STKSR 2008
SEMINAR TEKNIK KIMIA SOEHADI REKSOWARDOJO 2008
Bandung, 3 – 4 November 2008
ISSN-0854-7769

PERANCANGAN PROSES SULFONASI LIGNIN MENJADI NATRIUM LIGNOSULFONAT (NaLS) MELALUI PENDEKATAN SISTEMETIS EMPIRIS (PEMODELAN) DAN INTEGRASI PEFD, MENGGUNAKAN PROGRAM HYSYS

Ismiyati*)
*) Program Studi Teknik Kimia, Univ. Muhammadiyah Jakarta
e-mail: ismiyati_umj@yahoo.com
Ani Suryani **), Djumali Mangunwidjaya**), Machfud**), Erliza Hambali**)
**) Departemen Teknologi Industri Pertanian, IPB

ABSTRAK

Penelitian proses pembuatan Natrium lignosulfonat (NaLS) dari skala laboratorium ke pengembangan perancangan proses pada peningkatan skala (scale up), dilakukan melalui pendekatan sistematis empiris (pemodelan) yaitu model kinetika reaksi. Model kinetika digunakan untuk menghubungkan antara reaksi dan kapasitas yang digandakan tanpa melalui penelitian di tingkat scale up tersebut. Penelitian ini bertujuan untuk menghasilkan rancangan proses sulfonasi lignin yang diintegrasikan dalam process engineering flow diagram (PEFD). PEFD merupakan gambaran riil proses sulfonasi lignin menjadi NaLS yang melibatkan rangkaian peralatan, distribusi massa dan energi, dan kondisi proses serta sifat-sifat (properties) bahan di setiap alat (aliran proses).

Kata kunci: lignin, NaLS, perancangan, sistematis empiris (pemodelan)

Perancangan Proses Sulfonasi Lignin Menjadi Natrium Lignosulfonat (NaLS) Melalui Pendekatan Sistematis Empiris (pemodelan) dan Integrasi *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD) Menggunakan Program *Hysys*[(R)]

Ismiyati[*)]
[*)] Program Studi Teknik Kimia, Univ. Muhammadiyah Jakarta
e-mail: ismiyati_umj@yahoo.com
Ani Suryani [**)], Djumali Mangunwidjaya[**)], Machfud[**)], Erliza Hambali[**)]
[**)] Departemen Teknologi Industri Pertanian, IPB

ABSTRAK

Penelitian perancangan proses pembuatan NaLS dari skala laboratorium ke pengembangan perancangan proses pada peningkatan skala (scale up), dilakukan melalui pendekatan sistematis empiris (pemodelan) yaitu model kinetika reaksi. Model kinetika reaksi adalah model matematik yang menghubungkan antara reaksi dan kapasitas yang digandakan tanpa melalui penelitian ditingkat scale up tersebut. Penelitian ini bertujuan untuk menghasilkan rancangan proses sulfonasi lignin yang diintegrasikan dalam process engineering flow diagram (PEFD). PEFD merupakan gambaran riil proses sulfonasi lignin menjadi NaLS yang melibatkan rangkaian peralatan, distribusi massa dan energi, dan kondisi proses serta sifat-sifat (properties) bahan di setiap alat (aliran proses).

Kata kunci: lignin, NaLS, perancangan, sistematis empiris (pemodelan)

