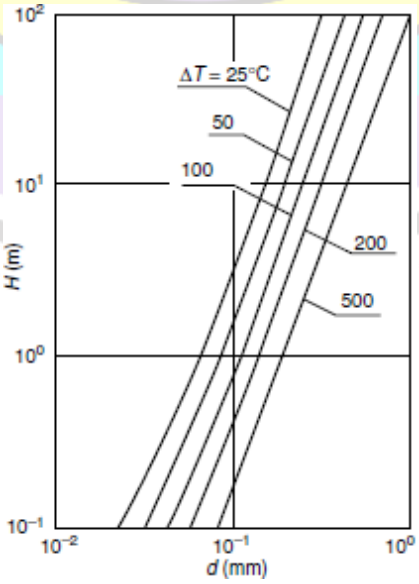
C : Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara luar, yaitu = 0,25 inci/10 tahun.

(Peters dan Timmerhaus, hal 542)

Sehingga $t_s = \frac{17{,}635\ x\ 177{,}17}{18.750\ x\ 0{,}8 - (o{,}6\ x\ 17{,}635} + 0{,}25$

ts = 0,4 in (diambil ts standar = 7/16 in = 0,4375 in)

d. Perancangan atomizer pada Spray Dryer



(gambar D.1. grafik perbandingan tinggi drying chamber dengan diameter droplet Carl W hall, 252)

Diketahui :

H = 18,72 m

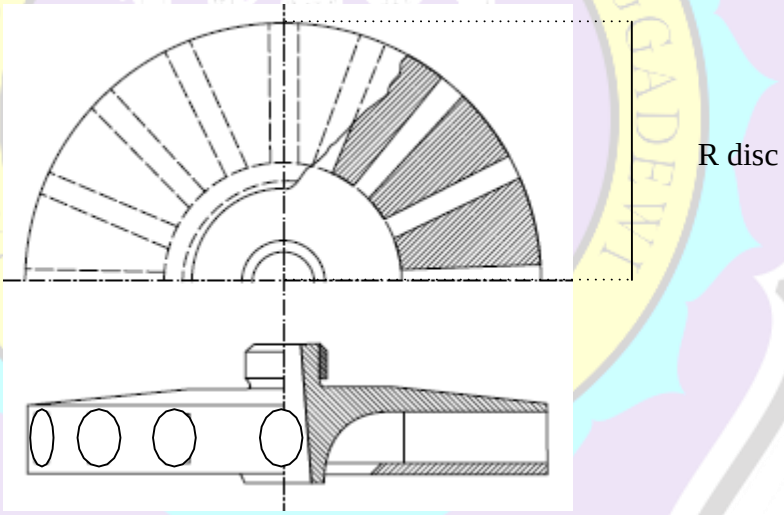
T udara panas = 300°C

T umpan = 50°C

ΔT = T udara panas - T umpan = 250°C

Sehingga didapat diameter droplet dari grafik diatas yaitu :

0,5 mm= 500 µm , Atomizer yang dipilih yaitu wheel rotary atomizer (1- 600 µm) dengan ukuran diameter disc standar yang sering digunakan yaitu 100 mm, 200 mm dan 300 mm. Diameter disc D_{disc} yang dipilih yaitu 200 mm. (Carl W hall, 246)



Gambar D.2. Desain *atomizer* pada Spray dryer.

Asumsi = lubang droplet = ukuran droplet = 0,5 mm = 0,0005 m

Jarak antara lubang = 5 mm =0,005 m

Maka jumlah lubang droplet = K/(0,5+5)

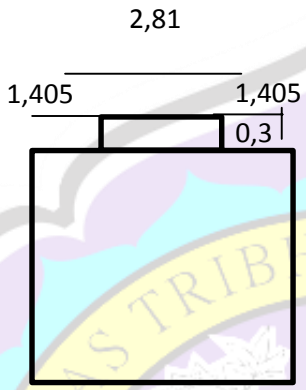
= 2 x 3,14 x 200 mm / 5,5

= 228 buah

e. Perancangan air disperser pada Spray Drayer

diketahui : diameter chamber : D chamber = 4,68 m

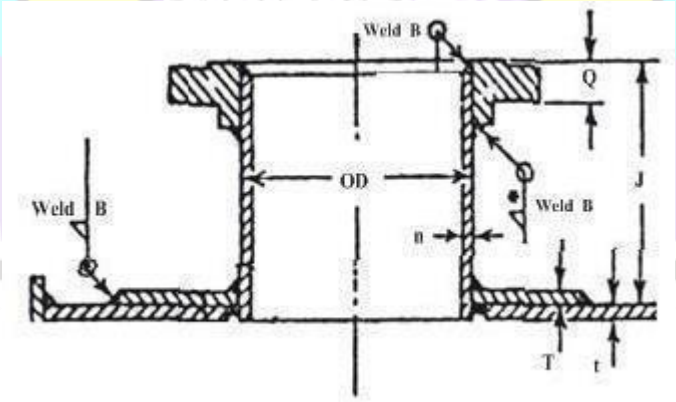
asumsi : diameter air disperser = 0,6 x Dchamber = 2,81 m dengan H = 0,3 m



Gambar D.3. Desain Air disperser pada Spray dryer

f. Perancangan nozzle pada Spray Dryer

Berdasarkan perhitungan, saluran pemasukan dan keluaran pada spray dryer di atas maka dapat ditentukan jenis nozzle yang digunakan.



Gambar D.4. Desain *nozzle* pada Spray dryer.

