LAMPIRAN A

REAKTOR

REAKTOR

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara pati dan air menjadi dekstrin dengan bantuan enzim α-amilase.

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.

Alasan pemilihan:

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi.
2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
3. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bisa dipenuhi.
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebih konsisten dan biaya operasi lebih rendah.

Kondisi operasi:

P = 1 atm

T = 100°C

Kinetika Reaksi

Reaksi pembuatan desktrin dari ubi kayu:

$$(C_6H_{10}O_5)_{200} + \frac{200}{23} H_2O \xrightarrow{\alpha\text{-amilase}} \frac{200}{23} (C_6H_{10}O_5)_{23}.H_2$$

Pati Air Dekstrin

(Panduan Biomassa; Perry,1997; Dyah Suci P. Anton Cahyo,2009)

Reaksi mempunyai konversi pati menjadi dekstrin sebesar 95.3% (US Patent 4933279).

	Pati	Air	Dekstrin
Mula-mula	0,142582684	39,222593629	-
Reaksi	0,135881298	1,181576505	1,181576505
Sisa	0,006701386	38,041017125	1,181576505

$$Cs = \frac{Fs}{qs} = \frac{Fs}{(ms/\rho s)} = \frac{0.006}{0.14475} = 0.0415\ mol/L$$

$$Cso = \frac{Fso}{qs} = \frac{Fso}{(ms/\rho s)} = \frac{0.14258}{3.07979} = 0.0463\ mol/L$$

Dimana:

S = Substrat = Pati

Fs = Mol Substrat sisa

Fso = Mol substrat mula-mula

Nilai Konstanta Michaelis sesuai dengan yang ada di buku Doran p. 269,1995, yaitu:

Km = 1 mol/L

t = 3 jam

Mencari kecepatan reaksi:

$$\frac{Km \; x \ln Cs}{Cso} + (Cso - Cs) = (-Vmax) x \; t$$

Chemical Engineering and Kinetics (Missen, 1999)

(-Vmax)	= -0.035236474
V max	= 0.03524 mol/L.jam
rp=($-r_s$)	= 0.001402447 mol/L.jam

1. Volume Reaktor

$$(-rs) \times V = \frac{(-dns)}{dt}$$

$$V = \frac{(-dns)}{(-rs) \times dt}$$

$$= \frac{nS \times XA}{(-rs) \times t}$$

$$= \frac{0.13588}{0.00421}$$

$$= 6.45924684 \quad m^3$$

Dimana:

-dns = hasil kali antara mol mula A dikali dengan konversi

(-rs) = Kecepatan reaksi

2. **Volume Over Desain = 20%**

   Maka volume sebesar = 7.75109621 m^3

Pemilihan Bahan

Jenis bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C	
Allowance stresses, f	: 18750 Psi	(Brownell, tabel 13.1 hal. 251)
Corrosion Allowance, C	: 0.125 in	(Perry 8th, hal. 10-69)
Joint Effisiency, E	: 0.8	(Brownell, tabel 13.2 hal. 254)

Desain Reaktor

1. **Perbandingan Tinggi Terhadap Diameter (H/D)**

   Jenis reaktor yang dipilih ialah berbentuk silinder tegak dengan perbandingan Diameter : Height = 1 : 1,5. (Brownell & Young, tabel 3.3, p. 43)

   $V_{reaktor} = V_{tabung}$

$$H/D = 1.5$$

$$H = \frac{4\,V}{\pi D^2} \qquad \text{(Brownell, hal. 41)}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vt}{\pi \times \left(\frac{h}{D}\right)}}$$

$$D = 1{,}87413 \text{ m}$$

$$H = 2{,}81120 \text{ m}$$

2. **Tinggi Cairan dalam Reaktor**

Level fluida di dalam tangki: 80%

H cairan = 80% x H

= 80% X 2,81120

= 2,24896 m

3. **Tekanan Reaktor**

ρ Camp = 1054.854

Bahan	ρ	Fraksi	ρ Camp
Pati	1500	0.040	60.672
Air	1000	0.128	127.671
Serat	1500	0.006	8.557
Enzim	1260	0.002	2.169
NaOH	1040	0.000	0.358
Dekstrin	1038	0.824	855.427