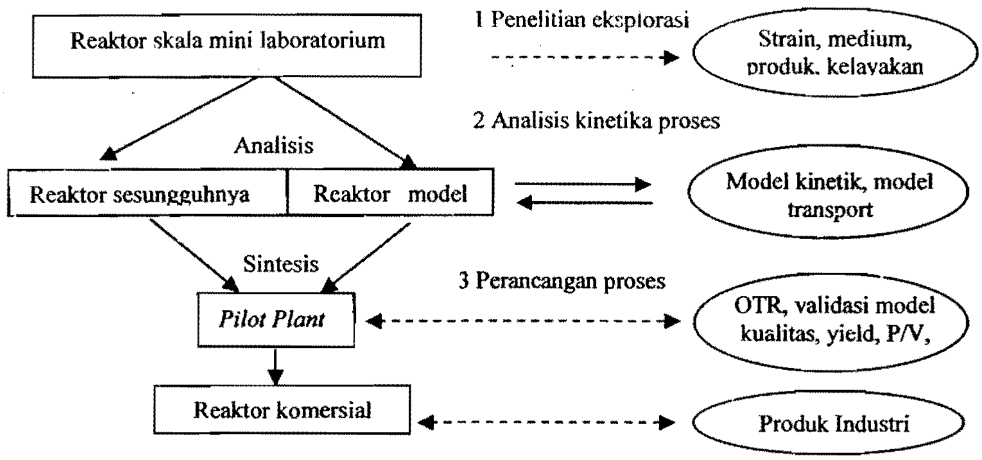
PENDAHULUAN

Natrium Lignosulfonat (NaLS) termasuk jenis surfaktan yang penggunaanya dalam industri cukup luas karena kemampuannya dapat menurunkan tegangan permukaan dan antarmuka, sebagai penstabil sistem emulsi dan sebagai bahan pendispersi yang baik. Dalam aplikasinya pada berbagai industri, NaLS digunakan sebagai bahan perekat dalam industri keramik, sebagai bahan pengemulsi, sebagai pelarut dalam industri tekstil, serta sebagai bahan pendispersi pada berbagai sistem dispersi partikel (pasta gipsum dan pasta semen) (Filder, 2001). Produksi garam lignosulfonat diseluruh dunia diperkirakan 9800 ton dan sekitar 50% digunakan sebagai bahan pendispersi (Gargulak dan Lebo, 2000). Sementara Indonesia sampai saat ini masih seratus persen mengimpor garam lignosulfonat dari Finlandia dan negara-negara Skandinavia lainnya. Harga natrium lignosulonat (NaLS) teknis dipasaran dunia untuk kemasan @ 100 gram adalah $ 42,62 ; untuk kemasan @ 500 gram dengan harga $ 107,59 ; dan kemasan @ 2,5 kg dengan harga $ 267 (Sumber: www.greatchem.com, 2005)

Lindi hitam (*black liquor*) dari limbah industri pulp/kertas diperkirakan mengandung lignin sekitas 37 %, merupakan bahan yang potensial sebagai bahan baku dalam pembuatan NaLS dengan cara diisolasi atau diambil ligninnya. Sifat kelarutan lignin isolat yang dimiliki disebabkan karena kekuatan ikatan hidrogen dan kerapatan energi kohesif, menyebabkan lignin tidak larut dalam air, namun larut dalam dimetil formamida (DMF) dan tetrahidrofuran (THF) dan hexachloropropanol (Fengel and Wegener, 1995). Sifat lignin ini menyebabkan minimnya penggunaan secara teknis. Agar penggunaan lignin menjadi lebih luas maka perlu dilakukan modifikasi lignin menjadi sulfonat-sulfonat dengan proses sulfonasi, sulfonasi dimaksudkan untuk mengubah sifat hidrofilisitas lignin yang kurang polar (tidak larut air) dengan memasukkan gugus sulfonat (SO_3^-) dan garamnya ke dalam gugus hidroksil (OH^-) lignin menjadi garam ligosulfonat yang lebih polar (larut air), peristiwa tersebut menggambarkan lignosulfonat berperan sebagai *surface active agent* atau surfaktan (Rosen dan Dahanayake, 2000), sehingga penggunaannya dalam industri menjadi lebih luas. Telah dilakukan penelitian "Optimasi kondisi operasi proses sulfonasi lignin menjadi NaLS menggunakan metode permukaan respon/ *Response Surface Method* (RSM)" menunjukkan kondisi optimum terjadi pada nisbah pereaksi 60,32 %, pH 6,03 dan suhu reaksi 90,28 ^{O}C menghasilkan nilai konversi optimum adalah 72,20 %, (Ismiyati dkk, 2008)

Perancangan proses pembuatan NaLS dari skala laboratorium ke pengembangan perancangan proses pada peningkatan skala (*scale up*) dilakukan melalui pendekatan sistematis empiris (pemodelan). Model kinetika reaksi dan optimasi kapasitas produk NaLS adalah model matematik yang menghubungkan antara reaksi dan kapsitas reaktor yang digandakan (*scale up*) tanpa melalui penelitian ditingkat *scale up* tersebut. Data yang diperoleh berupa kondisi operasi optimum, konversi lignin menjadi NaLS (skala laboratorium) model kinetika reaksi serta kapasitas produksi NaLS optimum digunakan sebagai data dalam pembuatan PEFD.

Sistimatis Empiris Model Kinetika



Gambar 1. Perancangan proses sistematis empiris (Rehm & Reed, 1990)

Optimasi Kapasitas Produksi NaLS

Kapasitas produksi tergantung pada beberapa faktor, yaitu jumlah waktu operasi; beban alat; serta ketersediaan bahan baku. Optimasi kapasitas produksi dilakukan untuk mendapatkan biaya persatuan produksi minimum atau keuntungan persatuan produksi maksimum. Biaya produksi total terdiri dari 2 (dua) kelompok yaitu biaya operasi atau biaya variabel (*variabel cost*) yaitu biaya yang besarnya tergantung pada kapasitas yang diprodukasi seperti tenaga kerja langsung, kebutuhan bahan baku dan utilitas. Sedangkan kelompok ke dua adalah biaya organisasi atau biaya tetap (*fix cost*) yaitu biaya yang tidak tergantung pada kapasitas produksi seperti tenaga kerja tak langsung dan penyusutan. Menurut Peters dan Timmerhouse (2000), biaya operasi (*variabel cost*), biaya organisasi (*fix cost*) dirumuskan sebagai berikut:

$$c_T = h + mP^n + \frac{O_C}{P}$$

Keterangan:

P	=	total satuan produksi (kapasitas) per satuan waktu
$h + mP^n$	=	biaya operasi per satuan produksi (*variabel cost*)
O_C	=	biaya organisasi (*fix cost*)
c_T	=	biaya produksi total per satuan produksi
C_T	=	Biaya produksi total per satuan waktu
m, n	=	tetapan