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan stainless steel. Diameter optimum tube yang stainless steel dan alirannya turbulen (NRe > 2100) dihitung dengan menggunakan persamaan :

$di_{opt} = 293. G^{0,5} . \rho^{-0,37}$ (Brownel, Young,1959)

dengan :

diopt = diameter dalam pipa, mm

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/s

P = densitas fluida, kg/m^3

Pengecekan bilangan Reynolds

$$NRe = \frac{G.ID}{a'.\mu}$$

Dengan:

G = kecepatan aliran massa fluida, kg/jam

ID = diameter dalam pipa, m

µg = viskositas fluida, kg/m.jam

a' = flow area, m^2

- Nozzle Umpan

1. Nozzle aliran umpan campuran masuk

Data perhitungan :

Laju alir massa (G) = 3822,82 kg/jam

= 1,06 kg/s

Densitas (ρmix) = 1.474,926 kg/m^3

Viskositas (µmix) = 0,000796 kg/m.s

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, dianggap aliran turbulen. sehingga diperoleh :

di_{opt} = 226. $G^{0,5}$. $\rho^{-0,35}$

= 226 x $1,06^{0,5}$ x $1.474,926^{-0,35}$

= 18,1 mm

= 0,71 in

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 Kern, 1965) :

IPS = 1 in

Sch = 40

ID = 1,0490 in

= 0,0266 m

OD = 1,3200 in

= 0,0335 m

A = 0,8640 in^2

= 0,0006 m^2

Laju alir volumetric (Fv) :

$$Fv = \frac{G}{\rho mix}$$

$$= \frac{3822,82\ kg/jam}{1.474,926\ kg/m3}$$

= 2,59 m^3/jam

= 0,00072 m^3/s

Kecepatan aliran, v :

$$V = \frac{Fv}{A}$$

$$= \frac{0,00027\ \frac{m3}{s}}{0,0006}$$

= 1,2 m/s

Bilangan Reynold, N_{Re} :

$N_{Re} = \frac{\rho mix \; x \; v \; x \; ID}{\mu mix}$

$= \frac{1.474{,}926 \; x \; 1{,}2 \; x \; 0{,}0266}{0{,}0008}$

= 58.849,55 (turbulen) > 2100

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349) :

Flange Nozzle thickness (n) = 0,2 in

Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 2 in

Length of side of reinforcing plate, L = 10 in

Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in

Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in

Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in

Distance from Bottom of tank to center of nozzle

- Regular, Type H = 6 in
- Low, Type C = 3 i

2. Nozzle Aliran udara Masuk

Data perhitungan :

Laju alir massa (G) = 127.614,8044 kg/jam

= 35,45 kg/s

Densitas (ρudara) = 0,616 kg/m3

Viskositas (μudara) = 0,0289 kg/m.s

Dari persamaan 5.15, hal. 161. Coulson, 1983, sehingga diperoleh :

$di_{opt} = 226 \; . \; G^{0,5} \; . \; \rho^{-0,35}$

= 226 x 35,45 ^{0,5} x 0,616$^{-0,35}$

= 1594,28 mm

= 62,77 in

Dipilih spesifikasi nozzle :

OD = 25,625 in

= 0,65 m

ID = 24,981 in

= 0,635 m

Laju alir volumetric (Fv) :

Fv = $\frac{G}{\rho}$

= $\frac{127.614{,}804\ kg/jam}{0{,}616\ kg/m3}$

= 207.166,89 m^3/jam

= 57,55 m^3/s

- Nozzle Produk

3. Nozzle aliran produk NLS

Data perhitungan :

Laju alir massa (G) = 3753,83 kg/jam

= 1,04 kg/s x 0,995

= 1,03 kg/s

Densitas (ρmkp) = 2.338 kg/m^3

Viskositas (μmkp) = 0,001145 kg/m.s

Dari persamaan 5.15 hal.161 coulson, 1983, dianggap aliran turbulen, sehingga diperoleh :

di_{opt} = 226 . G^{0,5} . ρ$^{-0,35}$

$= 226 \times 1{,}03^{0,5} \times 2.338^{-0,35}$

= 15,19 mm

= 0,6 in

Dipilih spesifikasi pipa (Tabel 11 keren, 1965) :

IPS = 1/2 in

Sch = 40

OD = 0,84 in

= 0,02134 m

ID = 0,622 in

= 0,0158 m

A = 0,00211 ft^2

Laju volumetric (Fv) :

$$Fv = \frac{G}{\rho mix}$$

$$= \frac{3753{,}83\ kg/jam}{2.338\ kg/m3}$$

= 1,61 m^3/jam

= 0,00045 m^3/s

Kecepatan aliran, v :

$$V = \frac{Fv}{A}$$

$$= \frac{0{,}00045\ \frac{m3}{s}}{0{,}0002}$$

= 2,25 m/s

Bilangan Reynold, N_{Re} :

$$N_{Re} = \frac{\rho mix \times v \times ID}{\mu mix}$$

$$= \frac{2.338\ x\ 2{,}25\ x\ 0{,}0158}{0{,}0002}$$

=415579,5 (turbulen) > 2100

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

Spesifikasi nozzle standar (Brownel and Young, 1959, App. F item 1 dan 2, hal.349) :

Flange Nozzle thickness (n) = 0,2 in

Diameter of hole in reinforcing plate (DR) = 1 7/16 in

Length of side of reinforcing plate, L = 10 in

Width of reinforcing plate, W = 12 5/8 in

Distance, shell to flange face, outside, J = 6 in

Distance, shell to flange face, inside, K = 6 in

Distance from Bottom of tank to center of nozzle

- Regular, Type H = 4 in

- Low, Type C = 3 in

g. Perhitungan berat pada Spray Dryer

a. Berat shell

IDs = 15,35 ft = 4,68 m

ODs = 15,36 ft

Hs = 14,62 m = 47,97 ft

ρsteel = 489 lb/ft3 (Foust, App. D-10, p. 742)