ρ hidrostatis $= \frac{\rho\ (H-1)}{144}$ (Brownell, hal. 46)

= 9.14910712 Psi

Tekanan desain = 10.97893 psi

Tekanan total dalam tangki = (ρ desain + ρ hidrostatis) x 1.1 (Brownell, hal. 46)

= (10.97893 + 9.14910712) x 1.1

= 22.1408408 Psi

4. Tebal Reaktor

- Tebal Shell

$$t_s = \frac{P\, r_i}{fE - 0{,}6P} + C$$ (Brownell & Young, p. 254)

Dimana :

p = tekanan desain, psi

E = efisiensi sambungan

f = maksimum *allowable stress*, psi

r_i = jari-jari bagian dalam shell, in

Diketahui:

r_i = ID/2 = 73.7846722 in / 2 = 36.8923361 in

$$t_s = \frac{10.97893\ x\ 36.8923361}{(12650\ x\ 0{,}8) - (0{,}6\ x\ 10.97893)} + 0.125\ = 0.16505\ in$$

Jadi tebal shell reaktor yaitu 0.16505 in

t_s standar = ¼ in. Dengan pertimbangan harga sama dengan 5/16 in dan faktor *safety*. (Brownell, App. E item 2)

=0.1875 in

ID_{shell} = 73.7846722 in

OD_{shell} = ID + 2 t_s

= 74.11477 in = 1.87413067 m

OD standart = 78 in

Dengan OD tersebut, melihat pada tabel 5.7 p. 90 buku Brownell & Young, maka didapatkan:

r = 78 in

icr = 4.75 in

5. Tebal Head

Untuk range tekanan 15 – 200 psig (± 1 – 15 atm) menggunakan *roof-bottom* bentuk *torispherical dished heads* (Brownell & Young, p.88)

$$t_h = \frac{P\ x\ r\ x\ W}{2fE - 0.2P} + C$$

Dimana: t_h = tebal head, in

r = *inside spherical* atau jari-jari *crown*, in

W = lebar, in

$w = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{rc/r1}$ (Brownell, hal. 138)

$w = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{78/4.75}$

W = 1.76307 in

$$t_h = \frac{10.97893\ x\ 78\ x\ 1.76307}{(2x12650\ x\ 0{,}8) - (0{,}2x10.97893)} + 0.125 = 0.16029\ in$$

Jadi tebal head sebesar 0.16029 in

Jika dilihat dari lampiran C bagian f buku Brownell & young, maka:

t_h standar = 0.1875 in (Brownell, tabel 5.8 hal. 93)

OD = ID + 2 t_h standar

= 74.11477 + (2 x 0,1875)

= 78 in

Dari tabel 5.7 p. 90 buku yang ditulis oleh Brownel & Young, didapatkan:

r = 78 in

icr = 4.75 in

6. Menentukan Ukuran Head

Tutup atas berbentuk *torispherical head*
OD = 74.11477 in
OD standar = 78 in
ID = 73.78467 in
ID standar = 74.4897714 in
sf (straight flange) = 1.8 in (Brownell & Young, tabel 5.8, p. 93)