Penyelesaian optimasi dapat dilakukan dengan cara analitis, yaitu nilai optimum P (kapasitas) didapatkan pada titik dimana ($\partial c_T/\partial P$) memberikan nilai nol.

$$\frac{\partial c_T}{\partial P} = n.m(P^{n-1}) - \frac{O_C}{P^2} = 0$$

Semakin luasnya bidang aplikasi perancangan pabrik, telah mendorong perkembangan piranti lunak dalam simulasi perancangan guna mendapatkan gambaran riil yang akan dirancang. Program hysys$^{(R)}$ adalah salah satunya yang berkembang sebagai alat bantu dalam mensimulasi dan mengevaluasi prarancangan tersebut. Data-data yang harus diketahui adalah kondisi operasi, konversi dan/atau tetapan laju reaksi (k), faktor frekwensi tumbukan (A) dan energi aktivasi (E), adapun keluaran simulasi program hysys$^{(R)}$ berupa diagram alir yang dilengkapai aliran massa, aliran energi dan sifat-sifat bahan (*properties*) disetiap alat (tahapan proses).

Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk menghasilkan rancangan proses sulfonasi lignin isolat menjadi natrium lignosulfonat (NaLS) khususnya mendapatkan model kinetika reaksi; model persamaan biaya total (t_C) sebagai fungsi kapasitas, dan hasil optimasinya berupa kapasitas optimum pada biaya total minimum; serta integrasi dalam *process engineering flow diagram* (PEFD)

METODOLOGI

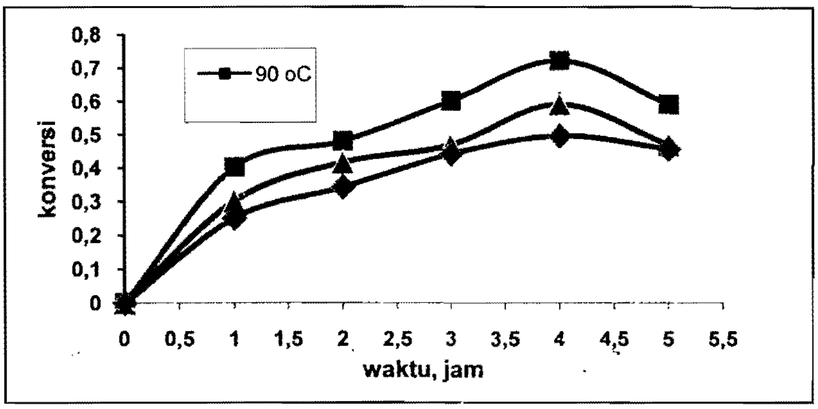
Pengembangan perancangan proses pada peningkatan skala (*scale up*) dilakukan melalui tahapan sebagai berikut:

1. Membuat model kinetika reaksi proses sulfonasi lignin TKKS membentuk NaLS
   a) Membuat hubungan antara konversi (x_A) lignin menjadi NaLS yang diperoleh pada berbagai suhu (70, 90 dan 100 ^oC) dan waktu (2,3,4 dan 5 jam)
   b) Tentukan harga perbandingan antara konsentrasi lignin mula-mula (C_{A0}) dengan konsentrasi $NaHSO_3$ mula-mula (C_{B0}) atau ($M=C_{B0}/C_{A0}$, mol/mol)
   c) Melakukan linierisasi (penentuan orde reaksi), dengan membuat hubungan antara $\ln(C_B/C_A)$, pada berbagai waktu reaksi pada berbagai suhu, akan diperoleh persamaan linier dan diperoleh nilai slope.
   Dengan perhitungan metematik didapat nilai A dan E, sehingga diperoleh model kinetika reaksi yaitu tetapan laju reaksi (k) dan persamaan laju reaksi (r_A)
2. Penyusunan neraca massa dan energi berdasarkan data hasil penelitian laboratorium pada aliran (*stream*) masuk maupun keluar di setiap alat.
   Melakukan simulasi untuk berbagai kapasitas bahan baku lindi hitam, akan diperoleh model neraca massa untuk kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu lainnya serta produk NaLS yang dihasilkan
3. Menentukan skala produksi optimum, dari simulasi neraca massa untuk berbagai kapasitas produk NaLS akan diketahui biaya tetap dan biaya variabel. Dari grafik hubungan antara biaya total dengan kapasitas produksi NaLS, akan diperoleh model persamaan matematisnya. Optimasi dilakukan dengan cara analitik dimana turunan fungsi objektifnya bernilai nol.
4. Integrasi dalam *process engineering flow diagram* (PEFD)
   Data yang diperoleh dari penelitian laboratorium yaitu kondisi operasi optimum, konversi lignin menjadi NaLS, model kinetika reaksi, model neraca massa, kapasitas produksi optimum, selanjutnya diintegrasikan dalam *process engineering flow diagram* (PEFD)