Berat shell = ¼.π.(ODs 2 – IDs 2).Hs.ρstell

= ¼.π.(15,35 2– 14,36 2). 46,65 . 489

= 21.184,33lb

b. Berat Conis

IDc = 15,35 ft = 4,68 m

ODc =15,36 ft

Hs = 4,1 m = 13,45 ft

ρsteel = 489 lb/ft3 (Foust, App. D-10, p. 742)

Berat conis = 1/12.π.(ODc 2 – IDc 2).Hs.ρstell

= 1/12.π.(15,36 2 – 15,35 2). 13,45. 489

= 423,06 lb

c. Berat Atomizer

Volume Atomizer = $\frac{1}{4}\pi D2H$ = 0,00157 m^3

Vc = 0,055 ft^3

ρsteel = 489 lb/ft^3 (Foust, App. D-10, p. 742)

Berat koil = volume koil x ρsteel

= 0,055 x 489

= 27,11 lb

d. Berat air disperser

ODc = 9,23 ft

IDc = 2,81 m = 9,22 ft

Hs = 0,3 m = 0,984 ft

ρsteel = 489 lb/ft3 (Foust, App. D-10, p. 742)

Berat air disperser = ¼.π.(ODc^2 – IDc^2).Hs.ρstell

= 69,73 lb

e. Berat opening

- Berat nozzle

Nozzle aliran F11 :

Ukuran Nozzle = 1 in

Berat Nozzle = 4 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Nozzle aliran F14 :
Ukuran Nozzle = 0,5 in
Berat Nozzle = 2 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)
Nozzle aliran F9 :
Ukuran Nozzle = 8 in
Berat Nozzle = 30 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Nozzle aliran F12 :
Ukuran Nozzle = 8 in
Berat Nozzle = 30 lb (fig.12.2. B & Y, 1959)

Berat nozzle total = 2 + 4 +30 + 30

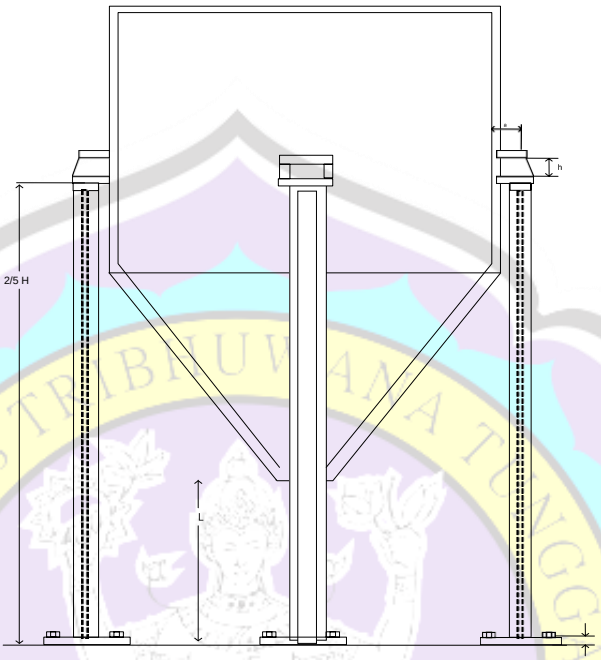
= 66 lb

- **Berat total Opening**
  Berat total opening = berat nozzle
  = 66 lb
- Berat fluida dalam Spray Dryer
  Waktu tinggal = 6s
- Berat bahan baku
  Berat bahan baku = 3822,82 kg / 3600 x 6 s
  = 6,37 lb
- Berat udara
  Berat bahan baku = 127614,8044 kg/ 3600 x 6 s
  = 212,69 lb
- Berat total Fluida
  Berat total fluida = Berat bahan baku + Berat air pendingin
  = 6,37 lb + 212,69 lb
  = 219,06 lb

- **Berat Spray Dryer**
- Berat mati spray dryer = berat shell + berat atomizer + berat air disperser + berat opening + berat fluida dalam spray dryer
  = 21989,29 lb = 9.974,17 kg

h. Perancangan penyangga pada spray dryer
Berat untuk perancangan = 1,2 x berat mati spray dryer
= 1,2 x 21989,29 lb
= 26387,15lb_m

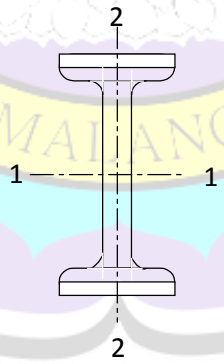
Spray Dryer dengan 4 kaki
Kaki penyangga dilas ditengah-tengah ketinggian (405 dari tinggi total Spray Dryer)



Gambar D.6. Sketsa sistem penyangga *Spray Dryer*

1. Leg Planning

Digunakan kaki (leg) tipe I-beam dengan pondasi dari cor atau beton.



Gambar D.7. Kaki penyangga tipe I beam

Karena kaki dilas pada 40 % ketinggian Spray dryer, maka ketinggian kaki:

$(H_{leg}) = 40\ \% \times H_{\text{Spray dryer}}$

dengan :

H Spray dryer : tinggi total Spray dryer, ft

(Hleg) = 0,4 x 18,72 m

= 7,5 m = 24,61 ft

digunakan I-beam 5 in (Brownell and Young, App. G, item 2)

dimensi I-beam :

kedalaman beam = 5 in

Lebar flange = 3,284 in

Web thickness = 0,494 in

Ketebalan rata-rata flange = 0,326 in

Area of section (A) = 4,29 in^2

Berat/ft = 14,75 lbm

Peletakan dengan beban eksentrik (axis 1-1) :

I = 15 in^4

S = 6,0 in^3

r = 1,87 in

Peletakan tanpa beban eksentrik (axis 2-2) :

I = 1,7 in^4

S = 1,0 in^3

r = 0,63 in

Cek terhadap peletakan sumbu axis 1-1 maupun axis 2-2 .