icr (inside corner radius) = 4.75 in

r (radius) = 66 in

a = ID/2 = 73.78467/2 = 36.89234 in

AB = a – icr = 36.89234 – 4.75 = 32.14234 in

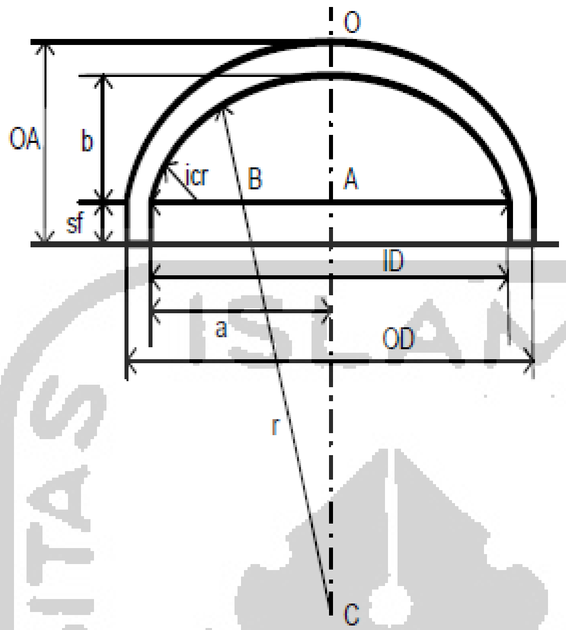
BC = r – icr = 78 – 4.75 = 73.25 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{0,5}$ = $(73.25^2 - 32.14234^2)^{0,5}$ = 65.82122 in

b = r – AC = 78 – 65.82122 = 12.17878 in

OA = t_h + b + sf = 0.1875 + 12.17878 + 1.8 = 14.16628 in = 0.35982 m

Tinggi head sebesar 0.35982 m



7. Menghitung Volume Head

V_{head} = 0,000049 x ID^3 + (π/4) x ID^2 x sf (Brownell & Young, p.88)

ID = Diameter dalam, in.

V_{head} = (0.000049 x (73.78467219 in)^3) + (π/4) x 73.78467219 ^{2} in^2 x 1.8 in

= 7712.31 in^3

= 0.12623 m^3

8. Menghitung Tinggi Shell, Tinggi Reaktor

Volume tangki, Vt = 7.751096 m^3 = 273.6912 ft^3

Volume shell, Vs = Vt – 2 Vhead total

= 7.751096 – 2 x 0.12623

= 7.4986 m^3

Tinggi shell, Hs $= \frac{4\,Vs}{\pi\,ID^2}$

$= \frac{4 \ x\ 7.4986}{\pi \ x\ 73.78467219\text{^}2}$

= 2.7196 m

= 107.0722 in

9. Menghitung Tinggi Total Reaktor

Tinggi reaktor = Hs + 2 x tinggi head

= 2.7196 + 2 x 0.35982

= 3.4393 m

10. Tinggi total cairan, h = Hs + b +sf

= (107.0722+ 12.17878 + 1.8) in

= 121.05 in

= 3.074702 m

11. Menghitung Luas Permukaan Reaktor

Perhitungan luas permukaan reaktor untuk total head < 1 in, menggunakan persamaan 5-12 buku Brownell & Young, p.88.

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2.sf + \frac{2}{3} icr$$

Dimana, De adalah Diameter Ekivalen, in.

$$De = 74.15967219 + \frac{74.15967219}{42} + 2x1.8 + \frac{2}{3}4.75 = 74.4234\ in$$

$$= 2.1004\ m$$

$$A_{total} = A_{shell} + 2A_{head} = (\pi x OD x Hs) + 2\left(\frac{\pi}{4} De^2\right)$$

$$= (\pi x\ 74.11477\ x\ 107.0722\ ) + 2\left(\frac{\pi}{4} De^2\right)$$

$$= 25047.72\ in^2$$

$$= 16.15978\ m^2$$

12. Spesifikasi Pengaduk

μ Camp = 1.939

Bahan	μ	Fraksi	μ Camp
Pati	1.964	0.04045	0.079
Air	0.284	0.12767	0.036
Serat	1.964	0.00570	0.011
Enzim	110.000	0.00172	0.189
NaOH	12.272	0.00035	0.004
Dekstrin	1.964	0.82411	1.624
		1	

μ Camp = 1.939 Cp

= 0.001303 lb/ft.s

ρ Camp = 1054.854 kg/m^3

= 65.854515 lb/ft^3

Viskositas yang diasumsikan adalah viskositas produk mewakili viskositas campuran. Viskositasnya adalah 170 cp. Pengaduk jenis pitched-blade turbine dengan 6 buah blade dan 4 baffle digunakan untuk reaktor ini (R.K. Sinnot, fig 10.57, p.472).