HASIL PENELITIAN

Model Kinetika Reaksi

Model kinetika reaksi sulfonasi lignin dapat ditentukan dengan perolehan nilai konversi NaLS yang dihasilkan pada kondisi optimum (nisbah pereaksi, pH) pada berbagai suhu dan waktu tertentu. Hubungan konversi terhadap waktu reaksi, pada berbagai suhu disajikan pada Gambar 2. Pada Gambar 2, terlihat bahwa konversi pembentukan natrium lignosulfonat (NaLS) sampai dengan waktu tertentu terjadi kenaikan, hal ini disebabkan karena dengan bertambahnya waktu reaksi, maka kesempatan molekul-molekul zat pereaksi untuk saling bertumbukan semakin sempurna. Selanjutnya mengalami penurunan disebabkan semakin lama bereaksi terutama pada suhu diatas 90 ^oC terjadi degradasi yang kuat sehingga membentuk reaksi samping yang mengakibatkan penurunan konversi



Gambar 2 . Hubungan konversi lignin menjadi NaLS (x) terhadap lama reaksi pada bebagai suhu

Reaksi sulfonasi yang terjadi diindikasikan sebagai reaksi orde dua, disebabkan nisbah reaktan antara lignin dan natrium bisulfit sebagai bahan penyulfonasi sangat berpengaruh terhadap perolehan konversi. Persamaan reaksi orde dua berlaku sebagai berikut:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = -\frac{dC_B}{dt} = k\,C_A C_B \quad\ldots\ldots 1)$$

Jika konversi lignin = x_A, dan konsentrasi awal lignin dan konsentrasi awal natrium bisulfit , berturut-turut C_{A0} dan C_{B0}, dan M adalah C_{B0}/C_{A0}, maka :

$$(-r_A) = -\frac{dC_{A_0}(1-x_A)}{dt} = C_{A_0}\frac{dx_A}{dt} = kC_{A0}(1-x_A)(C_{B_0} - C_{A_0}x_A)$$

atau

$$(-r_A) = C_{A_0}\frac{dx_A}{dt} = kC_{A_0}^2(1-x_A)(M-x_A) \quad\ldots\ldots 2)$$

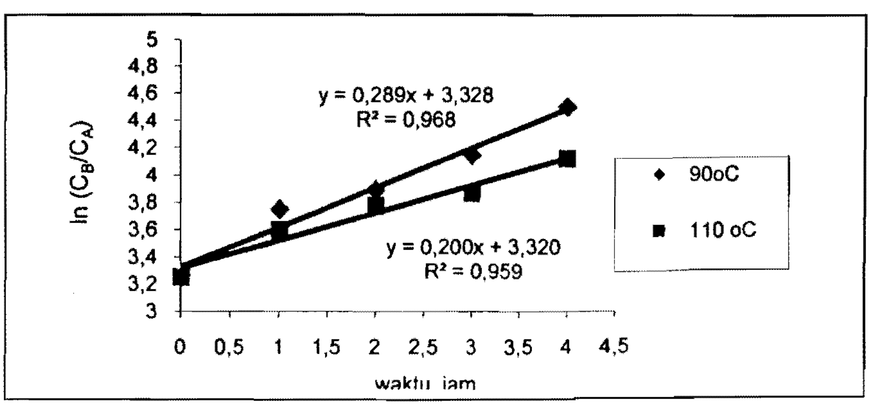
Setelah diintegralkan dan diubah kembali ke C_A dan C_B, diperoleh:

$$\ln\frac{M-x_A}{M(1-x_A)} = \ln\frac{C_B\,C_{A_0}}{C_{B_0}\,C_A} = \ln\frac{C_B}{M\,C_A} \quad\ldots\ldots 3)$$

Substitusi persamaan 2) dan 3) diperoleh:

$$\ln\frac{C_B}{C_A} = (C_{B_0} - C_{A_0})\,k\,t + \ln M \quad\ldots\ldots 4)$$

Konsentrasi natrium bisulfit mula-mula (C_{B0}) yaitu 3 gram dalam 150 liter air atau 19,2308x10^{-5} mol/liter, konsentrasi lignin mula-mula (C_{A0}) yaitu 5 gram dalam 150 ml air atau 7,45045x10^{-6} mol/liter, serta nilai M yaitu (C_{B0}/C_{A0}) adalah 25,8115 dan ln M adalah 3,25. Hasil perhitungn lignin bereaksi (C_A) dan natrium bisulfit bereaksi (C_B) pada setiap waktu (perhitungan konversi), menghasilkan masing-masing nilai C_A dan C_B .Selanjutnya dibuat grafik hubungan antara $\ln\frac{C_B}{C_A}$ terhadap waktu/lama reaksi (t). disajikan pada Gambar 3.



Gambar 3. Hubungan $\ln(C_B/C_A)$ terhadap lama reaksi, pada berbagai suhu

Dari grafik hubungan antara $\ln\frac{C_B}{C_A}$ terhadap waktu reaksi (t), diperoleh persamaan linier yang menunjukkan reaksi sulfonasi lignin menjadi NaLS merupakan orde 2, Nilai slope dicari dengan pengolahan data statistik dimana nilai slope adalah $(C_{B0}-C_{A0})k$ dan intersep dalah ln M, selanjutnya dapat dihitung nilai k dan R^2. Harga k untuk masing-masing suhu disajikan pada Tabel 1.