Axis 1-1

l/r = 81.24 in/ 1,87 in = 43,44 (l/r < 120, memenuhi)

(Brownell and Young, 1959, p.201)

Stress kompresif yang diizinkan (fc):

(fc) $= \frac{P}{a} = \frac{18.000}{1+(\frac{I2}{18.000}.r2)}$ ($Pers.$ 4.21 *brownnell and young,* 1959)

$= \frac{18.000}{1+(\frac{I281,242}{18.000}.1,87\ 2)}$

= 14.038,54 lbm/in^2 (<15,000 psi, sehingga memenuhi)

(Brownell and Young, p.201)

jarak antara center line kolom penyangga dengan center line shell (a) dari (gambar 6) :

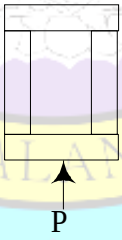
a = ½ x lebar flange + 1,5

= ½ x 3,284 +1,5 = 3,142 in

y = ½ x lebar flange = ½ x 3,284 = 1,.642 in

Z = I/y = 15/1,642 = 9,135201 in^3

Beban kompresi total maksimum tiap leg (P) :



Gambar D.8. Sketsa beban tiap lug

$P = \frac{4\ Pw\ (H-L)}{n\ Dbc} + \frac{g\ w}{n}$ (Pers. 10.76, Brownell and Young, 1959)

dengan :

Pw = beban angin total pada permukaan yang terbuka, lbm

H = tinggi reaktor di atas pondasi, ft

L = jarak dari fondasi ke bagian bawah reaktor, ft

Dbc = diameter anchor-bolt circle, ft

n = jumlah penyangga, n

ÓW = berat reactor kosong + berat liquid dan beban mati lainnya, lbm

= 8.035,662 lbm

diasumsikan reaktor diletakkan dalam ruangan (fee from wind) dan lokasi pabrik diasumsikan bebas dari gempa, sehingga Pw = 0, kemudian persamaan di atas menjadi :

$P = \frac{g\,w}{n} = \frac{8.035\ lbm}{4} = 2.008{,}9155$ lbm

Menghitung beban eksentrik :

$(f_{ec}) = \frac{P\,.a}{Z}$ (Pers. 10.98, Brownell and Young, 1959)

$= \frac{2.0008{,}9155\ x\ 3{,}142}{9{,}135201} = 690{,}955\ lbm/in2$

f = fc – fec

= 14.038,54 lbm/in^2 – 690,955 lbm/in^2

= 13.347,59 lbm/in^2 (psi)

Luas penampang lintang :

$A = \frac{P}{f}$ (Pers. 10.98, Brownell and Young, 1959)

$= \frac{2.008{,}9155}{13.347{,}59} = 0{,}1505\ in^2$ <A table (4,29 in^2), sehingga memenuhi

Axis 2-2

l/r = 81,24 in/ 0.63 in = 128,95 (l/r > 120, tidak memenuhi)

(Brownell and Young, 1959, p.201)

2. Lug planning

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (bolt)

Beban maksimum tiap baut :

$P_{bolt} = \frac{P}{nb} = 2.008{,}9155 \frac{lbm}{4} = 502{,}23\ lbm$

Luas lubang baut :

$A_{bolt} = \frac{Pbolt}{fbolt}$ (Pers.10.35, Brownell and Young, 1959)

dengan : fbolt = stress maksimum yang dapat ditahan oleh setiap baut = 12,000 psi

$A_{bolt} = \frac{520{,}23\ lbm}{12.000\ lbm/in2} = 0{,}042\ in^2$

Digunakan baut standar dengan diameter = ½ in

(Tabel 10.4,Brownell and Young, 1959)

- Ketebalan plat horizontal

$T_{hp} = \sqrt{\frac{6\ My}{fallow}}$ (Pers.10.41, Brownell and Young, 1959)

$M_y = \frac{P}{4\pi}[(1+\ \mu)In\ \frac{2l}{\pi e} + (1-\gamma 1)]$ (Pers.10.40, Brownell and Young, 1959)

dengan :

thp = tebal horizontal plat, in

My = bending momen maksimum sepanjang sumbu radial, in-lbm

P = beban baut maksimum, lbm

= 502,23 lbm

A = panjang kompresi plate digunakan,

= ukuran baut + 9 in = 2 x ½ in + 9 in = 10 in

h = tinggi gusset = 12 in (Brownell and Young, 1959, p.192)

b = lebar gusset, in

= ukuran baut + 8 in = 2 x ½ in + 8 in = 9 in

l = jarak radial dari luar horizontal plate luar ke shell, in

= 6 in

ì = poisson'ratio (untuk steel, ì = 0,3) (Brownell and Young, 1959)

f_{allow} = stress yang diizinkan untuk

= 12,000 psi

γ1 = konstanta dari tabel 10.6 Brownell and Young, 1959

e = jarak konsentrasi beban

= setengah dari dimensi nut, in

= ½ x 1¼ in = 0,625 in

Ketebalan plat kompresi :

$\frac{b}{l}$ = 9,5 in/6 in = 1,58; diamnil 1,6

Dari tabel 10.6, Brownell and Young, 1959, diperoleh γ1 = 0,125

$M_y = \frac{2.120,944}{4\pi}[(1 + 0,3)In \frac{2(6)}{\pi.0,625} + (1 - 0,125)]$

= 545,2470

$T_{bp} = \sqrt{\frac{6 x 545,2470}{12000}}$

= 0,522 in. digunakan plat standar dengan ketebalan 5/8 in.