Untuk pengaduk secara umum :

D_a/W = 5 (Geankoplis, hal. 158)

D_t/J = 12

D_a/D_t = 0.3 (0.3-0.5)

H/D_t = 1

C/D_t = 1

D_d/D_a = 0.67

L/D_a = 0.25

W/Da = 0.2

J/Dt = 0.08

Da	=	0.56244	m	=	1.84460	ft
W	=	0.11245	m	=	0.36892	ft
L	=	0.14056	m	=	0.46115	ft
C	=	1.87413	M	=	6.14866	ft
Dd	=	0.37483	M	=	1.22973	ft

Dimana:

Da = Diameter Impeler

W = Lebar Blade

L = Panjang Blade

C = Tinggi Pengaduk dari Dasar Tangki

Dd = Tinggi Cairan dalam Pengaduk

13. Jumlah Impeller

Jumlah impeller = H Cairan/ D tangki

= 2.24896/1.87413

= 1.2

= 2 (Memakai 2 impeller)

14. Daya dan Kecepatan Pengaduk

Daya Pengaduk (Reaksi dengan Heat Transfer), yaitu:

P pengaduk= $\frac{(1.5-5\ hp)}{1000\ gal}$x v (Wallas hal 292)

V = 7.75110 m^3

= 2045.14412 gal

P pengaduk = (3/1000) x 2045.14412

= 6.13543 hp

= 3374.4878 lbf.ft/s

Efisiensi = 0.8

P motor = $\frac{P\ input}{ef.motor}$

= 6.13543/0.8

= 7.66929 hp

Tip speed = 10-15 ft/s (Wallas hal 292)

= 15 ft/s

Kec. Pengaduk $= \frac{Tip\ Speed}{\pi\ Da}$

$= \frac{15\ ft/s}{3.14\ x\ 1.6388\ ft}$

= 2.58976 rps

= 155.38572 rpm

15. Pendingin

Jumlah pendingin = 3305.931 kg/jam

Q reaksi = 207047.536 Kj/jam

T Jaket = 30 ^{O}C = 86 ^{o}F

T Proses = 100 ^{o}C = 212 ^{o}F

Laju alir = 5368.018 kg/jam (total input di reaktor)

= 2434.917 lb/jam

Rated capacity = laju alir/ ρ Camp pengaduk

= 2434.917 lb/jam /65.854515 lb/ft^3

$= \frac{2434.917\ \text{lb/jam}}{65.854515\ \ \text{lb/ft3}}$

= 36.974 ft^3/jam

= 276.604 gal/jam

Untuk rate capacity = 276 (diambil 300 gal)

Luas jaket = 45 ft^2 (Hary Silla, tabel 7.3)

Nilai Ub untuk jaket inside cooling water-agitated

Ub = 60 Btu/h.F.ft2 (Hary Silla, tabel 7.6)

Qj = Ub x Aj x (Tr-Tj)

= 60 x 45 x (212-86)

= 358931 kJ/jam

Karena (Qj> Qr), maka jaket mampu mendinginkan fluida

Qj = 358931 kJ/jam

Qr = = 207048 kJ/jam

16. Tinggi Jaket (Hj) dan Diameter (ODj)

Jumlah Pendingin = 3305.931 kg/jam

ρ pada suhu = 30 ^{O}C

= 995.68 kg/m^3 (Geankoplis, App. A.2-3)

$$Qc = \frac{massa}{densitas}$$

$$= \frac{3305.931\ kg/jam}{995.68\ kg/m3}$$

= 3.32027 m^3/jam

Waktu dalam reaktor = 3 jam

Volume jaket pendingin = Qc x t

= 3.32027 m^3/jam x 3 jam

= 9.96082 m^3

Data shell

OD	= 78 in	= 1.98 m
H cairan	= 97 in	= (80% x 3.074702 m^3) = 2.46 m
OA	= 14.2 in	= 0.36 m