Tabel 1. Nilai slope , nilai k, dan R^2

Suhu, ^oC	slope $(C_{B0}-C_{A0})$ k	k ($mol^{-1}\ jam^{-1}$)	K ($mol^{-1}detik^{-1}$)	R^2, %
90	0,289	1563,368594	0,434	0,968
110	0,200	1081,915982	0,301	0,959

Sedangkan nilai k, dapat didefinisikan sebagai konstanta *Arrhenius* , yaitu :

$$k = Ae^{\frac{-E/R}{T}}$$

Jika diubah dalam bentuk ln, menjadi

$$\ln k = \ln A - \frac{E/R}{T}$$

Data diatas dapat digunakan untuk menghitung harga A dan E, dapat dilakukan dengan cara eliminasi, untuk setiap nilai k pada suhu 90 °C dan 110 °C, diperoleh:

- E/R :2558,89354

nilai A :1,35703832

Sehingga konstanta kecepatan reaksi (k) adalah:

$$k = 1{,}35703832\ e^{\frac{-2558{,}89354}{T}}$$

Validasi Model Kinetika Reaksi

Hubungan persamaan antara konsentrasi /massa lignin awal (C_{A0}), lignin yang bereaksi setiap waktu (C_A) dan konstanta kecepatan reaksi (k) yaitu:

$$\ln\frac{C_B}{C_A} = (C_{B_0} - C_{A_0})\,k\,t + \ln M \quad ,\text{dan}\quad k = 1{,}35703832e^{-2558{,}89354/T}$$

Dari persamaan tersebut dapat digunakan untuk melakukan validasi, lignin bereakai setiap waktu tertentu (C_A), dapat dihitung kembali sebagai berikut.

$$C_A = C_B/M \cdot e^{(C_{A_0} - C_{B_0})\,k\,t}$$

Dengan memasukkan harga C_{A0} = 7,45045x10^{-6} mol/ml, C_{B0} = 19,2308x10^{-5} mol/ml, pada suhu (t) optimum (90 ^oC) dimana $C_{B(90)}$ = 18,6928x10^{-5} mol/ml, harga M = 25,8115385, serta harga $k_{(90)}$, pada waktu t. Hasil validasi C_A sebagai berikut:

C_A mol/liter (data lab.)	Waktu, jam	C_B/M	$e^{(C_{A0}-C_{B0})kt}$	Validasi C_A mol/liter
2,97795x10^{-6}	t = 3 jam	7,27718E-06	0,420210291	3,05795E-06
2,07123x10^{-6}	t = 4 jam	7,24205E-06	0,300934128	2,17938E-06

Nilai lignin bereaksi (C_A) hasil perhitungan ternyata mendekati lignin bereaksi (C_A) dari data laboratorium, dengan demikian model kinetika reaksi, yaitu konstanta laju reaksi (k) dapat diterima. Selanjutnya model kinetika laju reaksi (k) dapat digunakan untuk menghitung massa lignin bereaksi

(C_A) pada berbagai kapasitas produksi NaLS (*scale up*). Simulasi pada berbagai kapasitas produksi NaLS digunakan untuk menentukan kapasitas NaLS optimum.

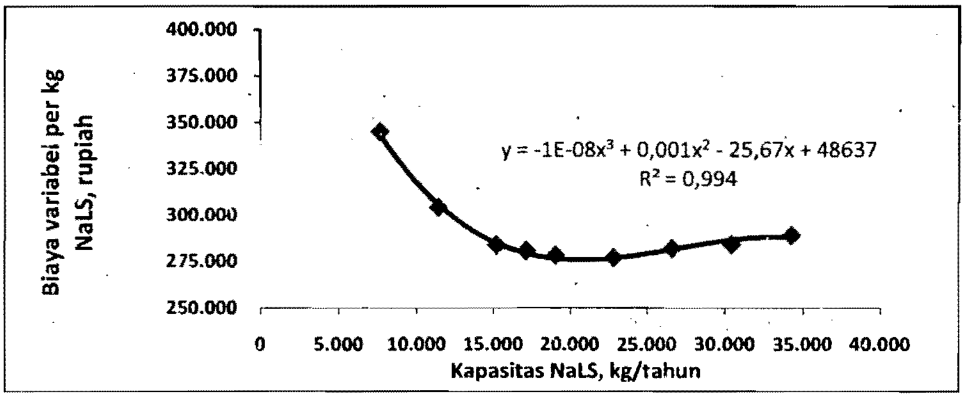
Optimasi Kapasitas Produksi NaLS

Perhitungan simulasi baik bahan baku, maupun produk dimaksudkan untuk mendapatkan kapasitas optimum dengan biaya total minimum. Hasil simulasi biaya operasi (*variabel cost*) dan biaya tetap (*fix cost*) pada berbagai kapasitas disajikan pada Tabel 2.

Tabel 2. Kapasitas produksi NaLS dan biaya variabel per unit produksi NaLS pada berbagai kapasitas

Kapasitas Bahan baku lindi liter/tahun	Kapasitas Produk NaLS kg/tahun	Biaya tetap (*Fix cost*) (Rp)	Biaya variabel (*Variabel cost*) (Rp)	Biaya variabel Per kg NaLS (Rp)
300.000	7.593,50	2 593 011 921,-	2 621 879 531,-	345 280,-
450.000	11.390,25	2 593 011 921,-	3 466 931 056,-	304 377,-
600.000	15.187,00	2 593 011 921,-	4 302 137 901,-	283 278,-
675.000	17.085,37	2 593 011 921,-	4 796 532 609,-	280 739,-
750.000	18.983,75	2 593 011 921,-	5 290 297 979,-	278 675,-
900.000	22.780,50	2 593 011 921,-	6 309 267 800,-	276 959,-
1.050.000	26.577,25	2 593 011 921,-	7 499 656 740,-	282 183,-
1.200.000	30.373,99	2 593 011 921,-	8 629 517 035,-	284 109,-
1.350.000	34.170,74	2 593 011 921,-	9 881 450 370,-	289 179,-

Selanjutnya dibuat grafik hubungan biaya variabel dan kapasitas, seperti disajikan pada Gambar 4



Gambar 4. Hubungan biaya variabel per kilogram NaLS terhadap kapasitas produksi NaLS per tahun

Biaya tetap /*fix cost* per unit produksi adalah :

$$F_C = 2.593.011.921/P$$

Jadi model untuk biaya total per unit produksi adalah :

$$t_C = 48.637 - 25{,}67\,P + 0{,}001\ P^2 - 1E\text{-}8\,P^3 + \frac{2.593.011.921}{P}$$

Keterangan :

t_C = biaya total per kilogram produk NaLS

P = kapasitas Produksi NaLS per tahun

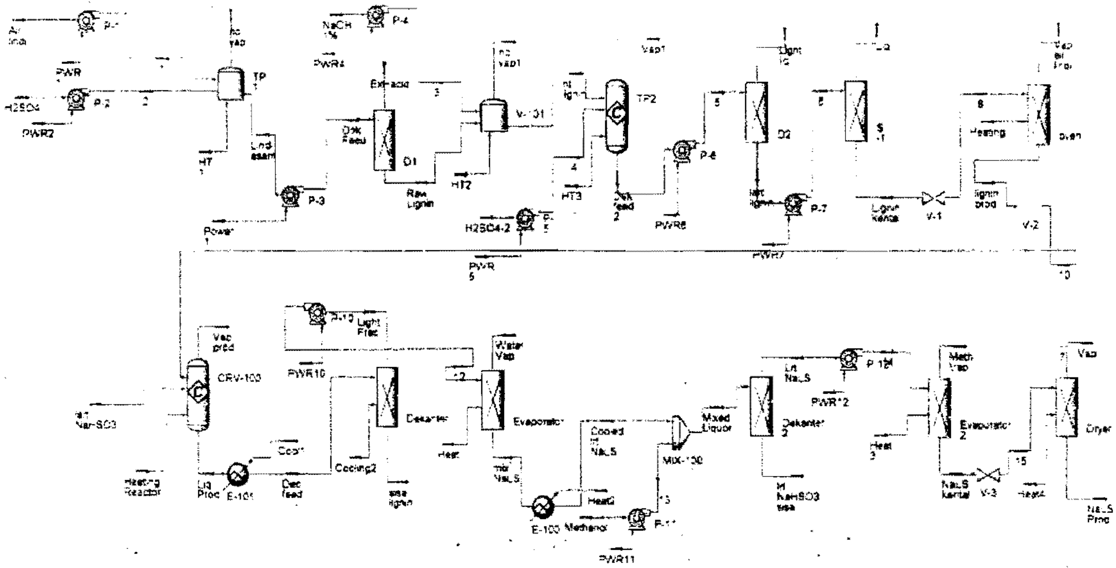
Dengan penyelesaian secara analitis, yaitu metode dimana nilai optimum kapasitas (P) didapatkan pada titik dimana ($\partial t_C/\partial P$) memberikan nilai nol.

$$\frac{\partial t_C}{\partial P} = -25{,}67 + 0{,}002\ P - 3.10^{-8}\ P^2 - \frac{2.593.011921}{P^2} = 0$$

Didapat nilai kapasitas produksi NaLS optimum adalah 23.525 kg/tahun atau NaLS, atau dengan bahan baku lindi sebesar 3.720 kg/hari menghasikan 78,41 kg NaLS/hari.

Integrasi *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD)

Data yang diperoleh dari penelitian laboratorium yaitu kondisi operasi optimum yaitu suhu optimum 90°C, konversi lignin menjadi NaLS (72,2 %), neraca massa dan kapasitas produksi optimum 78,41 kg NaLS/hari, model kinetika reaksi k= 1,35703832 e $^{-2558,89354/T}$ mol^{-1} jam^{-1}, selanjutnya diintegrasikan dalam *process engineering flow diagram* (PEFD). PEFD proses sulfonasi lignin menjadi NaLS dan distribusi aliran energi dan aliran massa disetiap alat (aliran proses) disajikan dalam Gambar 5, Tabel3 dan Tabel 4



Gambar 5. Diagram alir proses sulfonasi lignin menjadi NaLS, kapasitas 78,04 kg/hari

Tabel . Aliran energi (program Hysys)

Alat	Energi, kJ/hr	Daya, kW	Alat	Energi, kJ/hr	Daya, kW
Pompa 1 (P-1)	583,10	1,6200	Heat Transfer 1 (HT-1) pada Tangki P engasaman 1 (TP-1)	1.141.000	317,00
Pompa 2 (P-2)	7,50	0,0208	Heat Transfer 2 (HT-2) pada tangki pelarutan (V)	3.195.000	887,60
Pompa 3 (P-3)	2173	6,0360	Heat Transfer 3 (HT-3) pada tangki pengasaman 2 (TP-2)	493.200	137,00
Pompa 4 (P-4)	22,95	0,0064	Pemanas pada oven lignin (Heating)	3.948	1,097
Pompa 5 (P-5)	3,064	0,0085	Pemanas reaktor (Heating reactor)	492.400	1368,00
Pompa 6 (P-6)	2025,00	5,6740	Pendingin reaktor (Cool 1)	185.200	51,44
Pompa 7 (P-7)	1775,00	4,9290	Pendingin dekanter (cooling 2)	4.578.000	1274,00
Pompa10 (P-10)	30,91	0,0859	Pemanas evaporator 1 (Heat)	1.632.000	731,10
Pompa 11 (P-11)	6,79	0,0189	Pendingin hasil evaporator (heat 2)	227.200	63,12
Pompa 12 (P-12)	16,34	0,0454	Pemanas evaporator 2 (Heat 3)	1.084.000	579,00
			Pemanas dryer, produk NaLS (Heat 4)	165.900	46,09
Jumlah	**6.643,65**	**18,4448**	**Jumlah**	**13.197.848**	**5.455,45**

Tabel 4. Aliran massa (program Hysys)

		Air lindi	1	H_2SO_4	2	no vap	Lindi asam	Dek Feed	Ex+acid	Raw Lignin	NaOH 1 %	3	no vapl
Temperature	C	30.00	30.36	30.00	102.5	30.00	30.00	31.41	115.2	30.00	30.00	30.00	30.00
Pressure	atm	1.00	1.10	1.00	1.10	1.10	1.10	1.50	1.50	1.50	1.00	1.10	1.10
Mass flow	kg/hr	3720	3720	486.1	486.1	0	4206	4206	2873	1333	1310	1310	0
Comp Mass Flow (H_2O)	kg/hr	3516.89	3516.9	388.86	388.86	0	3905.7	3905.75	2655.91	1249.84	1296.9	1296.9	0
Comp Mass Flow (lignin*)	kg/hr	69.40	69.40	0	0	0	69.40	69.40	40.00	69.40	0	0	0
Comp Mass Flow ($NaHSO_3$)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (NaLS)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (Methanol)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (Ekstraktif*)	kg/hr	133.49	133.49	0	0	0	133.49	133.49	120.14	13.349	0	0	0
Comp Mass Flow (H_2SO_4)	kg/hr	0	0	0	97.216	0	97.216	97.216	97.1188	0.0972	0	0	0
Comp Mass Flow (NaOH)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	13.09	13.09	0
Comp Mass Flow (Na_2SO_4)	hg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
		nt lignin	H_2SO_4 2	4	Vap 1	Dek feed 2	5	Light liq	Lart lignin	6	liq	Lignin kental	8
Temperature	C	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	31.78	111.9	31.27	30.00
Pressure	atm	1.10	1.00	1.00	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.50	1.50	1.50	0.1238
Mass flow	kg/hr	2643	198.6	198.6	0	2841	2841	1121	1721	1721	1626	94.04	94.04
Comp Mass Flow (H_2O)	kg/hr	2546.75	158.85	158.85	0	2708.5	2708.5	1083.42	1625.13	1625.13	1592.62	32.502	32.502
Comp Mass Flow (lignin*)	kg/hr	69.400	0	0	0	69.400	69.400	8.328	61.072	61.072	-	61.072	61.072
Comp Mass Flow ($NaHSO_3$)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-	-	-
Comp Mass Flow (NaLS)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-	-	-
Comp Mass Flow (Methanol)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-	-	-
Comp Mass Flow (Ekstraktif*)	kg/hr	13.3490	0	0	0	13.349	13.349	4.005	9.34	9.34	8.88	0.48	0.48
Comp Mass Flow (H_2SO_4)	kg/hr	0.0931	39.712	39.712	0	23.756	23.756	11.8780	11.8780	11.8780	11.878	-	-
Comp Mass Flow (NaOH)	kg/hr	13.0931	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-	-
Comp Mass Flow (Na_2SO_4)	kg/hr	0	0	0	0	26.19	26.19	13.10	13.10	13.10	13.10	-	-
		Vap air lindi	lignin prod	10	Lart $NaHSO_3$	Vap prod	Liq Prod	Dec feed	Sisa lignin	Light frac	12	Water Vap	Mix NaLS
Temperature	C	50.00	50.00	50.11	30.00	90.00	90.00	40.00	40.00	40.00	40.00	102.5	97.62
Pressure	atm	0.124	0.124	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.10	1.10
Mass flow	kg/hr	29.25	64.79	64.79	1950	0	2015	2015	17.57	1997	1997	975.6	1040
Comp Mass Flow (H_2O)	kg/hr	29.252	3.250	3.250	1912.0	0	1915.2	1915.2	0	1915.2	1915.2	957.62	957.62
Comp Mass Flow (lignin*)	kg/hr	0	61.072	61.072	0	0	17.10	17.10	17.10	0	0	0	0
Comp Mass Flow ($NaHSO_3$)	kg/hr	0	0	0	38.260	0	7.65	7.65	0	7.65	7.65	0	7.65
Comp Mass Flow (NaLS)	kg/hr	0	0	0	- 0	0	74.577	74.577	0	74.577	74.577	0	74.577
Comp Mass Flow (Methanol)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (Ekstraktif*)	kg/hr	0	0.467	0.467	0	0	0.467	0.467	0.467	0	0	0	0
Comp Mass Flow (H_2SO_4)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (NaOH)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (Na_2SO_4)	hg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
		Cooled lrt NaLS	Methanol	13	Mixed Liquor	Lrt $NaHSO_3$ sisa	Lrt NaLS	14	Meth Vap	NaLS kental	15	Vap	NaLS Prod
Temperature	C	40.00	30.00	30.00	57,17	87.66	40	40	100.6	95.00	49.90	50.00	50.00
Pressure	atm	1.00	1.00	1.10	1.00	1.00	1.00	1.10	1.10	1.10	0.124	0.124	0.124
Mass flow	kg/hr	1040	308.0	308.0	1348	322.4	1025	1025	874.3	151.2	151.2	72.78	78.41
Comp Mass Flow (H_2O)	kg/hr	957.62	0	0	957.62	191.52	766.10	766.10	669.49	76.61	76.61	72.78	3.83
Comp Mass Flow (lignin*)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow ($NaHSO_3$)	kg/hr	7.655	0	0	7.655	7.655	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (NaLS)	kg/hr	74.577	0	0	74.577	0	74.577	74.577	0	74.577	74.577	0	74.577
Comp Mass Flow (Methanol)	kg/hr	0	308.0	308.0	308.0	123.20	184.80	184.80	184.80	0	0	0	0
Comp Mass Flow (Ekstraktif*)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (H_2SO_4)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (NaOH)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mass Flow (Na_2SO_4)	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

KESIMPULAN

1. Reaksi sulfonasi lignin menjadi lignosulfonat merupakan reaksi orde 2, dengan konstanta laju reaksi (k) adalah 1,35703832 $e^{-2558,89354/T}$ mol^{-1} jam^{-1}.
2. Model persamaan matematik biaya total sebagai fungsi kapasitas adalah :
$$t_C = 48.137 - 25{,}67\ P + 0{,}001\ P^2 - 10^{-8}\ P^3 + \frac{2.593.011.921}{P}$$
Kapasitas produksi optimum adalah 23.525 kg/tahun atau 78,04 kg/hari produk NaLS.
3. Integrasi dalam *process engineering flow diagram* (PEFD) merupakan gambaran riil proses sulfonasi lignin menjadi surfaktan natrium lignosulfonat (NaLS) yang melibatkan rangkaian peralatan, satuan aliran massa dan energi, serta kondisi operasi dan sifat-sifat bahan (*properties*) di setiap alat (tahapan proses).

DAFTAR PUSTAKA.

Danial A. 2006. Merancang Pabrik dengan Hysys. Belajar Cepat Chemcad 5.2. http://www.ilmucomputer.com.

Fengel D. and Wegener G. 1985. Kayu: Kimia, Ultra struktur, Reaksi-reaksi. Penerjemah Sastrohamidjoyo H. Gajah Mada University Press. Yogyakarta

Filder FJ. 2001. Commercial Consideration and Markets for Naturally Derived Biodegradable Surfactant. Inform 12 (12) : 1161 – 1164

Gurgulak JD., Lebo SE. 2000. Commercial Use of Lignin-based Materials . In: Glasser, W.G. Northey, RA., Schultz, TP. (Eds.), Lignin : Historical, Biological, and Materials Perspectives. Washington : Oxford University

Ismiyati. 2007. Optimasi Kondisi Operasi Proses Sulfonasi Lignin Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) Menjadi Natrium Lignosulfonat (NaLS) Menggunakan Metode Permukaan Respon/ *Response Surface Method* (RSM).

Ismiyati. 2008. Pembuatan Surfaktan Natrium Lignosulfonat (NaLS) Berbahan Dasar Lignin Isolat Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS), Identifikasi, serta Uji Kinerja sebagai Bahan Pendispersi. Jurnal Teknologi Industri Pertanian.

Levenspiel O. 1972. Chemical Reaction Engineering. 2[nd] ed. John Wiley & Sons, Inc., New York

Peters MS., Timmerhouse KD. 2000. Plant Design And Economics For Chemical Engineerings. Mc. Graw Hill International Editions. 3[ed] . Singapore

Rehm HJ., Reed G.1990. Biotechnology. Volume 2. VCH

Rosen MJ., Dahanayake M. 2000. " Industrial Utilization of Surfactant" . Prinsiple and Practice. Illinois : AOCS Press, Champaign