❖ Ketebalan gusset

(tg) = 3/8 x thp (Pers.10.47, Brownell and Young, 1959)

= 3/8 x 5/8 in = 0,2344 in, dipilih 1/4 in

3. Base Plate Planning

Digunakan I- beam dengan ukuran 5 in dan 14,75 lbm/ft

Panjang kaki (Hleg) = 13,12 ft

Sehingga berat satu leg = 13,12 ft x 14,75 lbm/ft = 193,633 lbm

Beban base plate (Pb) = berat 1 leg + P

= 193,633 lbm + 2.008,9155 lbm

= 2.202,55 lbm

Base plate area (Abp) = Pb/f

Dengan:

Pb = base plate loading

f = kapasitas bearing (untuk cor, f = 545 psi)

Abp = $\frac{2.202{,}55\ lbm}{545\ psi}$ = 4,04 in^2 (=Abp min)

Untuk posisi leg 1-1

Abp = lebar (le) x panjang (pa)

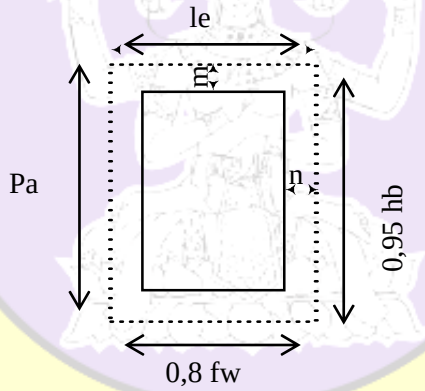
= (0,8 fw + 2n)(0,95 hb + 2m)

Dengan :

fw = lebar flange = 3,284 in

hb = kedalaman beam = 5 in

m = n (diasumsikan awal)



Gambar F.9. Sketsa area base plate

Abp = (0,8 x 3,284 + 2n)(0,95 x 5 + 2n) = 4,4 in^2

$4n^2$ + 4,4 n – 7,96 = 0

n = 0,2097

maka, le = 0,8 x 3,284 + 2 x 0,2097 = 3,0466

pa = 0,95 x 5 + 2 x 0,2097 = 5,1694]

umumnya dibuat pa = le, maka dibuat pa = le = 5,1694 in

Abp,baru = 26,7226 in^2

nbaru = [26,7226 – (0,8 x 3,284)]/2 = 12,0477 in

mbaru = [26,7226 – (0,95 x 5)]/2 = 10,9863 in

tebal base plate:

tbp = $(0{,}00015 \times Pa \times n^2)^{1/2}$

dengan :

Pa = tekanan aktual

= P/ Abp,baru = 2.202,55 /26,7226 = 82,423 psi

tbp = (0,00015 x 82,423 x 12,0477 2) 1/2

= 1,34 in. Digunakan plat standar 1 ½ in

i. Perancangan pondasi pada spray dryer

Perancangan pondasi dengan sistem konstruksi beton terdiri dari campuran :semen : kerikil : pasir, dengan perbandingan 1 : 2 : 3. Direncanakan pondasi berbentuk limas terpancung. Dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom yang bekerja pada pondasi.

Berat vesel, termasuk perlengkapannya yang diterima oleh :

I- Beam pada kondisi operasi = 8.035,662 lbm

Berat I-BeamI yang diterima oleh base plate = 2.202,55 lbm +

Jadi berat total yang diterima oleh pondasi = 10.238,212 lbm

Digunakan tanah dengan :

Luas bagian atas (a) = 10000 in^2 (100in x 100in)

Luas bagian bawah (b) = 12100 in^2 (110in x 110in)

Tinggi pondasi = 30 in

Volume pondasi = 1/3 x tinggi pondasi x ((a+b) + (axb)1/2)

= 1270 in^2

= 0,7349 ft^3

Berat pondasi (W) = V x densitas beton

= 0,7349 ft^3 x 140 lb/ft

= 102,886 lbm

Jadi berat total yang diterima tanah adalah

= Berat total yang diterima pondasi + berat pondasi

= 10.238,212 lbm + 102,886 lbm

= 10.341,098 lbm

Tegangan tanah karena beban (T) = P/F < 10 ton/ft^2

Keterangan :

P = Beban yang diterima tanah (lb)

F = Luas alas (ft^2)

Jadi tegangan karena beban (r)

$$r = \frac{10.341,098\ b}{7,0023\ ft3}$$

= 1.476,81 lb/ft^3

= 0,73 ton/ft^3 <10 ton/ft^3

Pondasi dapat dipasang pada tanah clay, sebab tegangan tanah karena beban kurang dari safe bearing maksimal pada tanah clay.

j. **Perancanga ducting antara Spray Dyer dengan cyclone separator**

Diketahui: diameter ducting = diameter nozzle keluaran udara pada spray dryer

$D_{ducting}$ = Di_{opt} nozzle = 568,07 mm = 568 mm

Laju alir massa keluaran = 3822,82 kg/jam

padatan yang terbawa (dust) = 12,626 kg/jam

kecepatan udara (Vc) = 40 m/s

Perkiraan panjang ducting 15 m

Bahan yang digunakan carbon steel.

RINGKASAN

Nama alat : Spray Dryer

Jenis : Spray Dryer equipped Wheel atomizer

Kode Alat : B-140

Efisiensi : 99,5 % (Article Improving Spray Drying Efficiency by : Stewart Gibson, APV).

Fungsi : Mengeringkan produk melalui proses kontak langsung dengan udara pengering sehingga didapatkan produk berupa powder.

Volume Spray Dryer

- waktu tinggal = 6 s
- Kemiringan konis = 60^0
- Volume Spray Dryer = 345,3 m^3
- D = 4,68 m
- H = 18,72 m
-Tinggi konis = 4,1 m
-Tinggi silinder = 14,62 m
-Tebal Spray Dryer = ts = 0,4 in (diambil ts standar = 7/16 in = 0,4375 in)
- tekanan desain spray dryer = 1,2 atm = 17,635 psi

Perancangan atomizer pada Spray Dryer

-lubang droplet = ukuran droplet = 0,5 mm =0,0005 m

-Jarak antara lubang = 5 mm =0,005 m

-jumlah lubang droplet = 228 buah

Perancangan air disperser pada Spray Drayer

-D chamber = 4,68 m

-diameter air disperser = 2,81 m

-H = 0,3 m

Perancangan nozzle pada Spray Dryer

di_{opt} = 18,1 mm = 0,71 in

spesifikasi pipa

IPS = 1 in

Sch = 40

ID = 1,0490 in

= 0,0266 m

OD = 1,3200 in

= 0,0335 m

A = 0,8640 in^2

= 0,0006 m^2

spesifikasi nozzle :

OD = 25,625 in

= 0,65 m

ID = 24,981 in

= 0,635 m

Perancangan penyangga pada spray dryer

-Spray Dryer dengan 4 kaki

-Hleg = 7,5 m = 24,61 ft

-kedalaman beam = 5 in

-Lebar flange = 3,284 in

-Web thickness = 0,494 in

-Ketebalan rata-rata flange = 0,326 in

-Area of section (A) = 4,29 in^2

-Berat/ft = 14,75 lbm

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 :

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

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)

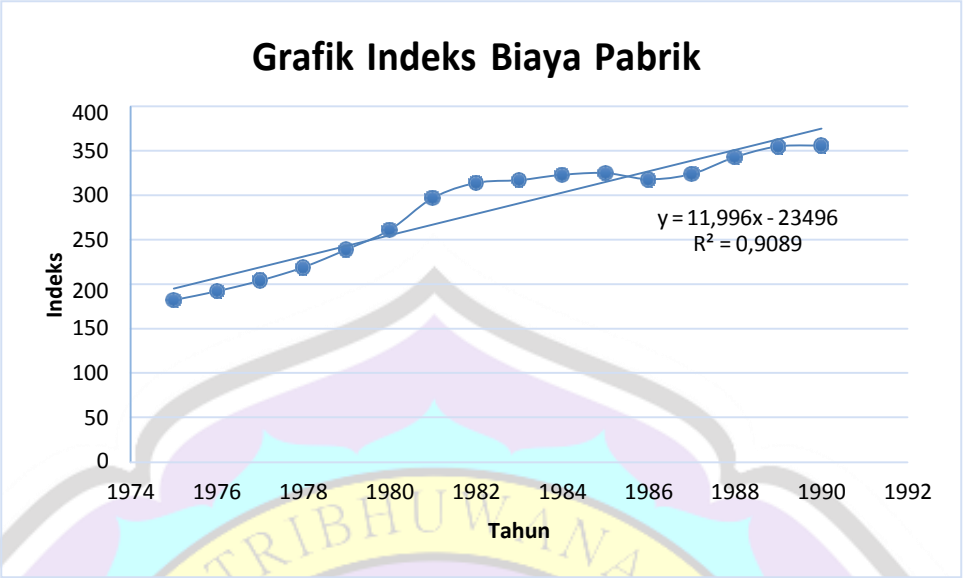
Harga alat pada pra rancang pabrik Surfaktan Natrium Lignosulfonat didasarkan harga alat yangterdapat pada Peter and Timmerhaus dan G.D. Ulrich.

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

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

= 0,598

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

= Rp. 9.801.565.232,-

Sehingga cash flow setalah 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.

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

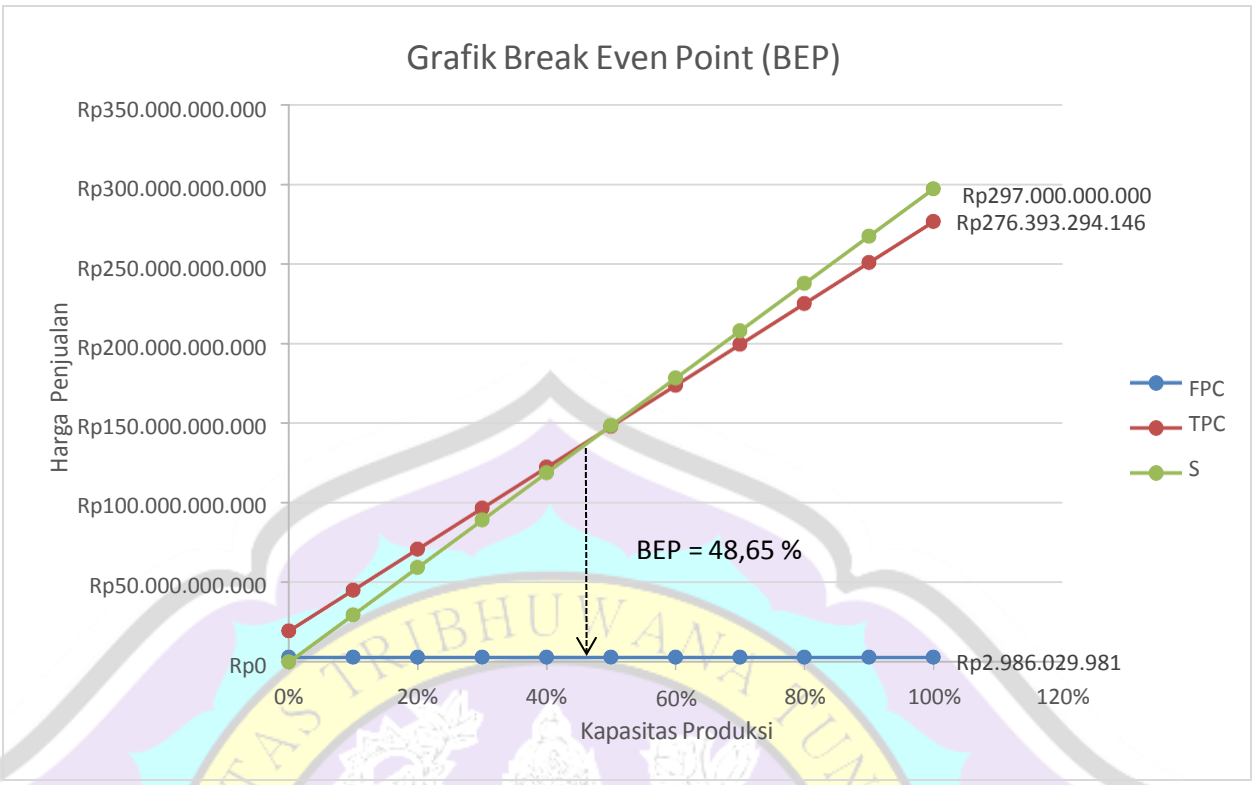
Tahun	CA (Rp)	Fd(i=15%)	NPV-2
0	-Rp 1.910.591.817	1,00	-Rp 1.910.591.817
1	Rp 7.164.719.312	0,87	Rp 5.663.809.733
2	Rp 5.254.127.495	0,76	Rp 3.283.367.961
3	Rp 5.254.127.495	0,66	Rp 2.595.547.795
4	Rp 5.254.127.495	0,57	Rp 2.051.816.439
5	Rp 5.254.127.495	0,50	Rp 1.621.989.280
6	Rp 5.254.127.495	0,43	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**

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

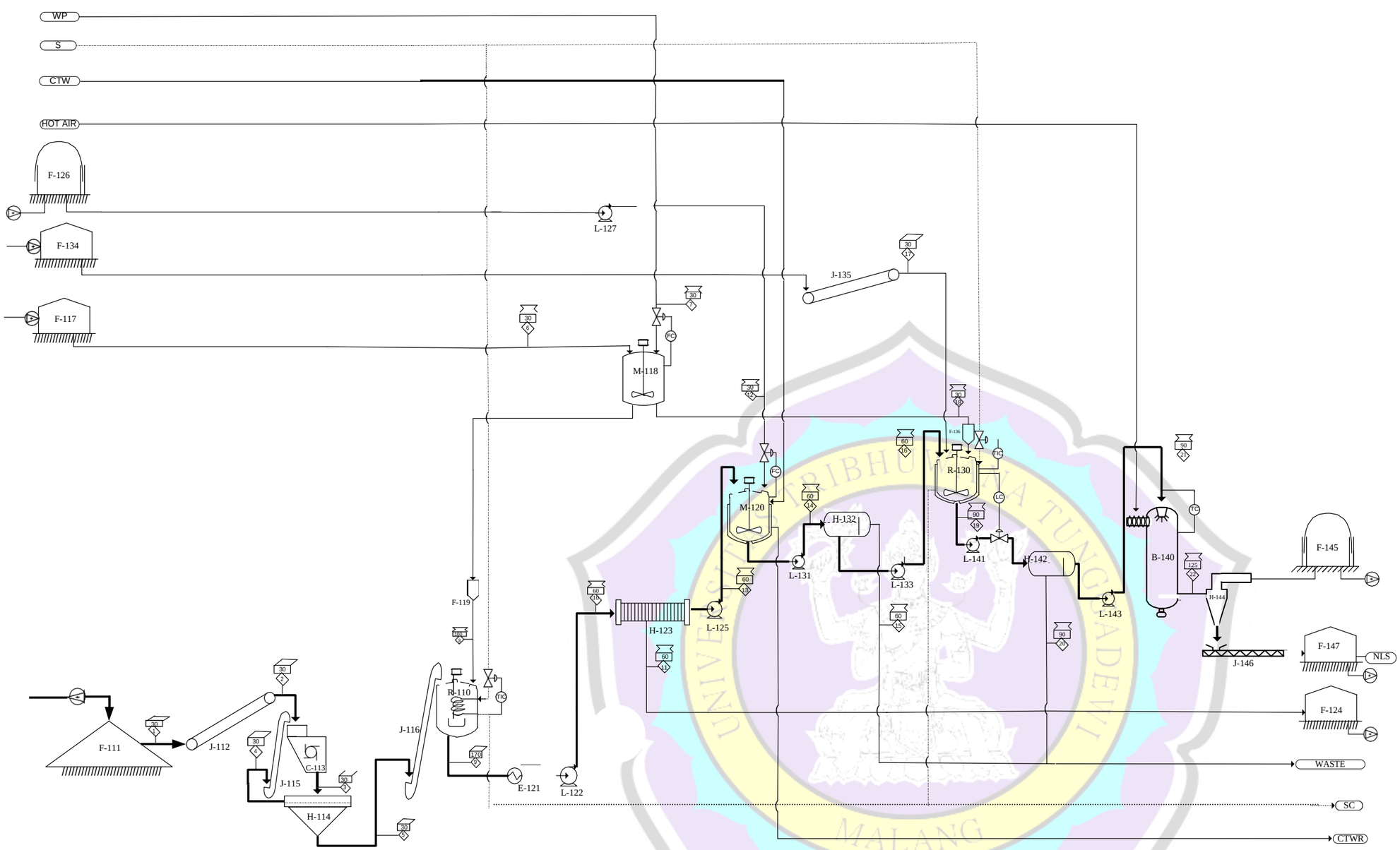
$$= \frac{10 + \text{Rp. } 32.981.483.776}{\text{Rp. } 32.981.483.776 + \text{Rp. } 17.752.399.507} \text{ x } (15-10)$$

$$= 20,83\%$$

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

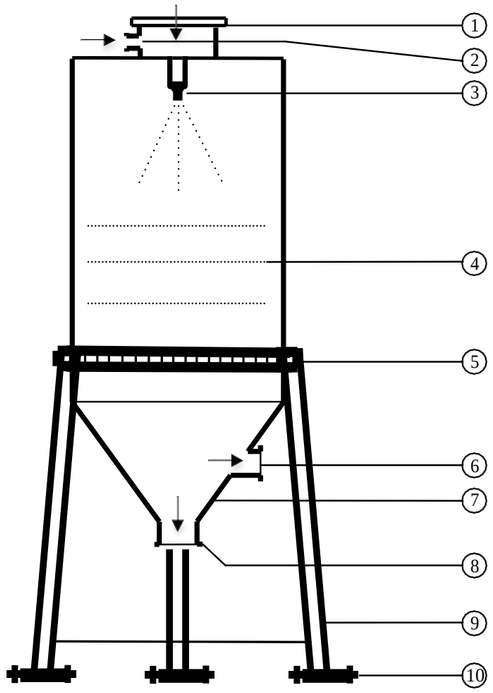
No	Kode	Nama Alat
33	B - 140	Spray Drayer
32	F - 147	Storage Produk
31	J -146	Screw Conveyor
30	F-145	Storage Gas
29	H -144	Cyclone
28	L -143	Pompa Sentrifugal
27	H -142	Decanter
26	L-141	Pompa Sulfonasi
25	R-130	Reaktor Sulfonasi
24	F-136	Bin
23	J-135	Bucket Elevator
22	F-134	Storage Na2SO3
21	L-133	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**

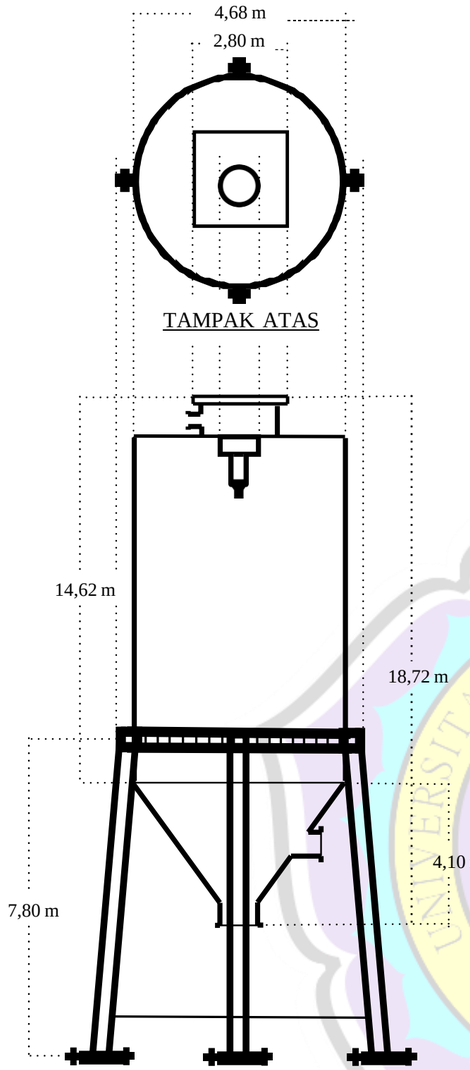
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGA DEWI

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

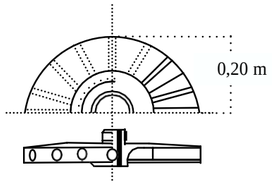


TAMPAK MEMBUJUR

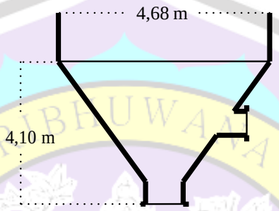


TAMPAK DEPAN

TAMPAK ATAS



DETAIL ATOMIZER



DETAIL TUTUP BAWAH



KAKI PENYANGGA TIPE I BEAM

10	Kaki Penyangga Tipe 1 beam
9	Penyangga
8	Powder Discamber
7	Pan
6	Nozzle Keluar
5	Lug And Busset
4	Drayeng Chamber
3	Atomizer
2	Hot air
1	Liquid Feed
NO	KETERANGAN

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI	
PERANCANGAN ALAT UTAMA SPRAY DRYER	
DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
Asri Rahmadana Putri 2021510027	1. SP.Abrina Anggraini, ST.,MT 2. Ayu Chandra Kartika Fitri, ST., MT

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	:	Asri Rahmadana Putri
NIM	:	2021510027
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	Flowsheet.
2	
3	
4	
5	
6	

Malang, 6-2-2023
Dosen Penguji 1,

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

Persetujuan Hasil revisi data yang telah diperbaiki

Tanggal Persetujuan : 6-2-2023
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 U5b

PERMINTAAN REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama	:	Asri Rahmadana Putri
NIM	:	2021510027
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	Revisi Refrigerant → uap panas
3	Gambar alat Reaktor → coil pendingin
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

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	:	Asri Rahmadana Putri
NIM	:	2021510027
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 → cantumkan APD yg digunakan.
2	Ulululas
3	Alat Utama → pasikan bagian² alat.
4	
5	
6	

Malang, 06/02/2023
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

UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI

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



KARTU KONSULTASI SKRIPSI

NAMA : Asri Rahmadana Putri
JURUSAN : Teknik Kimia
NIM : 0021510027
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	9/11 '22	kapasitas	
4.	9/11 '22	Latar belakang + Uraian Proses.	
5.	10/11 '22	Flow sheet Pabrik + Uraian Proses	
6.	16/11 '22	Neraca massa + Flowsheet	
7.	17/11 '22	Flowsheet	
8.	19/11 '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 massa	
14.	14/1-23	konsultasi Alat utama	
15.	17/1-23	Neraca panas, Alat utama, An. Ekonomi	
16.	18/1-23	ACC SEMHAS & UJIAN	
17.	24/1-23	Acc Semhas & ujian	

Malang, 24-01-2023

Dekan,

(Ir. Hesti Iriawanto, M.Si., Ph.D.)

Mengetahui,
Ka. Program Studi

(Sr. Abrina Anggraini, S.T., M.T.)

Scanned with CamScanner