Asumsi :

Hj = 5% lebih tinggi dari tinggi larutan dalam tangki

= (100%+5%) * 97 in

= 101.68284 in

= 2.58275 m

$$V\ Jaket = \left(\frac{\pi\ x\ Hj\ x\ ODj2}{4}\right) + \left(\frac{\pi\ x\ Hj\ x\ ODj2}{3\ x\ 4}\right) + \left(\frac{\pi\ x\ Hj\ x\ ODs2}{4}\right) + \left(\frac{\pi\ x\ OA\ x\ ODs2}{3\ x\ 4}\right)$$

10.03261 m3 = 2.12161 m x ODj^2 – 8.32768719 m^3

16.03306 m3 = 2.12161 m x ODj^2

ODj^2 = 8.62010 m^2

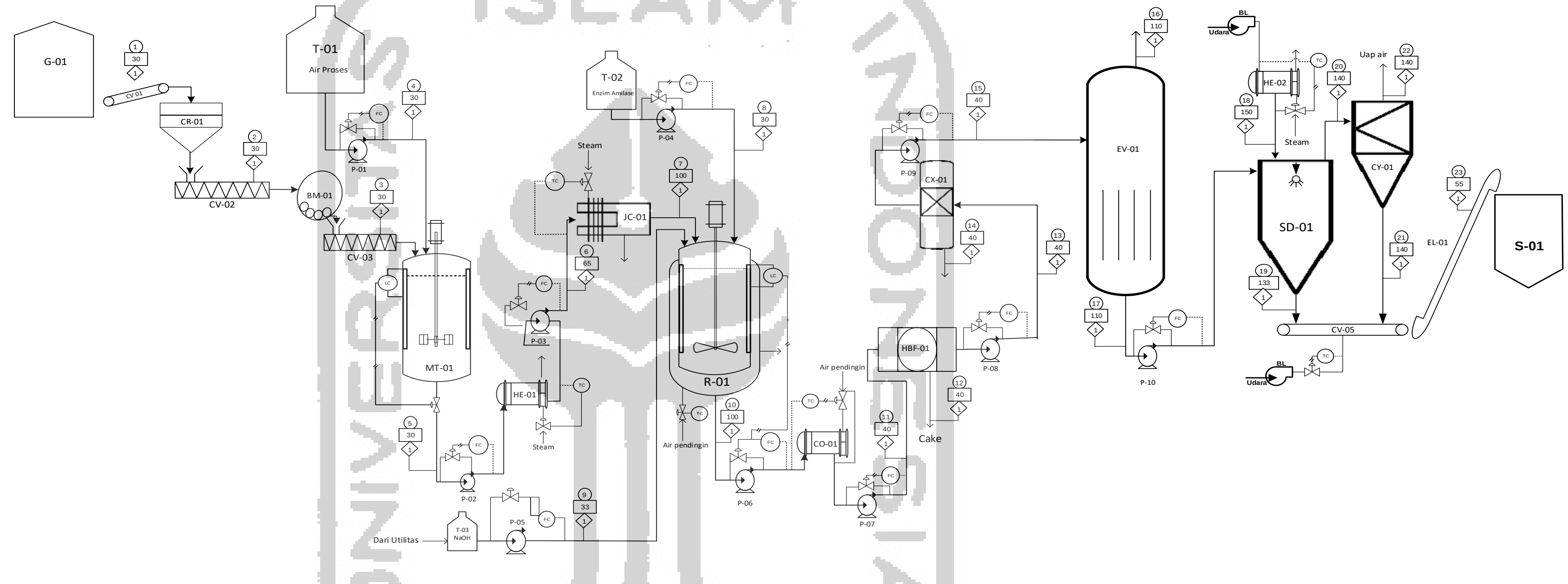
ODj^2 = 2.93600 m

Reaktor Liquifikasi	Jumlah/ket		satuan
Kapasitas Umpan	5368.01765		kg/jam
Diameter Reaktor	1.87413		m
Tinggi Tangki	2.81120		m
Volume Reaktor	6.45925		m^3
Bahan Material	*Carbon Steel* SA-283 *grade*: C		
Tebal *Shell (dinding)*	0.18750		in
Tebal *Head*	0.18750		in
Tinggi head	0.35982		in
Volume head	0.12623		m^3
Tinggi Shell (dinding)	2.7196		m
Tinggi cairan	2.4598		m
Luas perm reaktor	16.1598		m^2
Total tinggi reaktor	3.4393		m
Tinggi *Head*	0.35982		m
Jenis Pengaduk	*Pitched-Blade Turbine*		
Jumlah *Baffle*	4		*Baffle*
Jumlah *Blade*	6		*Blade*
Jumlah *Impeller*	2		*Impeller*
Diameter Impeler	0.56224		m
Lebar *Blade*	0.11245		m
Panjang *Blade*	0.14056		m
Tinggi Pengaduk dari Dasar Tangki	1.87413		m
tinggi cairan dlm pengaduk	0.37483		m
Daya Pengaduk	6.13543		hp
Kecepatan Pengaduk	155.38572		rpm

LAMPIRAN A

PEFD

PRARANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU (*Manihot esculenta Crant*) SECARA ENZIMATIS DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Ubi Kayu	5338,6943	5338,6943	5338,6943	-	5338,6943	5338,6943	5338,6943	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ampas Pati	-	-	-	-	-	-	-	-	-	217,1249	217,1249	216,9078	0,2171	-	0,2171	0,1898	0,0273	-	0,0271	0,0001	0,0001	0,0000	0,0272
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	-	1,8479	1,8479	1,8479	0,0018	1,8461	1,0612	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Enzim α-amilase	-	-	-	-	-	-	-	9,2394	-	9,2394	9,2394	0,0092	9,2302	-	9,2301	8,0853	1,1447	-	1,1390	0,0057	0,0057	0,0001	1,1447
Serat	-	-	-	-	-	-	-	-	-	30,6219	30,6219	30,5913	0,0306	-	0,0306	0,0271	0,0035	-	0,0035	0,0000	0,0000	-	0,0035
Dekstrin	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4423,8412	4423,8412	4,4238	4419,4174	-	4419,4170	0,0006	4419,3924	-	4419,2030	0,1894	0,1875	0,0019	4419,3905
Air Proses	-	-	-	7860,3884	7860,3884	7860,3884	7860,3884	-	-	685,3424	685,3424	0,6853	684,6571	-	685,4885	600,4700	85,0126	-	0,4251	84,5875	-	84,5875	0,4251
Udara	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1952,7610	-	1952,7600	-	1952,7600	-
Total	5338,6943	5338,6943	5338,6943	7860,3884	13199,0827	13199,0827	13199,0827	9,2394	1,8479	5368,0177	5368,0177	252,6192	5115,3985	1,0612	5114,3833	608,7728	4505,5805	1952,7610	4420,7977	2037,5428	0,1933	2037,3495	4420,9910

	Keterangan	Simbol	Keterangan
G	Gudang	LC	Level Controller
S	Silo	FC	Flow Controller
CV	Conveyor	TC	Temperature Controller
CR	Crusher		Nomor Arus
BM	Ball Mills		Suhu, °C
MT	Mixing Tank		Tekanan, atm
HE	Heat Exchanger		Control Valve
CO	Cooler		
HBF	Horizontal Belt Filter		
CX	Cation Exchanger		
EV	Evaporator		
JC	Jet Cooker		
EL	Elevator		
P	Pompa		
T	Tangki		
BL	Blower		
SD	Spray Dryer		
CY	Cyclone		

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU (*Manihot esculenta Crant*) SECARA ENZIMATIS DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :

1. AHMAD FAUZAN (14 521 193)
2. DZIKRUL AMRI (14 521 287)

Dosen Pembimbing :
1. Dr.Ir.Farham HM Saleh. MSIE

LAMPIRAN A

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN