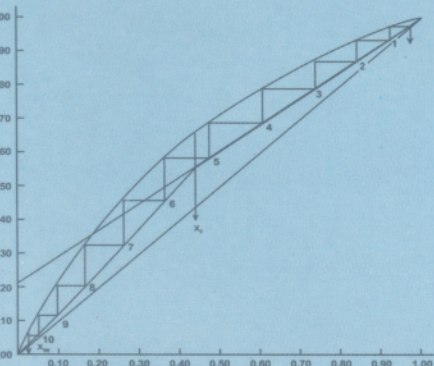


PHẠM HÙNG VIỆT

BÀI TẬP

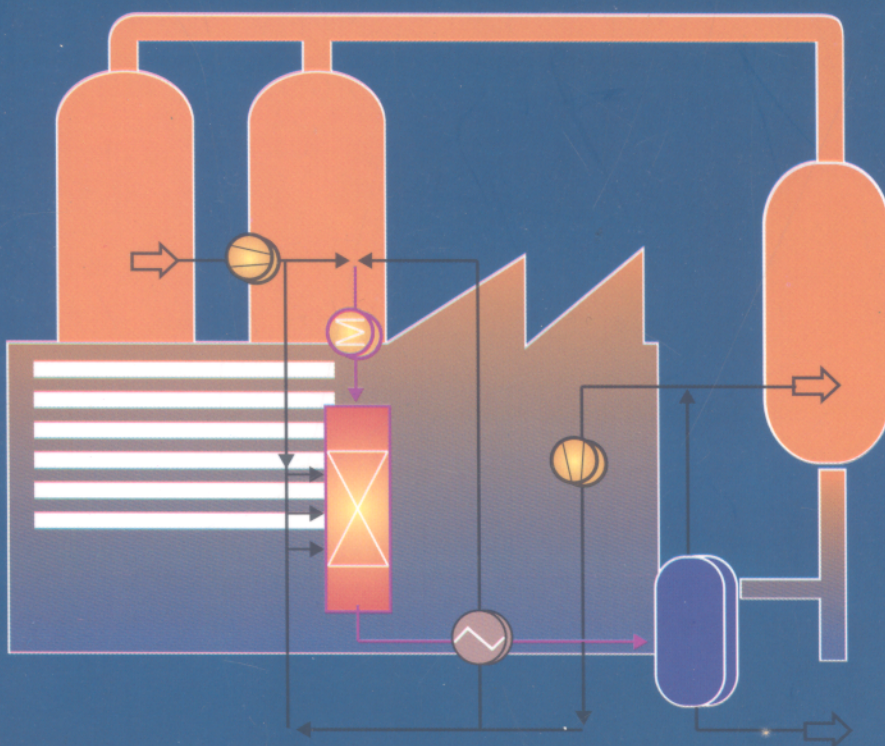
EBOOKBKMT.COM
Tài liệu kỹ thuật miễn phí



HÓA KỸ THUẬT

TẬP 2

LỜI GIẢI CHI TIẾT



PHẠM HÙNG VIỆT

EBOOKBKMT.COM

Tài liệu kỹ thuật miễn phí

BÀI TẬP HÓA KỸ THUẬT

TẬP 2
LỜI GIẢI CHI TIẾT



**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI**

LỜI NÓI ĐẦU

Như đã nêu ở cuốn Bài tập Hóa Kỹ thuật tập 1, môn học Hóa Kỹ thuật đã được đưa vào giảng dạy hơn 20 năm qua tại Khoa Hóa học, Trường Đại học Khoa học Tự nhiên, Đại học Quốc gia Hà Nội. Tài liệu "Bài tập Hóa Kỹ thuật" đầu tiên được xuất bản trên cơ sở tham khảo cuốn sách "Aufgaben zur technischen Chemie" (Kripylo.P et al.) do các tác giả Nguyễn Xuân Dũng, Phạm Nguyên Chương, Nguyễn Bích Hà, Phạm Hùng Việt và Nguyễn Phương Tùng biên soạn năm 1978. Sau thời gian giảng dạy hơn 10 năm, được sự đóng góp ý kiến của các bạn đồng nghiệp, sinh viên, đồng thời khai thác thêm những thông tin cập nhật từ nhiều cuốn sách và giáo trình về Hóa Kỹ thuật được giảng dạy trong các trường đại học danh tiếng ở Mỹ, Anh, Đức và Thụy Sĩ, tác giả đã tập hợp và đề xuất các dạng bài tập đặc trưng cho những phương pháp khác nhau thường được áp dụng trong kỹ thuật tách chất và kỹ thuật tiến hành phản ứng hóa học để xây dựng cuốn "Bài tập Hóa Kỹ thuật" mới.

Giáo trình "Bài tập Hóa kỹ thuật" tập 2 xuất bản lần này là phần lời giải chi tiết của các bài tập đã nêu trong tập 1 và cũng được chia làm hai phần chính: kỹ thuật tách chất và kỹ thuật tiến hành phản ứng hóa học.

- Phần "Bài tập kỹ thuật tách chất" bao gồm 4 chương: chưng cất, hấp thụ, chiết lỏng - lỏng, lọc kỹ thuật.
- Phần "Bài tập kỹ thuật tiến hành phản ứng hóa học" bao gồm 6 chương: động học của phản ứng đồng thể, thiết bị phản ứng lý tưởng đơn giản, thiết bị phản ứng có thể tích thay đổi, hệ thống các thiết bị phản ứng, thiết bị phản ứng quay vòng và phản ứng tự xúc tác, bài toán tối ưu hóa.

Hy vọng rằng cuốn sách này sẽ là một tài liệu hữu ích cho các sinh viên ngành Hóa, đồng thời có thể hỗ trợ cho các cán bộ giảng dạy trong các giờ chữa bài tập và xemina. Một số phần của cuốn sách cũng có thể được sử dụng làm tài liệu tham khảo cho học viên cao học và các sinh viên ngành Công nghệ Hóa học. Phần bài giải chi tiết các bài tập đã ra trong quyển 1 cuốn "Bài tập Hóa Kỹ thuật" được biên soạn chủ yếu phục vụ cho các giáo viên giảng dạy môn học này trong phần chữa bài tập và làm tài liệu tham khảo cho việc chuẩn bị các đề thi và đáp án tốt với môn học. Các sinh viên có thể sử dụng tài liệu này để kiểm tra cách giải bài tập và rút kinh nghiệm cho bản thân trong quá trình tiếp cận môn học.

Tác giả bày tỏ lòng biết ơn về sự cộng tác và đóng góp ý kiến của các anh chị và các bạn đồng nghiệp thuộc Bộ môn Công nghệ Hóa học, Khoa Hóa học, Trường Đại học Khoa học Tự nhiên đã cùng giảng dạy, chia sẻ kinh nghiệm trong quá trình biên soạn giáo trình này. Tác giả xin chân thành cảm ơn các cộng tác viên Dương Hồng Anh, Lê Thị Thảo và Nguyễn Thị Ánh Hương đã đóng vai trò trợ lý giảng dạy, chữa bài cho sinh viên hoặc giúp đỡ khai thác các bài tập mới, giải bài tập theo nhiều cách khác nhau cũng như giúp đỡ rất hiệu quả trong việc chế bản cuốn bài tập này.

Nội dung của cuốn sách chắc chưa thể đáp ứng được hết nhu cầu tìm hiểu các dạng bài tập Hóa Kỹ thuật cũng như không tránh khỏi các sai sót trong chế bản, tác giả rất mong nhận được ý kiến đóng góp của các anh chị, các bạn đồng nghiệp và các lớp sinh viên để có thể tiếp tục hoàn chỉnh, nâng cao chất lượng của giáo trình và phục vụ bạn đọc được tốt hơn.

Tác giả

EBOOKBKMT.COM
Tài liệu kỹ thuật miễn phí

MỤC LỤC

	Trang
Lời nói đầu	3
 PHẦN I: KỸ THUẬT TÁCH CHẤT	
Chương 1: PHƯƠNG PHÁP CHUNG CẤT	
Bài 1.1	11
Bài 1.2	12
Bài 1.3	13
Bài 1.4	14
Bài 1.5	16
Bài 1.6	18
Bài 1.7	19
Bài 1.8	20
Bài 1.9	21
Bài 1.10	22
Bài 1.11	23
Bài 1.12	25
Bài 1.13	26
Bài 1.14	29
Bài 1.15	30
Bài 1.16	32
Bài 1.17	35
Bài 1.18	36
Bài 1.19	37
Bài 1.20	39
Chương 2: PHƯƠNG PHÁP HẤP THỤ	
Bài 2.1	41
Bài 2.2	42
Bài 2.3	44
Bài 2.4	45
Bài 2.5	46
Bài 2.6	48
Bài 2.7	49
Bài 2.8	51

Chương 3: PHƯƠNG PHÁP CHIẾT LỎNG-LỎNG

Bài 3.1	53
Bài 3.2	54
Bài 3.3	56
Bài 3.4	57
Bài 3.5	58
Bài 3.6	59
Bài 3.7	60
Bài 3.8	61
Bài 3.9	61
Bài 3.10	62

Chương 4: TÁCH CHẤT BẰNG PHƯƠNG PHÁP LỌC

Bài 4.1	65
Bài 4.2	66
Bài 4.3	68
Bài 4.4	69
Bài 4.5	70
Bài 4.6	71
Bài 4.7	72
Bài 4.8	74
Bài 4.9	76
Bài 4.10	77
Bài 4.11	79
Bài 3.12	80
Bài 4.13	82

PHẦN II: KỸ THUẬT TIẾN HÀNH PHẢN ỨNG HÓA HỌC**Chương 5: ĐỘNG HỌC CỦA PHẢN ỨNG ĐỒNG THỂ**

Bài 5.1	87
Bài 5.2	87
Bài 5.3	87
Bài 5.4	87
Bài 5.5	88
Bài 5.6	88
Bài 5.7	89
Bài 5.8	91
Bài 5.9	91
Bài 5.10	91
Bài 5.11	94
Bài 5.12	95
Bài 5.13	95
Bài 5.14	96
Bài 5.15	97
Bài 5.16	98

Chương 6: CÁC THIẾT BỊ PHẢN ỨNG LÝ TƯỜNG ĐƠN GIẢN

Bài 6.1	101
Bài 6.2	102
Bài 6.3	104
Bài 6.4	104
Bài 6.5	105
Bài 6.6	105
Bài 6.7	108
Bài 6.8	108

Chương 7: THIẾT BỊ PHẢN ỨNG CÓ THỂ TÍCH THAY ĐỔI

Bài 7.1	111
Bài 7.2	112
Bài 7.3	114
Bài 7.4	116
Bài 7.5	118
Bài 7.6	119
Bài 7.7	120
Bài 7.8	121
Bài 7.9	123
Bài 7.10	124
Bài 7.11	125
Bài 7.12	126
Bài 7.13	128
Bài 7.14	129

Chương 8: HỆ THỐNG CÁC THIẾT BỊ PHẢN ỨNG

Bài 8.1	133
Bài 8.2	134
Bài 8.3	135
Bài 8.4	136
Bài 8.5	137
Bài 8.6	139
Bài 8.7	140
Bài 8.8	141
Bài 8.9	142
Bài 8.10	143

Chương 9: THIẾT BỊ PHẢN ỨNG QUAY VÒNG VÀ PHẢN ỨNG TỰ XÚC TÁC

Bài 9.1	145
Bài 9.2	145
Bài 9.3	146

Chương 10: BÀI TOÁN TỐI ƯU HÓA

Bài 10.1	149
Bài 10.2	152
Bài 10.3	153
Bài 10.4	155
Bài 10.5	156

PHẦN I

KỸ THUẬT TÁCH CHẤT

CHƯƠNG 1

PHƯƠNG PHÁP CHUNG CẤT

Bài 1.1

Từ các dữ kiện đã cho lập được bảng sau:

Cấu tử	Thành phần nguyên liệu	Thành phần đỉnh tháp	Thành phần đáy tháp
A	0,3	0,9	0,05
B	0,3	0,1	-
C	0,3	-	-
D	0,1	-	-

Sử dụng phương trình Underwood - Fenske để tìm số đĩa lý thuyết cực tiểu n_{\min} và tỉ số hồi lưu cực tiểu v_{\min} . Đối với hệ đa cấu tử, số đĩa lý thuyết cực tiểu được tìm bằng cách sử dụng hai cấu tử chính trong hỗn hợp đó để làm thành hệ hai cấu tử và độ bay hơi tương đối giữa hai cấu tử này để tìm tỉ số hồi lưu cực tiểu v_{\min} .

$$v_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\left(\frac{x_D}{x_E} \right) - \alpha \frac{(1 - x_D)}{(1 - x_E)} \right]$$

$$v_{\min} = \frac{1}{2 - 1} \left[\left(\frac{0,9}{0,3} \right) - 2 \frac{(1 - 0,9)}{(1 - 0,3)} \right]$$

$$v_{\min} = 2,71$$

Bài 1.2

Từ phương trình đường làm việc trên:

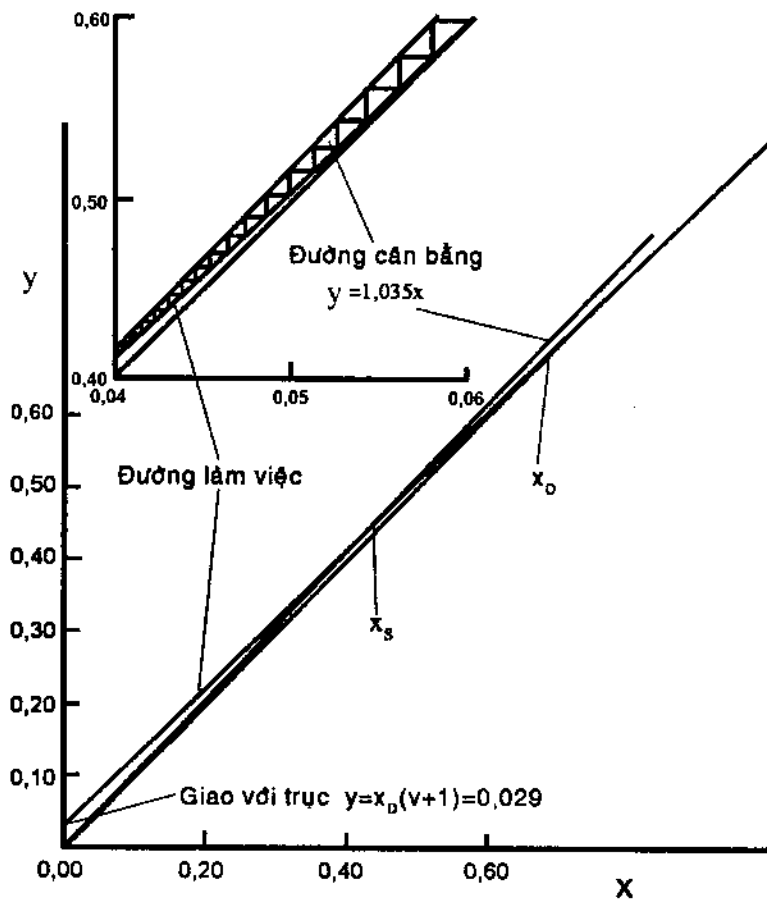
$$y = \frac{v}{v+1}x + \frac{1}{v+1}x_D$$

Trong bài toán này, đường cân bằng nằm ngoài khoảng $x=0,4$ đến $x=0,6$ tuân theo quy luật $y = 1,035x$. Giao điểm của đường làm việc và trục y được xác định trong hình 1.1.

Như vậy, đường làm việc được vẽ qua các điểm $(0,60; 0,60)$ và $(0; 0,29)$

Bằng việc đếm số đĩa lý thuyết theo phương pháp McCabe-Thiele xác định được cột này có 18 đĩa lý thuyết.

$$y_{v\min} = \frac{x_D}{v+1} = 0,029$$



Hình 1.1

Bài 1.3

Theo dữ kiện của bài cho ta biết được trong 100 kmol nguyên liệu đưa vào cột chưng cất sẽ có 16 kmol ancol và 25% tức là 4 kmol lượng ancol sẽ đi ra theo dòng phụ. Mặt khác, số phần mol của ancol trong dòng phụ là 0,5 nên trong 100 kmol nguyên liệu thì sẽ có 8 kmol đi ra ở dòng phụ.

Phương trình cân bằng vật chất được viết như sau:

$$F = D + W + S$$

Thay số:

$$100 = D + W + 8$$

$$92 = D + W$$

Phương trình cân bằng vật chất viết cho ancol:

$$100 \times 0,16 = 0,77D + 0,02W + 4$$

$$12 = 0,77D + 0,02W$$

Từ các phương trình trên suy ra:

Số kmol sản phẩm đầu cột trong 100 kmol nguyên liệu là $D = 13,55$ và số kmol sản phẩm cuối cột là $W = 78,45$.

Trong phần cột từ vị trí dòng phụ đến đầu cột thì:

$$R = L_n/D = 2, \text{ vì vậy } L_n = 27,10$$

$$V_n = L_n + D, \text{ suy ra } V_n = 40,65$$

Trong phần cột từ vị trí nạp nguyên liệu đến vị trí dòng phụ thì:

$$V_s = V_n = 40,65$$

$$L_n = S + L_s$$

$$L_s = 27,10 - 8 = 19,10$$

Như vậy, trong phần đáy cột:

$$L_m = L_s + F = 19,10 + 100 = 119,10$$

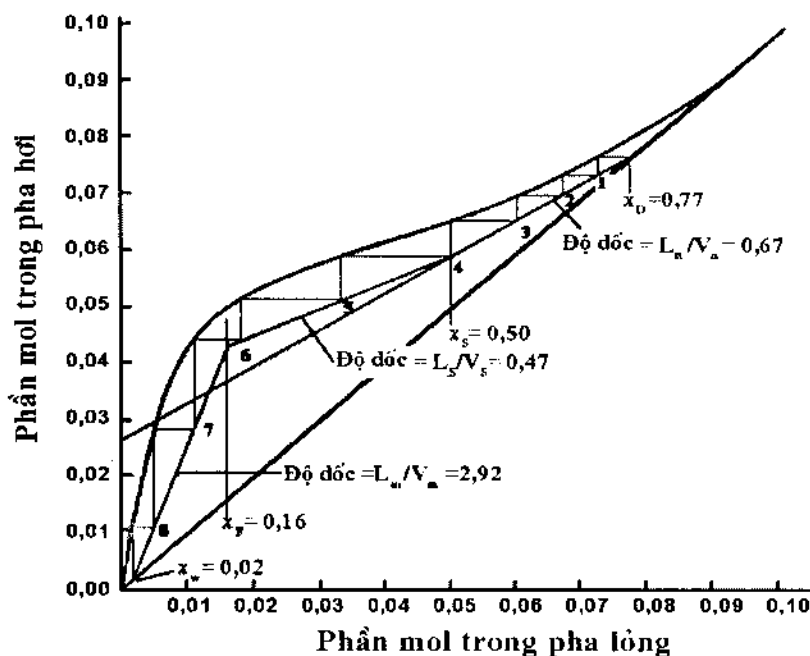
Nếu nguyên liệu được đưa vào tại nhiệt độ sôi của nó thì:

$$V_m = L_m - W = 119,10 - 78,45 = 40,65$$

Độ dốc của đường làm việc luôn là L/V như vậy độ dốc của mỗi phần trong cột chưng cất bây giờ đã có thể tính được. Phần đầu của đường làm việc đi qua điểm D (x_D, x_D) và nó có độ dốc là $27,10/40,65 = 0,67$ và độ dốc này được áp dụng cho đến khi $x_s = 0,5$ (hình 1.2). Bắt đầu từ điểm này cho đến vị trí nạp

nguyên liệu thì độ dốc của đường làm việc sẽ là $19,10/40,65 = 0,47$. Đường làm việc áp dụng cho phần đáy cột sẽ từ điểm nạp mẫu đến điểm có tọa độ (x_w, x_w) có độ dốc là $119,10/40,65 = 2,92$.

Như vậy, bằng phương pháp đồ thị như hình 1.2, ta xác định được số đĩa lý thuyết cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách trên là 8 và vị trí của dòng phụ là ở đĩa thứ 4.



Hình 1.2

Bài 1.4

Dữ liệu cho trong bài được lập thành bảng sau:

Cấu tử	T/p nguyên liệu	T/p đầu cột	T/p cuối cột	Độ bay hơi tương đối (α)
Phenol	0,35	0,952		1,26
<i>o</i> -cresol	0,15	0,0474		1,0
<i>m</i> -cresol	0,30	0,0006		0,7
xylên	0,20	-		

Sử dụng phương trình Fenske để tìm số đĩa lý thuyết cực tiểu, nói cách khác là tìm số đĩa lý thuyết khi dòng hồi lưu hoàn toàn.

$$n + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_D \left(\frac{x_B}{x_A} \right)_S \right]}{\log \alpha_{AB}}$$

Đối với hệ đa cấu tử, cấu tử A, B được xem như là các cấu tử nhẹ và nặng tương ứng. Định luật cân bằng vật chất được sử dụng để xác định thành phần sản phẩm đáy cột.

Giả sử lấy 100 kmol nguyên liệu:

$$E = D + S$$

$$Ex_E = Dx_D + Sx_S$$

Hay:

$$100 = D + S$$

▪ phenol:

$$100 \times 0,35 = 0,952D + Sx_{Sp}$$

Nếu x_{Sp} được coi bằng 0 thì:

$$D = 36,8$$

$$S = 63,2$$

▪ o-cresol:

$$100 \times 0,15 = 0,0474 \times 36,8 + x_{So} \times 63,2$$

$$x_{So} = 0,21$$

▪ m-cresol:

$$100 \times 0,30 = 0,0006 \times 36,8 + x_{Sm} \times 63,2$$

$$x_{Sm} = 0,474$$

Như vậy $x_{Sx} = 0,316$

Khi thay số vào phương trình Fenske ta nhận được:

$$n + 1 = \frac{\log [(0,0474 / 0,0006)(0,474 / 0,21)]}{\log 1,43}$$

$$n = 13,5$$

Trong bài này thì nguyên liệu không được nạp vào cột ở nhiệt độ sôi của nó. Như vậy, chúng ta phải đi xác định độ dốc của đường q để tìm biết giao tuyến của nó với đường làm việc.

$$q = \frac{(\lambda + H_{is} - H_f)}{\lambda}$$

trong đó λ là nhiệt hoá hơi mol, H_{is} là entanpi của 1 kmol nhiên liệu ở nhiệt độ sôi của nó, H_f là entanpi của 1 kmol nhiên liệu.

Thành phần hỗn hợp nguyên liệu gồm 27,4% CS_2 và 72,6% CCl_4 tính theo khối lượng. Suy ra trọng lượng trung bình của nguyên liệu là:

$$\begin{aligned} &= (0,274 \times 76) + (0,726 \times 154) \\ &= 132,6 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Tại nhiệt độ 273 K:

$$\begin{aligned} H_f &= 1,7 \times 132,6 (290 - 273) = 3832 \text{ kJ/kmol} \\ H_{is} &= 1,7 \times 132,6 (336 - 273) = 14.200 \text{ kJ/kmol} \\ \lambda &= 25.900 \text{ kJ/kmol} \\ q &= (25.900 + 14.200 - 3832)/25.900 = 1,4 \end{aligned}$$

Giao tuyến của đường q và trục x được xác định theo phương trình sau:

$$\begin{aligned} y_q &= \frac{q}{q-1} x_q - \frac{x_f}{q-1} \\ \frac{x_f}{q} &= \frac{0,274}{1,4} = 0,196 \end{aligned}$$

Như vậy đường q được vẽ qua điểm (x_f, x_f) và $(0,196, 0)$ như trong hình 1.3. Với tỉ số hồi lưu là 3,16 thì đường làm việc trên được vẽ qua (x_d, x_d) và $(0, x_d/3,16)$. Đường làm việc dưới được vẽ qua giao điểm giữa đường làm việc trên với đường q và điểm (x_w, x_w) .

Số đĩa lý thuyết được xác định bằng phương pháp đồ thị bằng cách vẽ các đường bậc thang giữa đường cân bằng và đường làm việc. Số đĩa lý thuyết xác định được trong bài này là 9 đĩa. Vì hiệu suất của đĩa là 0,7 nên số đĩa thực tế sẽ là 13 đĩa.

Bài 1.6

a/ Đường cong cân bằng được biểu diễn trong hình 1.4. Nguyên liệu được đưa vào tại điểm sôi của nó. Đường q thẳng đứng, tỉ số hồi lưu cực tiểu tìm được từ bằng cách nối điểm $(x_D; x_D)$ với giao điểm của đường q với đường cong cân bằng. Đường này cắt trục y tại điểm 0,475.

$$0,475 = \frac{x_D}{R_m + 1}$$

$$R_m = 1,08$$

b/ Khi $R = 2R_m$

$$R = 2,16$$

$$R = L_n/D$$

Giả sử đưa một lượng nguyên liệu $E = 100$ kmol vào cột, phương trình cân bằng vật chất:

$$100 = D + W$$

$$100 \times 0,695 = 0,99D + 0,01W$$

Suy ra: $D = 69,9$ và $W = 30,1$

Mật khác $L_n = 2,16D = 151$ và $V_n = L_n + D = 221$

Khối lượng phân tử trung bình của nguyên liệu là:

$$(0,695 \times 100) + (0,305 \times 114) = 104,27 \text{ kg/k mol.}$$

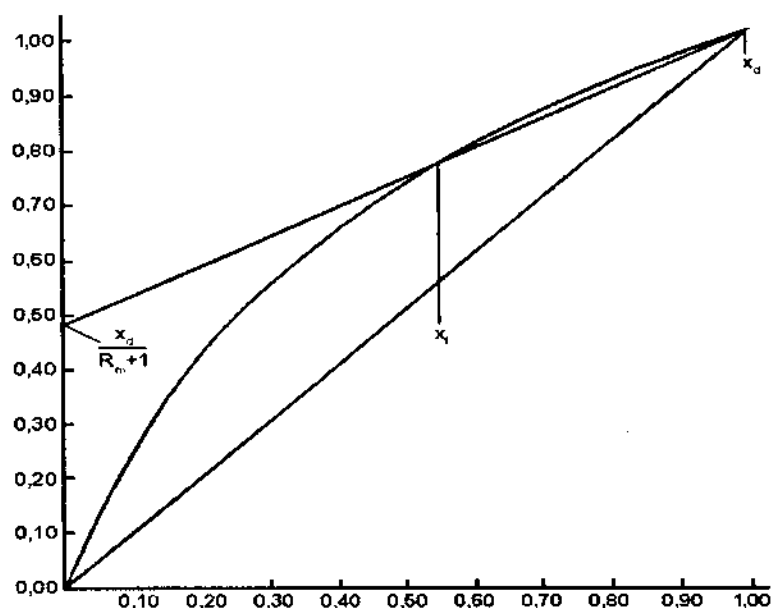
Tốc độ nạp liệu mol là $1,25/104,27 = 0,012 \text{ kmol/s}$

Tốc độ dòng hơi ở đầu cột là $(221/100) \times 0,012 = 0,028 \text{ k mol/s}$

Mật độ hơi ở đầu cột là $(1/22,4) (273/372) = 0,0328 \text{ k mol/m}^3$

Vì vậy tốc độ dòng hơi thể tích là $0,028/0,0328 = 0,853 \text{ m}^3/\text{s}$

Nếu tốc độ hơi là $0,6 \text{ m/s}$, đường kính của cột xác định được là $1,32 \text{ m}$.



Hình 1.4

Bài 1.7

Đường cong cân bằng được biểu diễn trong hình 1.5. Vì thành phần của các chất được tính theo khối lượng nên phải chuyển sang phần mol.

Phần mol benzen trong nguyên liệu $x_1 = 0,440$

Một cách tương tự, $x_d = 0,974$ và $x_w = 0,024$

a/ Phương trình cân bằng vật chất:

$$4,0 = D' + W'$$

$$4 \times 0,4 = 0,02W' + 0,97D'$$

Suy ra: $W' =$ tốc độ dòng khối lượng cuối cột $= 2,4 \text{ kg/s}$

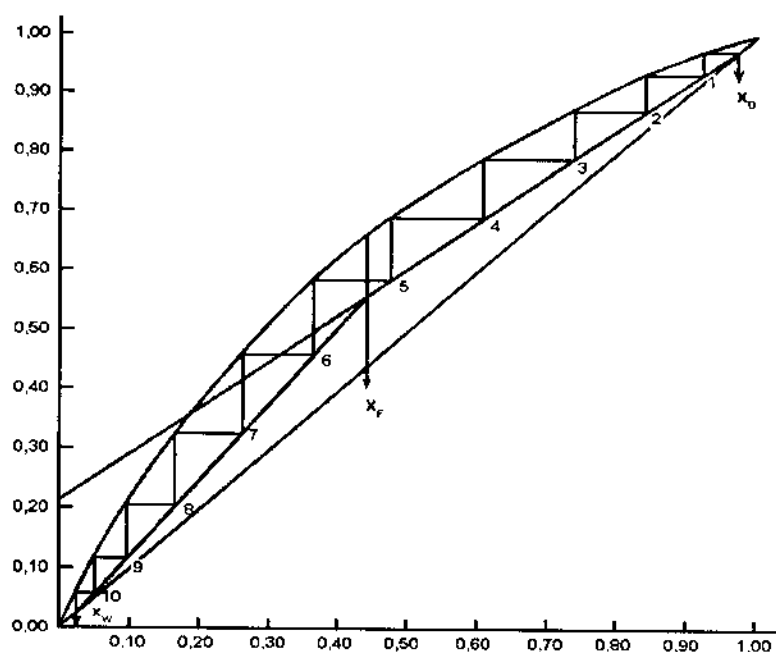
$D' =$ tốc độ dòng khối lượng đầu cột $= 1,6 \text{ kg/s}$

b/ Nếu $R = 3,5$ thì giao điểm của đường làm việc trên và trục y được xác định từ phương trình:

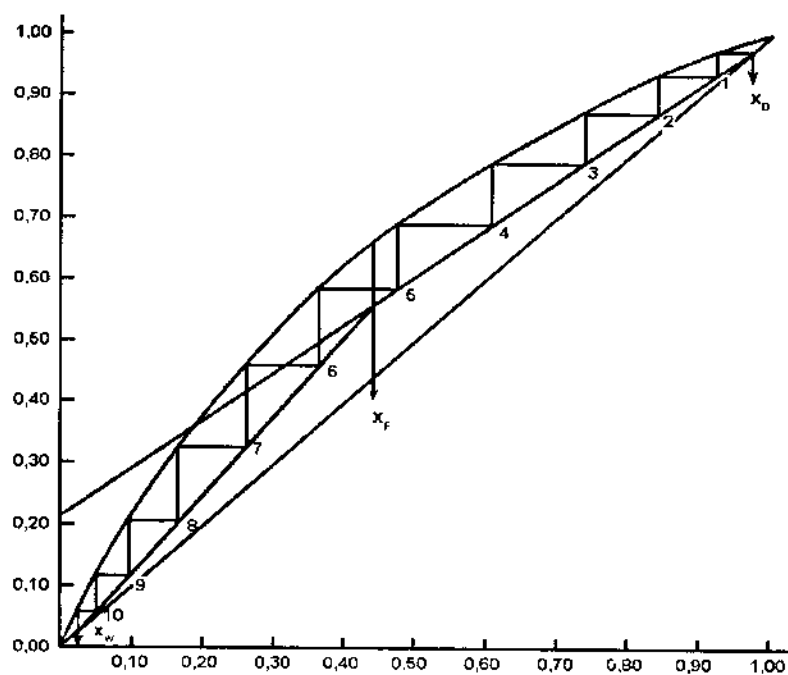
$$x_d/(R + 1) = 0,974/4,5 = 0,216$$

Từ hình vẽ xác định được 10 đĩa lý thuyết.

c/ Nếu độ hiệu dụng của đĩa lý thuyết là 60% thì số đĩa thực tế là $10/0,6 = 16,7$ hay 17 đĩa thực.



Hình 1.5

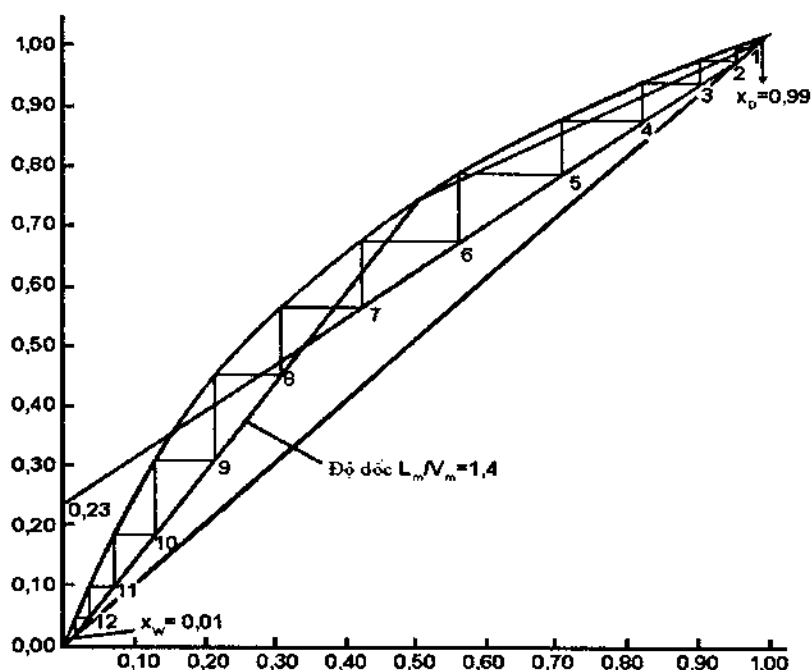
Bài 1.8

Hình 1.6

Tương tự như bài tập trên, từ hình 1.6 ta xác định được số đĩa lý thuyết cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách đề ra là 10 đĩa. Hiệu suất làm việc của đĩa là 60% nên số đĩa lý thuyết thực tế là 17 và nguyên liệu cần được nạp vào ở đĩa thứ năm.

Bài 1.9

Đường cong cân bằng được vẽ trong hình 1.7. Bài toán này không cho biết thành phần của nguyên liệu. Vì vậy không xác định đường thẳng-q.



Hình 1.7

Tuy nhiên, ta vẫn có thể xác định được đường làm việc trên vì cả thành phần sản phẩm ở đầu cột và tỉ số hồi lưu đều đã biết. Giao điểm của đường làm việc trên và trục y được xác định như sau:

$$y = x_D/(v + 1) = 0,99/(3 + 1) = 0,248$$

Đường làm việc dưới đi qua điểm có tọa độ $(x_S; x_S)$ và có độ dốc là 1,4. Từ hình vẽ, theo phương pháp McCabe-Thiele ta đếm được 12 đĩa lý thuyết. Độ dốc nhỏ nhất của đường làm việc trên phải tương ứng với số bậc lý thuyết vô hạn. Dữ liệu đường cong cân bằng lỏng-hơi được cho trong bài 1.8.

Nếu như độ dốc của đường làm việc trên vẫn không đổi thì độ dốc của đường làm việc được xác định là $L_0/V_n = 0,51$.

Bài 1.10

Chuyển từ % khối lượng sang phân số mol ta nhận được $x_1 = 0,282$ và $x_d = 0,913$. Không có dữ kiện về thành phần sản phẩm đáy cột nên không thể áp dụng cân bằng vật chất. Phương trình đường làm việc trên như sau:

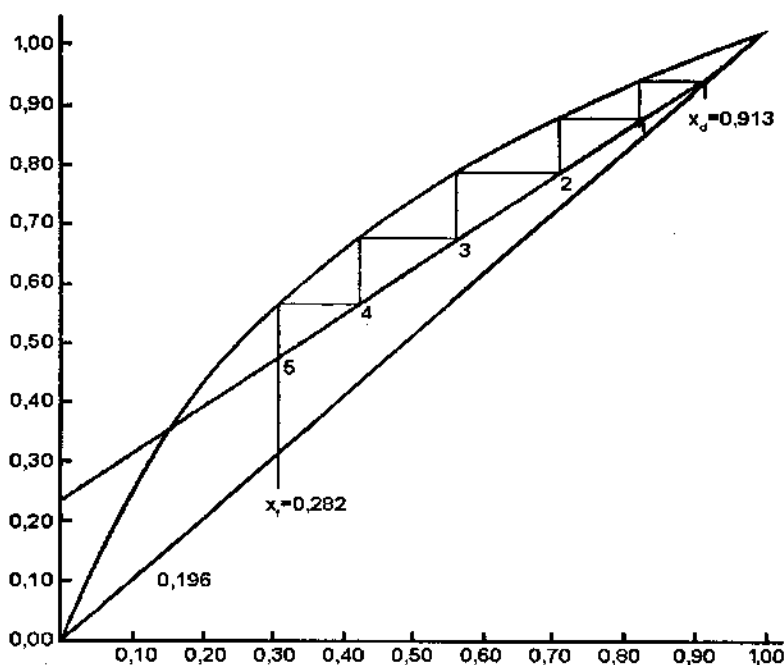
$$y_n = \frac{L_n}{V_n} x_{n+1} + \frac{D}{V_n} x_d$$

Như vậy L_n/V_n chính là độ dốc của đường làm việc trên. Đường làm việc trên đi qua (x_d, x_d) và $(0, x_d/(R + 1))$ và độ dốc của đường làm việc tính được là 0,78. Tỷ số hồi lưu bằng $L_n/D = 3,5$ nên ta có thể tính được D/V_n như sau:

$$\frac{D}{V_n} = \frac{D}{L_n} \times R = \frac{1}{3,5} \times 0,78 = 0,22$$

Suy ra:

$$\begin{aligned} y_n &= 0,78 x_{n+1} + 0,22 x_d \\ &= 0,78 x_{n+1} + 0,20 \end{aligned}$$



Hình 1.8

Thành phần của pha hơi rời đỉnh cột y_1 chính bằng thành phần sản phẩm đầu cột x_d khi tất cả hơi được ngưng tụ. Thành phần của pha lỏng ở đỉnh cột x_1 cân bằng với thành phần của pha hơi y_1 . Từ đường cong cân bằng lỏng hơi xác định được $x_1 = 0,805$.

Thành phần của pha hơi đi lên đĩa đỉnh cột được xác định từ phương trình đường làm việc trên như sau:

$$y_{1-1} = 0,78 \times 0,805 + 0,20 = 0,828$$

x_{1-1} nằm cân bằng với y_{1-1} và từ đường cong cân bằng lỏng hơi xác định được giá trị của x_{1-1} là 0,66.

Một cách tương tự,

$$y_{1-2} = 0,78 \times 0,66 + 0,20 = 0,715$$

$$x_{1-2} = 0,50 \text{ (xác định từ đường cong cân bằng lỏng-hơi)}$$

và

$$y_{1-3} = 0,78 \times 0,50 + 0,20 = 0,557$$

$$x_{1-3} = 0,335 \text{ (xác định từ đường cong cân bằng lỏng-hơi)}$$

Như vậy, thành phần pha lỏng ở đĩa thứ ba xác định được theo phương pháp Lewis-Sorel là 0,335.

Theo phương pháp McCabe-Thiele (hình 1.8) xác định được số đĩa lý thuyết cần thiết cho phân tinh chế là 5.

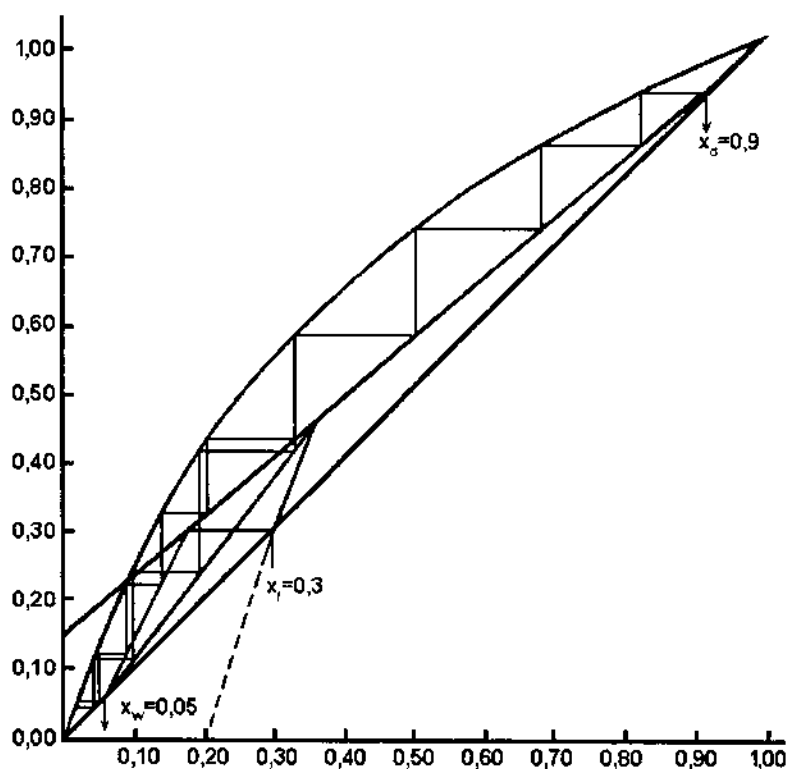
Bài 1.11

Bài toán này được giải theo phương pháp McCabe-Thiele giống như trong các bài trước. Tuy nhiên, sẽ có hai độ dốc khác nhau khi nguyên liệu được nạp vào ở những trạng thái khác nhau và điều này ảnh hưởng đến số đĩa lý thuyết.

$$q = \frac{\lambda + H_{is} - H_f}{\lambda}$$

trong đó λ là nhiệt hóa hơi của nhiên liệu, H_{is} là entanpi mol của nhiên liệu tại nhiệt độ sôi của nó còn H_f là entanpi mol của nhiên liệu.

- Nếu nguyên liệu ở trạng thái hơi bão hòa thì $q = 0$
- Nếu nguyên liệu được đưa vào trạng thái lỏng ở nhiệt độ 283 K (dưới nhiệt độ sôi của cấu tử có nhiệt độ sôi thấp) thì đường q có độ dốc xác định.



Hình 1.9

Khối lượng phân tử trung bình của hai cấu tử trong hỗn hợp này là:

$$(0,3 \times 78) + (0,7 \times 92) = 87,8 \text{ kg/kmol}$$

và nhiệt độ sôi trung bình sẽ là:

$$(0,3 \times 353,3) + (0,7 \times 383,3) = 374,7 \text{ K}$$

Sử dụng dữ liệu ở 273 K (điều kiện tiêu chuẩn):

$$\begin{aligned} H_k &= 1,84 \times 87,8 (374,7 - 273) = 16425 \text{ kJ/kmol} \\ &= 16,43 \text{ MJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_l &= 1,84 \times 87,8 (283 - 273) = 1615 \text{ kJ/kmol} \\ &= 1,615 \text{ MJ/kmol} \end{aligned}$$

$$q = (30 + 16,43 - 1,615)/30 = 1,49$$

Độ dốc của đường q được tính theo như sau:

$$\frac{q}{q-1} = \frac{1,49}{0,49} = 3,05$$

Như vậy, trong trường hợp (a) thì độ dốc bằng 0 còn trong trường hợp (b) độ dốc bằng 3,05 và các đường này được vẽ qua điểm (x_r, x_f) .

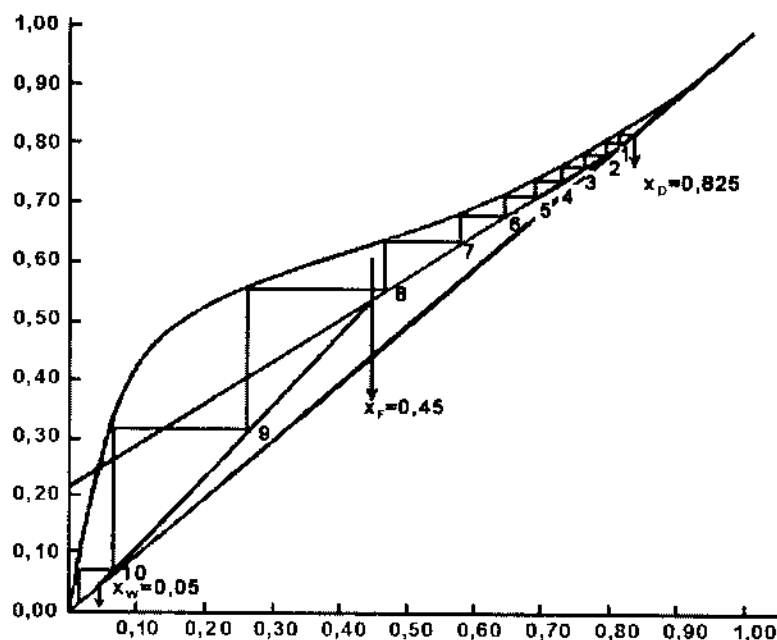
Bằng việc đếm các đĩa lý thuyết ta nhận được kết quả sau:

Nguyên liệu	Số đĩa lý thuyết		
	Phần sục hơi	Phần tinh chế	Tổng
Trạng thái hơi bão hòa	4	5	9
Trạng thái lỏng	4	3	7

Như vậy, trong trường hợp nguyên liệu được đưa vào ở trạng thái lỏng, lạnh thì cần số đĩa lý thuyết ít hơn nhưng chi phí vận hành cao hơn vì cần cung cấp năng lượng cho bộ phận bay hơi lại.

Bài 1.12

Bài toán này được giải theo phương pháp McCabe-Thiele. Từ hình 1.10 xác định được số đĩa lý thuyết cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách đề ra là 10.



Hình 1.10

Bài 1.13

Mặc dù trong bài toán này, hỗn hợp chưng cất là đa cấu tử, sản phẩm còn lại có thành phần không đổi, vì vậy có thể sử dụng phương pháp thông thường để tính số đĩa lý thuyết theo sự biến đổi của tỉ số hồi lưu.

a) Khi hồi lưu hoàn toàn, đối với mỗi cấu tử đường làm việc là:

$$y_n = x_{n+1}$$

$$y = \alpha x / \sum(\alpha x)$$

Lập các giá trị tính được thành bảng sau:

Cấu tử	α	x	αx_i	$y_i = x_i$	$y_i = x_i$
B	2,40	0,60	1,440	0,808	1,164
T	1,00	0,30	0,300	0,168	0,168
X	0,43	0,10	0,043	0,024	0,010
			1,783	<u>1,000</u>	1,342

b) Đường làm việc trên là:

$$y_n = \frac{L_n}{V_n} x_{n+1} + \frac{D}{V_n} x_d$$

$$y_n = \frac{R}{R+1} x_{n+1} + \frac{1}{R+1} x_d$$

Nếu $R = 1,5$

▪ benzen:

$$y_{nb} = 0,6x_{n+1} + 0,396$$

▪ toluen:

$$y_{nt} = 0,6x_{n+1} + 0,004$$

▪ xylene:

$$y_{nx} = 0,6x_{n+1}$$

Thành phần lỏng của mỗi đĩa tìm được từ các đường làm việc.

Ct	y_1	x_1	αx_1	y_1	x_2	αx_2
B	0,808	0,687	1,649	0,850	0,757	1,817
T	0,168	0,273	0,273	0,141	0,228	0,228
X	0,024	0,040	0,017	0,009	0,015	0,098
	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	1,939	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	2,143

Ct	y_2	x_3	αx_3	y_3	x_4	
B	0,848	0,754	1,810	0,899	0,838	
T	0,107	0,171	0,171	0,085	0,135	
X	0,045	0,075	0,032	0,016	0,027	
	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	2,013	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	

c) Nếu $R = 5$, phương trình đường làm việc trên đối với các cấu tử trở thành:

$$y_{nb} = 0,833x_{n+1} + 0,165$$

$$y_m = 0,833x_{n+1} + 0,0017$$

$$y_{nx} = 0,833x_{n+1}$$

Ct	y_1	x_1	αx_1	y_1	x_2	αx_2
B	0,808	0,772	1,853	0,897	0,879	2,110
T	0,168	0,200	0,200	0,097	0,114	0,114
X	0,024	0,028	0,012	0,006	0,007	0,003
	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	2,065	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	2,227

Ct	y_2	x_3	αx_3	y_3	x_4	
B	0,947	0,939	2,254	0,974	0,971	
T	0,051	0,059	0,059	0,025	0,028	
X	0,002	0,002	0,001	0,001	0,001	
	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	2,314	<u>1,000</u>	<u>1,000</u>	

- d) Khi hàm lượng benzen trong phần còn lại là 10%, phương trình cân bằng vật chất của phần sản phẩm cất ra (giả sử nguyên liệu lúc đầu là 100 kmol) được xác định như sau:

$$D = 100 (0,6 - 0,1)/(0,99 - 0,1) = 56,2 \text{ kmol}$$

Như vậy sẽ còn lại 43,8 kmol trong phần nguyên liệu còn lại

Trong đó:

$$4,38 \text{ kmol benzen, } x_b = 0,10$$

$$29,42 \text{ kmol là toluen, } x_t = 0,67$$

$$10,00 \text{ kmol là xylen, } x_x = 0,23$$

Nếu $R = 8$, đường làm việc trở thành:

$$y_{nb} = 0,889x_{n+1} + 0,11$$

$$y_{nt} = 0,889x_{n+1} + 0,001$$

$$y_{nx} = 0,889x_{n+1}$$

	x_1	αx_1	y_1	x_1	αx_1	y_1	x_2
B	0,10	0,24	0,24	0,146	0,350	0,307	0,222
T	0,67	0,67	0,66	0,741	0,741	0,650	0,733
X	0,23	0,10	0,10	0,113	0,049	0,043	0,021
		1,01	1,00	1,000	1,140	1,000	<u>1,000</u>
	αx_2	y_2	x_3	αx_3	y_3	x_4	
B	0,533	0,415	0,343	0,823	0,560	0,056	
T	0,730	0,569	0,639	0,639	0,435	0,488	
X	0,021	0,016	0,018	0,008	0,005	0,006	
	1,284	1,000	1,000	1,470	1,000	<u>1,000</u>	

- e) Tương tự như phần d và e, lúc này phương trình đường làm việc dưới được thiết lập như sau:

$$y_{nb} = 0,833x_{n+1} + 0,165$$

$$y_{nt} = 0,833x_{n+1} + 0,0017$$

$$y_{nx} = 0,833x_{n+1}$$

Bài 1.14

Áp dụng cân bằng vật chất cho 100 kmol nguyên liệu khi tỉ số hồi lưu là 3,5 nhận được $D = 50$, $L_n = 175$, $V_n = 225$ kmol

Như vậy đường làm việc trên như sau:

$$y_n = 0,778 x_{n+1} + 0,20$$

a) Sử dụng dữ liệu về đường cong cân bằng lỏng-hơi trong bài 1.8.

Thành phần hơi rời đĩa ở đỉnh cột giống với thành phần của sản phẩm, tức là $y_1 = 0,90$. Từ đường cong cân bằng lỏng-hơi của hệ ta xác định được $x_1 = 0,78$.

Từ đường làm việc trên xác định được:

$$y_{1-1} = 0,778 \times 0,78 + 0,20 = 0,807$$

$$x_{1-1} = 0,640 \text{ (từ đường cong cân bằng lỏng-hơi)}$$

Tương tự,

$$y_{1-2} = 0,778 \times 0,640 + 0,20 = 0,698$$

$$x_{1-2} = 0,49 \text{ (từ đường cong cân bằng lỏng-hơi)}$$

$$y_{1-3} = 0,778 \times 0,49 + 0,20 = 0,581$$

$$x_{1-3} = 0,36 \text{ (từ đường cong cân bằng lỏng-hơi)}$$

b) Từ dữ liệu về cân bằng áp suất hơi và áp dụng công thức tính độ bay hơi tương đối $\alpha = P_H^0/P_T^0$ tính được:

T	$10^3 T$	P_H^0	P_T^0	α
370	2.7	730	510	1.43
333	3.0	200	135	1.48
303	3.3	55	35	1.57
278	3.6	15	9.4	1.60

Từ các độ bay hơi tương đối trên ta tính được độ bay hơi tương đối trung bình:

$$\alpha = \frac{1}{n} \sum_i^n \alpha_i = 1,52$$

Thay vì đường cong cân bằng lỏng-hơi người ta có thể tính được các giá trị của thành phần lỏng khi biết thành phần hơi cân bằng với nó và ngược lại theo công thức sau:

$$x = \frac{\alpha}{\alpha - (\alpha - 1)y}$$

Từ công thức trên ta thấy nếu $y_1 = 0,9$ thì xác định được

$$x_1 = 0,9 / (1,52 - 0,52 \times 0,9) = 0,856.$$

Từ đường làm việc xác định được:

$$y_{1-1} = 0,778 \times 0,856 + 0,20 = 0,865$$

Tương tự,

$$x_{1-1} = 0,808$$

$$y_{1-2} = 0,829$$

$$x_{1-2} = 0,761$$

$$y_{1-3} = 0,792$$

$$\underline{x_{1-3} = 0,715}$$

Bài 1.15

Đường cong cân bằng đối với hệ benzen-toluen được biểu diễn trong hình 1.11. Áp dụng định luật cân bằng vật chất, với giả thiết lượng nguyên liệu nạp vào là 100 kmol:

$$100 = D + W$$

$$100 \times 0,4 = 0,95D + 0,05W$$

Suy ra:

$$D = 38,9; \text{ và } W = 61,1 \text{ kmol}$$

$$L_n/D = R = 4 \text{ vì vậy } L_n = 155,5 \text{ kmol}$$

$$V_n = L_n + D = 194,5 \text{ kmol}$$

a) Phương trình đường làm việc trên:

$$y_n = \frac{L_n}{V_n} x_{n+1} + \frac{D}{V_n} x_d$$

$$y_n = \frac{R}{R+1} x_{n+1} + \frac{1}{R+1} x_d$$

$$y_n = (155,6/194,5)x_{n+1} + (38,9/194,5) \times 0,95$$

$$y_n = 0,8x_{n+1} + 0,19$$

Lượng hơi y_1 rời đĩa cuối cùng có thành phần giống với thành phần sản phẩm đầu cột x_D , tức là $y_1 = 0,95$ và như vậy x_1 là thành phần của pha lỏng ở đĩa trên cùng được xác định được từ đường cong cân bằng là 0,88 và y_{1-1} được tìm từ phương trình đường làm việc như sau:

$$y_{1-1} = 0,8 \times 0,88 + 0,19 = 0,894$$

$$x_{1-1} = 0,775 \text{ (từ đường cong cân bằng)}$$

$$y_{1-2} = 0,8 \times 0,775 + 0,19 = 0,810$$

$$x_{1-2} = 0,645 \text{ (từ đường cong cân bằng)}$$

- b) Các bước xác định số đĩa lý thuyết theo phương pháp McCabe-Thiele theo hình 1.11 là 8 đĩa khi nguyên liệu được nạp vào tại điểm sôi của nó.
- c) Khi số đĩa lý thuyết là vô hạn thì tỉ số hồi lưu nhỏ nhất. Điều này xảy ra khi đường làm việc trên đi qua giao điểm của đường q và đường cong cân bằng. Đường làm việc trên cắt trục y tại điểm 0,375.

$$0,375 = x_d / (R_{\min} + 1)$$

$$R_{\min} = 1,53$$

- d) Số đĩa lý thuyết cực tiểu được xác định bằng cách đếm các bậc lý thuyết giữa đường cong cân bằng và đường chéo $y = x$. Trong bài tập này, ta xác định được 6 đĩa lý thuyết.

Ngoài ra, có thể áp dụng phương trình Fenske-Underwood

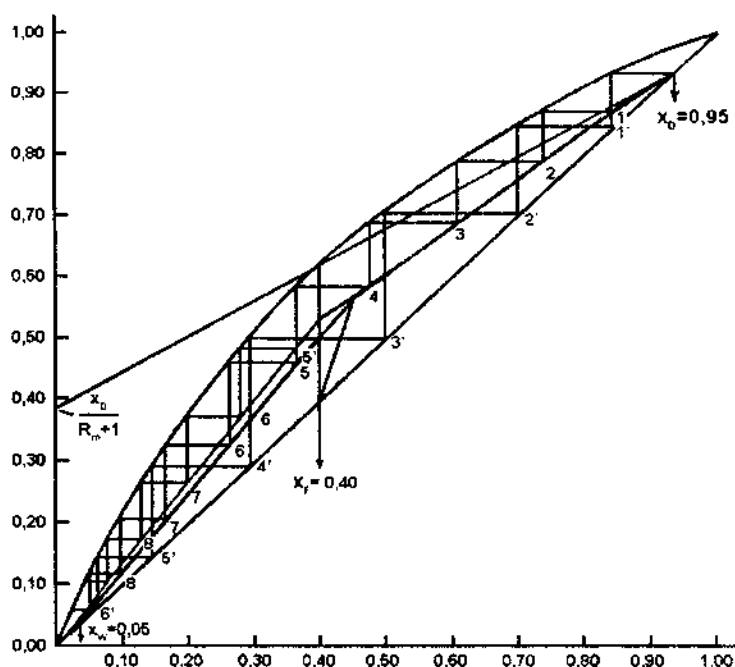
$$n + 1 = \log \frac{\left[\left(\frac{x_{Aa}}{x_{Bd}} \right) \left(\frac{x_{Bw}}{x_{Aw}} \right) \right]}{\log \alpha_{AB}}$$

$$n + 1 = \log \frac{\left[\left(\frac{0,95}{0,005} \right) \left(\frac{0,95}{0,005} \right) \right]}{\log 2,4}$$

$n = 5,7$ vậy số đĩa lý thuyết cực tiểu là 6

- e) Nếu nguyên liệu được đưa vào ở trạng thái lỏng lạnh (nhiệt độ của nguyên liệu thấp hơn nhiệt độ sôi của cấu tử có điểm sôi thấp hơn) thì đường q không còn là đường thẳng đứng. Độ dốc của đường q có thể xác định tương tự như trong bài 1.11. Trong bài tập này, q được xác định là 1,45 còn độ dốc của đường q

được xác định là 3,22. Bằng phương pháp McCabe-Thiele xác định được số đĩa lý thuyết cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách đề ra là 8.



Hình 1.11

Bài 1.16

a) Áp dụng định luật cân bằng vật chất với giả thiết có 100 kmol nguyên liệu

$$100 = D + W$$

$$100 \times 0,35 = 0,953D + 0,0524W$$

$$D = 33,0 \text{ kmol và } W = 67,0 \text{ kmol}$$

Đối với các cấu tử khác:

o-cresol

$$100 \times 0,15 = 0,0455 \times 33 + 67x_{w,o}$$

$$x_{w,o} = 0,2017$$

m-cresol:

$$100 \times 0,30 = 0,0015 \times 33 + 67x_{w,m}$$

$$x_{w,m} = 0,4472$$

các xilenol:

$$100 \times 0,20 = 0 + 67x_{w,x}$$

$$x_{wx} = 0,2987$$

b) $L_n/D = 10$ suy ra $L_n = 330 \text{ kmol}$, $V_n = L_n + D = 363$.

Phương trình đường làm việc trên là:

$$y_n = \frac{L_n}{V_n} x_{n+1} + \frac{D}{V_n} x_d$$

$$y_n = \frac{R}{R+1} x_{n+1} + \frac{1}{R+1} x_d$$

$$y_n = 0,91x_{n+1} + 0,091x_d$$

Phương trình đường làm việc đối với mỗi cấu tử:

$$y_{nm} = 0,91x_{n+1} + 0,00014$$

$$y_{np} = 0,91x_{n+1} + 0,0867$$

$$y_{no} = 0,91x_{n+1} + 0,0414$$

$$y_{nx} = 0,91x_{n+1}$$

Sử dụng các phương trình đường làm việc lập thành bảng sau:

Cấu tử	$y_i = x_D$	y_i/α	x_{i-1}	y_{i-1}	y_{i-1}/α	x_{i-1}
P	0,9530	0,7620	0,941	0,943	0,754	0,928
O	0,0455	0,0455	0,056	0,054	0,054	0,066
M	0,0015	0,0024	0,003	0,003	0,005	0,006
X	-	-	-	-	-	-
Σ	1,0000	0,8099	1,000	1,000	0,813	<u>1,000</u>

c) Tại đáy cột:

$$L_m = L_n + F = 430 \text{ kmol}$$

$$V_m = L_m - W = 363 \text{ kmol}$$

Phương trình đường làm việc dưới:

$$y_m = \frac{L_m}{V_m} x_{n+1} - \frac{W}{V_m} x_w$$

$$y_m = 1,185 x_{m-1} - 0,185 x_w$$

Đường làm việc dưới đối với từng cấu tử:

$$y_{mp} = 1,185x_{m+1} - 0,0097$$

$$y_{mo} = 1,185x_{m+1} - 0,0373$$

$$y_{mn} = 1,185x_{m+1} - 0,0827$$

$$y_{mx} = 1,185x_{m+1} - 0,0553$$

Sử dụng các đường làm việc để tính x sau đó tính y theo phương trình

$$y = \alpha x / \sum \alpha x.$$

	x_s	αx_s	y_s	x_1	αx_1	y_1	x_2
P	0,0524	0,066	0,100	0,093	0,116	0,156	0,140
O	0,2017	0,202	0,305	0,289	0,289	0,387	0,358
M	0,4472	0,282	0,427	0,430	0,271	0,363	0,376
X	0,2987	0,111	0,168	0,100	0,070	0,094	0,126
	1,000	$\Sigma = 0,661$	1,000	1,000	$\Sigma = 0,746$	1,000	1,000

d) Áp dụng phương trình Underwood:

$$R_m = \frac{1}{\alpha_{AB} - 1} \left[\left(\frac{x_{dA}}{x_{nA}} \right) - \alpha_{AB} \left(\frac{x_{dH}}{x_{nH}} \right) \right]$$

$$x_{nA} = \frac{r_i}{(1 + r_i)(1 + \sum x_{nh})}$$

$$x_{nH} = x_{nA} / r_i$$

A,B được coi là cấu tử nhẹ và cấu tử nặng trong hỗn hợp, cụ thể đó là phenol và *m*-cresol

$$r_i = 0,35 / 0,30 = 1,17$$

$$\sum \alpha x_h = (0,37 / 0,63) \times 0,20 = 1,117$$

$$x_{nA} = 1,17 / (2,17 \times 1,117) = 0,482$$

$$x_{nH} = 0,482 / 1,17 = 0,413$$

$$\alpha_{AB} = 1,25 / 0,63 = 1,98$$

$$R_m = \frac{1}{0,98} \left(\frac{0,953}{0,482} - \frac{1,98 \times 0,0015}{0,413} \right)$$

$$R_m = 1,95$$

Bài 1.17

- a) Phương trình cân bằng vật chất theo khối lượng:

$$2,5 = D' + W'$$

$$2,5 \times 0,4 = 0,97D' + 0,02W'$$

Suy ra $W' = 1,5 \text{ kg/s}$ và $D' = 1,0 \text{ kg/s}$

- b) Trong phần này, chúng ta áp dụng phương pháp McCabe-Thiele để xác định số đĩa lý thuyết. Để áp dụng phương pháp McCabe-Thiele, chúng ta phải chuyển thành phần theo khối lượng sang thành phần theo phần mol. Sau khi chuyển, ta nhận được
- $x_f = 0,44$
- ;
- $x_w = 0,024$
- và
- $x_d = 0,974$
- .

Phương trình cân bằng vật chất viết cho 100 kmol nguyên liệu:

$$100 = D + W$$

$$100 \times 0,44 = 0,974 D + 0,024W$$

Suy ra $D = 43,8 \text{ kmol}$ và $W = 56,2 \text{ kmol}$ Nếu $R = 3,5$ thì:

$$L_n/D = 3,5 \text{ và } 153,3 \text{ kmol}$$

$$V_n = L_n + D \text{ và } V_n = 197,1 \text{ kmol}$$

Giao điểm với trục-y: $x_d/(R + 1) = 0,216$

Khi nguyên liệu được đưa vào ở trạng thái lỏng-lạnh thì phải xác định độ dốc của đường q. Sử dụng các thông số của benzen và toluen đã cho trong bài 1.11 ta xác định được $q = 1,41$ và độ dốc của đường q là: $q/(q + 1) = 3,44$. Bằng cách này xác định được số đĩa lý thuyết cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách đề ra là 10 và nguyên liệu được nạp vào tại đĩa thứ năm tính từ đỉnh cột.

- c) Tại phần đáy cột
- $V_m = 238,1 \text{ kmol/100 kmol nguyên liệu}$

Tốc độ nạp nguyên liệu là:

$$2,5/\text{khối lượng mol trung bình} = 25/86,4 = 0,0289 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Tốc độ hơi: } (238,1/100) \times 0,0289 = 0,069 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Lượng nhiệt cần cung cấp: } 0,069 \times 30 = 2,07 \text{ MW} = 2070 \text{ kW}$$

$$\text{Nhiệt hóa hơi ở áp suất } 240 \text{ kN/m}^2: 2189 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Như vậy lượng hơi nước cần thiết là: } 2070/2186 = 0,95 \text{ kg/s.}$$

- d) Nhiệt độ ở đỉnh cột chưng cất gần bằng nhiệt độ sôi của cấu tử dễ bay hơi tinh khiết, tức là ở 353,3 K.

$$\rho = (1/22,4) (273/353,3) = 0,034 \text{ kmol/m}^3$$

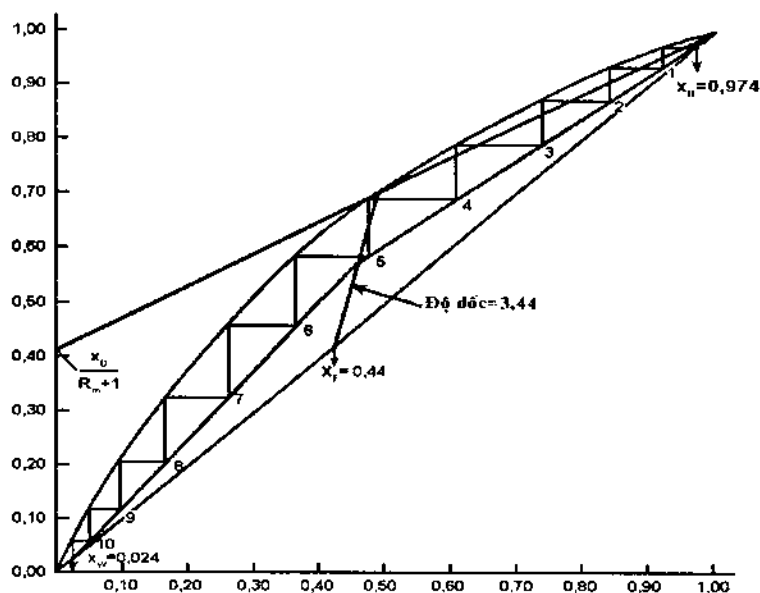
$$V_0 = 197,1 \text{ kmol/100 kmol nguyên liệu}$$

$$\text{Tốc độ hơi: } (197,1/100) \times 0,0289 = 0,057 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Tốc độ dòng thể tích sẽ là: } 0,057/0,034 = 1,68 \text{ m}^3/\text{s}$$

Nếu tốc độ hơi là 1,0 m/s suy ra diện tích là 1,68 m² và đường kính 1,46m.

Nếu tính đường kính cột theo tốc độ hơi ở đáy cột thì kết quả nhận được sẽ là 1,67 m. Như vậy, nếu như hơi ở bất kỳ phần nào của cột không vượt quá 1 m/s thì đường kính của cột phải là 1,67 m.



Hình 1.12

Bài 1.18

Áp dụng phương trình Fenske để tìm số đĩa lý thuyết khi dòng hồi lưu hoàn toàn

$$n + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_d \left(\frac{x_B}{x_A} \right)_w \right]}{\log \alpha_{AB}}$$

Đối với các bài toán chưng cất hệ đa cấu tử, có một cấu tử được xem là cấu tử dễ bay hơi chủ đạo A và một cấu tử được xem là cấu tử khó bay hơi chủ đạo B. Trong bài toán này, các dữ kiện về thành phần sản phẩm đầu cột và thành phần sản

phẩm cuối cột chỉ đưa ra đối với *m*-xylen và *p*-xylen. Vì vậy, ta sẽ chọn hai cấu tử này là cấu tử dễ bay hơi và cấu tử khó bay hơi tương ứng. Như vậy:

$$x_{dA} = 0,8 \quad x_{dB} = 0,14 \quad x_{wA} = 0,17 \quad x_{wB} = 0,65$$

Thay vào phương trình trên nhận được:

$$n + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{0,8}{0,14} \right)_d \left(\frac{0,17}{0,65} \right)_w \right]}{1,0101} \approx 40$$

Như vậy cần 39 đĩa lý thuyết.

Bài 1.19

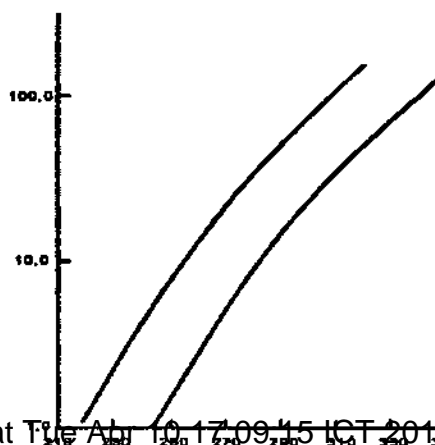
Dữ liệu về áp suất hơi và dữ liệu cân bằng được biểu diễn trong hình 1.13 và 1.14.

a) Tính độ bay hơi tương đối theo công thức:

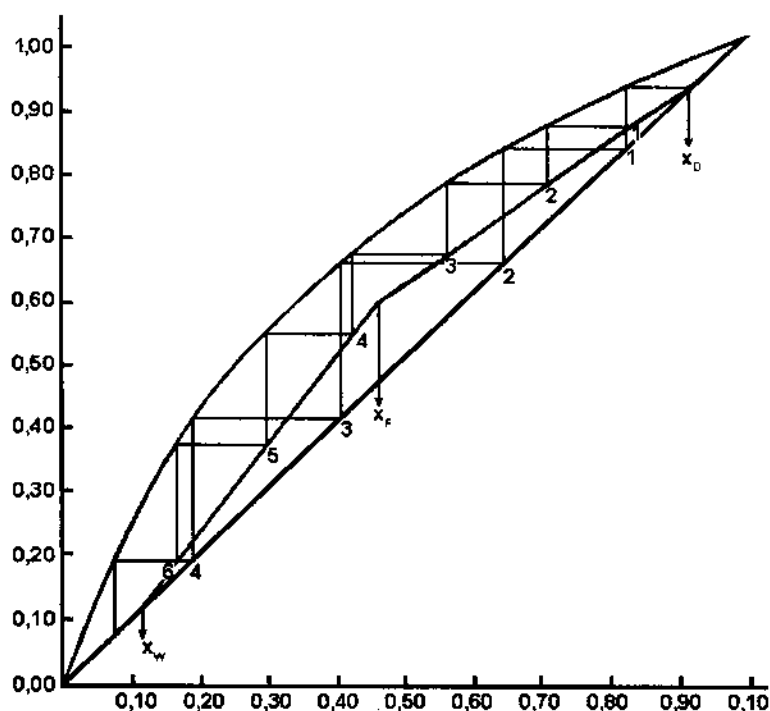
$$\alpha_{PH} = \frac{P_p^0}{P_H^0}$$

Kết quả tính được:

Nhiệt độ (K)	P_p^0	P_H^0	α_{PH}
273	24	6,0	4,0
293	55	16,0	3,44
313	116	36,5	3,18
Giá trị trung bình = 3,54			



Hình 1.13



Hình 1.14

- b) Bằng phương pháp McCabe-Thiele (hình 1.14) xác định được khi dòng hồi lưu hoàn toàn thì số đĩa lý thuyết là 4.

Sử dụng phương trình Fenske để tính số đĩa lý thuyết khi dòng hồi lưu hoàn toàn:

$$n+1 = \frac{\log [(0,95 / 0,05)(0,90 / 0,10)]}{\log 3,54}$$

$$n = 3,07$$

- c) Phương trình cân bằng vật chất viết cho 100 kmol nguyên liệu khi $R = 2$:

$$D = 49,4 \quad W = 50,6 \quad L_n = 98,8 \quad V_n = 148,2$$

Như vậy đường làm việc trên sẽ là:

$$y_n = \frac{L_n}{V_n} x_{n+1} + \frac{D}{V_n} x_d$$

$$y_n = 0,67 x_{n+1} + 0,317$$

Thành phần hơi rời cột trên cùng giống thành phần sản phẩm đầu cột, tức là $y_i = x_d$. Thành phần lỏng ở đĩa trên cùng nằm cân bằng với thành phần hơi ở đĩa này. Từ đường cong cân bằng lỏng-hơi xác định được $x_i = 0,845$.

Thành phần hơi đi lên đĩa trên cùng y_{i-1} được xác định từ đường làm việc:

$$y_{i-1} = 0,67 \times 0,845 + 0,317 = 0,883$$

$$x_{i-1} = 0,707 \text{ (từ đường cong cân bằng lỏng-hơi)}$$

$$y_{i-2} = 0,67 \times 0,707 + 0,317 = 0,790$$

- d) Từ hình 1.14 xác định được số đĩa lý thuyết cần thiết để đáp ứng được nhiệm vụ tách đề ra là 6 và vị trí nạp nguyên liệu là đĩa thứ ba tính từ đỉnh tháp.

Bài 1.20

- a) Phương trình xác định thành phần của các cấu tử trong hỗn hợp (A dùng cho *n*-pentan, B kí hiệu cho *n*-hexan):

$$x_A = \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}$$

$$y_A = \frac{P_A^0}{P} x_A$$

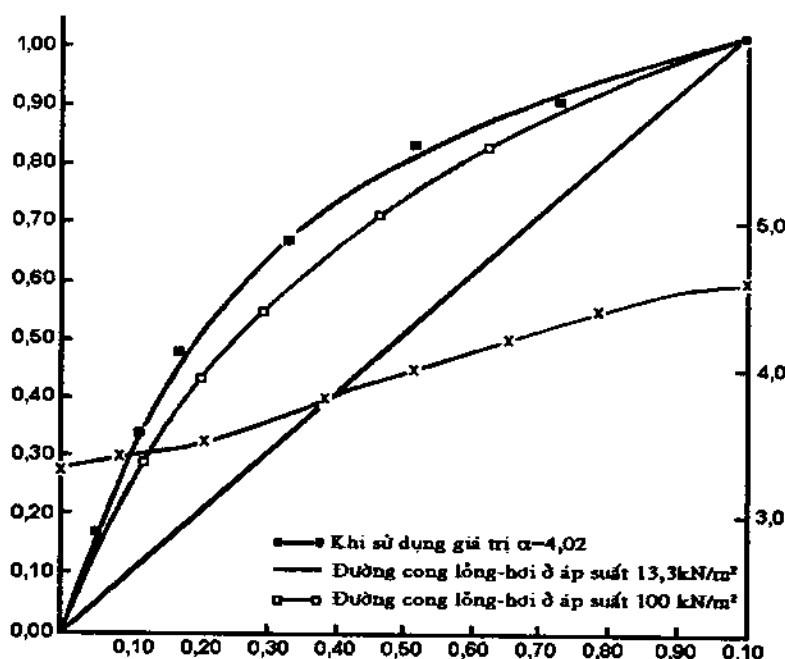
Tại áp suất 13,3 kN/m²:

Nhiệt độ	P_A^0	P_B^0	x_A	y_A	$\alpha = P_A^0 / P_B^0$
260,6	13,3	2,85	1,0	1,0	4,67
265	16,5	3,6	0,752	0,933	4,58
270	21,0	5,0	0,519	0,819	4,20
275	26,0	6,7	0,342	0,669	3,88
280	32,5	8,9	0,186	0,455	3,65
285	40,0	11,0	0,079	0,238	3,64
285	47,0	13,3	0	0	3,53

Giá trị trung bình $\alpha = 4,02$

Đường cong cân bằng lỏng-hơi cho hệ được vẽ trong hình 1.15.

Độ bay hơi tương đối được biểu diễn theo thành phần của pha lỏng được biểu diễn trong hình 1.15.



Hình 1.15

- b) Nếu lấy giá trị độ bay hơi tương đối là 4,02 thì từ phương trình sau ta sẽ tính được dữ liệu cân bằng lỏng-hơi và vẽ được đường cong cân bằng lỏng-hơi mới (trong hình 1.15).

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A}$$

Giá trị tính trong bảng sau:

y_A	0	0,174	0,308	0,500	0,727	0,857	0,941	1,0
x_A	0	0,05	0,10	0,20	0,40	0,60	0,80	1,0

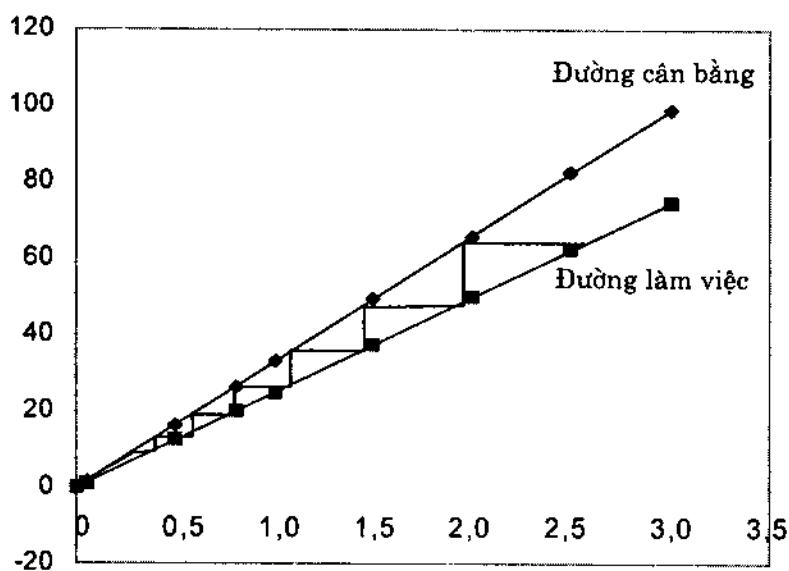
Như vậy có sự sai lệch khi sử dụng giá trị trung bình.

- c) Nếu như quá trình được chưng cất ở áp suất cao hơn, ví dụ như chưng cất ở áp suất 100 kN/m² thì khoảng nhiệt độ tăng lên 309-341K và đường cong cân bằng lỏng-hơi mới được vẽ trong hình 1.15. Rõ ràng là khi quá trình chưng cất được thực hiện ở áp suất cao hơn thì cũng cần nhiều đĩa lý thuyết hơn ở cùng một yêu cầu tách.

CHƯƠNG 2

PHƯƠNG PHÁP HẤP THỤ

Bài 2.1



Hình 2.1

Nếu hơi nước không bị ngưng tụ, ta có:

$$L_m/G_m = 100/4 = 25$$

Hàm lượng hydrocarbon trong dầu ở lối vào là 2,55% mol, tương đương với:

$$x_2 = 0,0255 \text{ và } X_2 = x_2 / (1 - x_2) = 0,0262$$

Hàm lượng hydrocarbon trong dầu ở lõi ra là 0,05% mol, tức là:

$$x_1 = 0,0005$$

Cân bằng khối lượng giữa một đĩa trong tháp rửa, ở đó các giá trị nồng độ là x và y , và đáy tháp rửa là:

$$L_m(X - X_1) = G_m(Y - Y_1)$$

Vì $Y_1 = 0$ nên ta có:

$$\begin{aligned} Y &= 25X - 25x_1 \\ &= 25X - 0,0125 \end{aligned}$$

Phương trình trên chính là phương trình đường làm việc của quá trình hấp thụ khí đã nêu.

Từ phương trình $y_e = 33x$ ta có :

$$\frac{Y}{1+Y} = \frac{33X}{1+X}$$

Xây dựng đường cân bằng và đường làm việc, từ hình 2.1 ta xác định được số đĩa lý thuyết là 8.

Bài 2.2

Áp dụng định luật Raoult:

Áp suất hơi riêng phần: x (áp suất hơi)

$$P_A = xP_A^\circ$$

Mặt khác:

$$y = P_A/P$$

$$y_e = x(P_A^\circ/P)$$

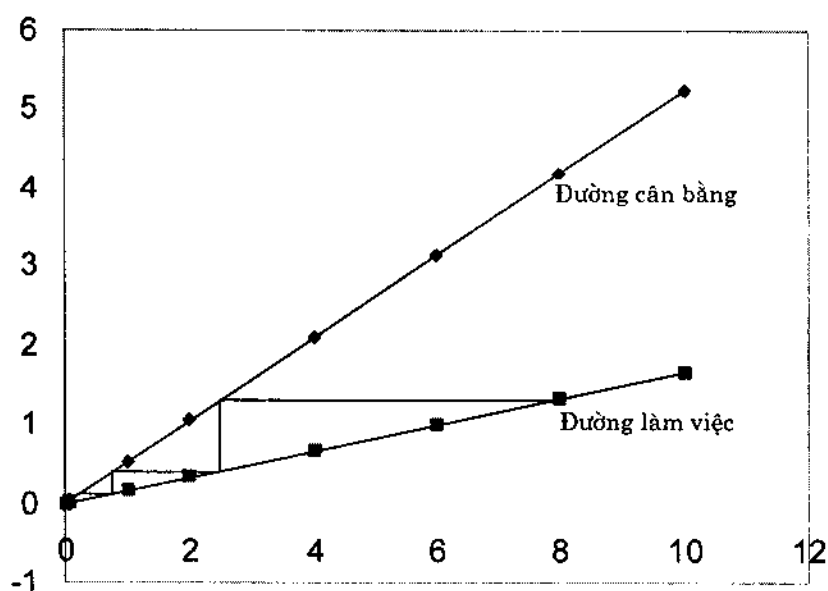
$$= (53/101,3)x = 0,523x$$

Nếu chuyển sang tỷ lệ mol nhận được:

$$\frac{Y_e}{1+Y_e} = \frac{0,523X}{1+X}$$

Từ đó đường cong cân bằng có thể được xác định như sau:

X	$X/(1+X)$	$Y_e/(1+Y_e)$	Y_e
0	0	0	0
0,02	0,0196	0,0103	0,0104
0,04	0,0385	0,020	0,0204
0,06	0,0566	0,0296	0,0305
0,08	0,0741	0,0387	0,0403
0,10	0,0909	0,0475	0,0499
0,12	0,107	0,0560	0,059



Hình 2.2

Vì ở lối vào chứa 8% trọng lượng của parafin nên ta có:

$$X_2 = (8/114)(92/135) = 0,103$$

$$X_1 = 0,00103$$

$$Y_1 = 0$$

Lượng hơi là tối thiểu khi dòng hơi ở lối ra đạt đến trạng thái cân bằng.

Khi đó:

$$X_2 = 0,103, Y_{e2} = 0,0513$$

Từ phương trình cân bằng khối cho toàn bộ cột tách:

$$L_{\min} (0,103 - 0,00103) = G_{\min} (0,0513 - 0)$$

Suy ra: $(L/G)_{\min} = 0,503$

$$(L/G)_{\text{thực tế}} = 0,167$$

Vì vậy đường làm việc đi qua điểm (0,00103; 0) với độ dốc 0,167 và số đĩa lý thuyết tìm được là 4.

Bài 2.3

Giả sử thành phần của hỗn hợp khí được tính theo % về thể tích.

Ở đáy tháp rửa:

$$y_1 = 0,05, \quad Y_1 = \frac{0,05}{1 - 0,05} = 0,0526$$

Ở đỉnh tháp rửa:

$$y_2 = 0,0001 = Y_2$$

$$L_m = 0,65/18 = 0,036 \text{ kmol/m}^2 \text{ s}$$

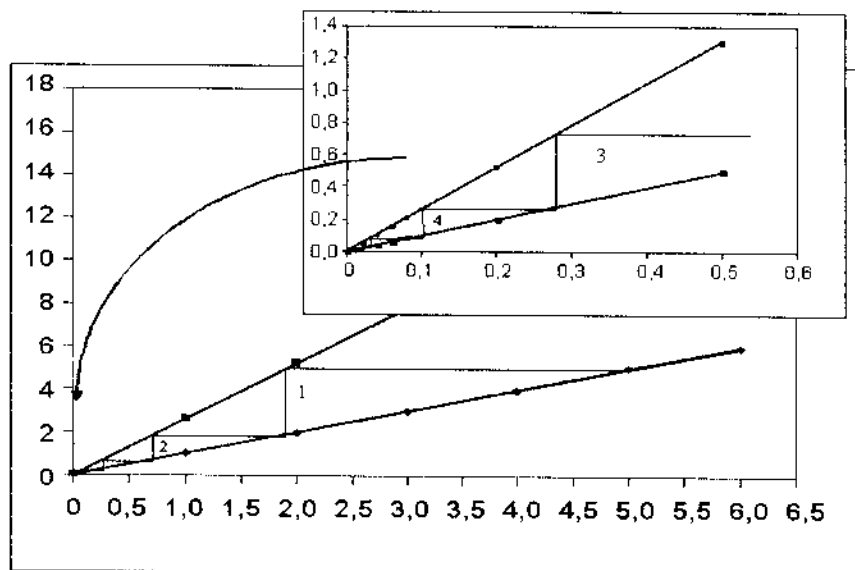
$$G_m = 0,40/29 = 0,0138 \text{ kmol/m}^2 \text{ s}$$

Xây dựng đường làm việc từ phương trình cân bằng vật chất:

$$0,0138 (Y - 0,0001) = 0,036 (X - 0)$$

Từ đó ta có $Y = 2,61 X + 0,0001$

Vẽ đường làm việc và đường cân bằng, bằng phương pháp đồ thị (hình 2.3) xác định được 6 đĩa lý thuyết



Hình 2.3

Bài 2.4

Cân bằng hòa tan của CO_2 trong nước ở 35°C tuân theo định luật Henry:

$$P_{\text{CO}_2} = H \cdot X_{\text{CO}_2}$$

Ta tính với tải trọng mol và coi tải trọng mol như là phân số mol (vì nồng độ khí rất nhỏ).

Phương trình Henry được biến đổi thành:

$$P_{\text{CO}_2} = Y_{\text{CO}_2} \cdot P = H \cdot X_{\text{CO}_2}$$

Khi $P = 1\text{at}$:

$$\lambda = 0,746 \frac{\text{Ncm}^3 \text{CO}_2}{\text{g.H}_2\text{O atm}} = \frac{1}{H}$$

Khi $P = 25\text{at}$:

$$\begin{aligned} \frac{P}{H} &= 0,746 \times 25 \times \frac{\text{Ncm}^3 \text{CO}_2}{\text{g.H}_2\text{O atm}} \\ &= 0,746 \times 25 \times \frac{1}{0,015} = 0,015 \end{aligned}$$

Phương trình đường cân bằng:

$$X_{\text{CO}_2} = 0,015 Y_{\text{CO}_2}$$

Dựng đường cân bằng theo phương trình trên

Khi $Y = 0 \longrightarrow X = 0$

$$Y = 0,03 \longrightarrow X = 0,015 \times 0,03 = 4,5 \cdot 10^{-4}$$

Tải trọng cực đại của nước : $X_{\max} = 4,5 \cdot 10^{-4}$

Nồng độ chiết làm việc bằng 90% của nồng độ chiết cực đại:

$$X = 4,5 \cdot 10^{-4} \times 0,9 = 4,05 \cdot 10^{-4}$$

Đường làm việc đi qua hai điểm: (0,01; 0) và (0,03 ; $4,05 \cdot 10^{-4}$)

Việc tính số đĩa lý thuyết bắt đầu từ điểm ($Y = 0,03$; $X = 4,05 \cdot 10^{-4}$) trên đường làm việc ứng với lối vào của khí đưa vào cột. Số đĩa lý thuyết cần thiết đối với yêu cầu tách đã cho là 4 đĩa.

Tính tỷ lệ dung môi bằng cách xác định giá trị tgα của đường làm việc:

$$\frac{G}{L} = \operatorname{tg} \alpha = 0,02$$

Tính từ tỉ lệ mol thành Nm^3 khí cho một m^3 nước (không chứa CO_2)

$$1 \text{ mol nước} - 18 \text{ ml} = 1,8 \cdot 10^{-5} m^3 H_2O.$$

$$1 \text{ mol khí} - 22,4 \text{ l} = 2,24 \cdot 10^{-2} Nm^3 \text{ khí}$$

$$\frac{G}{L} = 0,02 = 0,02 \times \frac{2,24 \times 10^{-2}}{1,8 \times 10^{-5}} = 24,9 Nm^3 / m^3$$

Bài 2.5

Cân bằng hòa tan của metan trong toluen ở 25°C tuân theo định luật Henry:

$$P_{CH_4} = H \cdot X_{CH_4}$$

Phương trình Henry được biến đổi thành:

$$P_{CH_4} = Y_{CH_4} \cdot P = H \cdot X_{CH_4}$$

Khi $P = 1 \text{at}$:

$$\lambda = 0,50 \frac{Nm^3 CH_4}{g \text{ toluen atm}} = \frac{1}{H}$$

Khi $P = 60 \text{at}$:

$$\frac{P}{H} = 0,50 \times 60 \times \frac{Nm^3 CH_4}{g \text{ toluen atm}}$$

$$= 0,50 \times 60 \times \frac{1}{1} \frac{22\,400}{92} = 0,123$$

Phương trình đường cân bằng:

$$X_{\text{CH}_4} = 0,123 Y_{\text{CH}_4}$$

Ở đáy tháp rửa:

$$y_1 = 0,3 \quad Y_1 = \frac{0,3}{1 - 0,3} = 0,43$$

Ở đỉnh tháp rửa:

$$y_2 = 0,01 = Y_2$$

Dựng đường cân bằng theo phương trình trên

$$\text{Khi } Y = 0 \longrightarrow X = 0$$

$$Y = 0 \longrightarrow X = 0,123 \times 0,43 = 5,3 \cdot 10^{-2}$$

Tải trọng cực đại của nước : $X_{\text{max}} = 5,3 \cdot 10^{-2}$

Nồng độ chiết làm việc bằng 90% của nồng độ chiết cực đại:

$$X = 5,3 \cdot 10^{-2} \times 0,9 = 4,77 \cdot 10^{-2}$$

Đường làm việc đi qua hai điểm: (0,01 ; 0) và (0,3 ; $4,77 \cdot 10^{-2}$)

Việc tính số đĩa lý thuyết bắt đầu từ điểm ($Y = 0,3$; $X = 4,77 \cdot 10^{-2}$) trên đường làm việc ứng với lối vào của khí đưa vào cột. Số đĩa lý thuyết cần thiết đối với yêu cầu tách đã cho là 17 đĩa.

Tính tỷ lệ dung môi bằng cách xác định giá trị tgα của đường làm việc:

$$\frac{G}{L} = \text{tg}\alpha = 0,164$$

Tính từ tỉ lệ mol thành Nm^3 khí cho một kg toluen (không chứa CO_2).

$$1 \text{ mol toluen} - 92\text{g} = 92 \cdot 10^{-3} \text{ kg toluen.}$$

$$1 \text{ mol khí} - 22,4 \text{ Nl} = 22,4 \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^3 \text{ khí}$$

$$\frac{G}{L} = 0,164 = 0,164 \times \frac{22,4 \times 10^{-2}}{92 \cdot 10^{-3}} = 0,04 \text{ Nm}^3 / \text{kg}$$

$$\frac{L}{G} = \frac{1}{0,04} = 25 \text{ kg} / \text{Nm}^3$$

Bài 2.6

Cân bằng hòa tan của C_2H_2 trong các dung môi ở $25^\circ C$ tuân theo định luật Henry:

$$P_{C_2H_2} = H \cdot X_{C_2H_2}$$

Tính với tải trọng mol và chấp nhận rằng tải trọng này có thể coi như phần mol (trong pha khí thì không như vậy vì $Y=0,20$).

Phương trình Henry được biến đổi thành dạng

$$P_{C_2H_2} = Y_{C_2H_2} \cdot P = H X_{C_2H_2}$$

Nếu dung môi sử dụng là nước, theo đề bài, hệ số Henry ở $25^\circ C$ là $H = 1370 \text{ atm}$.

Quá trình rửa khí được thực hiện ở nhiệt độ $25^\circ C$ và áp suất 1 atm nên ta có phương trình đường cân bằng là:

$$X_{C_2H_2} = \frac{1}{1370} \cdot Y_{C_2H_2}$$

hay
$$X_{C_2H_2} = 7,3 \cdot 10^{-4} Y_{C_2H_2}$$

Ở đáy tháp rửa:

$$y_1 = 0,2 \quad Y_1 = \frac{0,2}{1 - 0,2} = 0,25$$

Ở đỉnh tháp rửa:

$$y_2 = 0,002 = Y_2$$

Dựng đường cân bằng theo phương trình trên:

$$Y = 0 \rightarrow X = 0$$

$$Y = 0,25 \rightarrow X = 1,83 \times 10^{-4}$$

Nối hai điểm này lại được đường cân bằng.

Tính nồng độ chiết làm việc bằng 90% của X_{\max} ,

$$\text{Có nghĩa là } X = 1,83 \cdot 10^{-4} \times 90\% \approx 1,65 \cdot 10^{-4}$$

Đường làm việc đi qua hai điểm $(0,20 ; 1,65 \cdot 10^{-4})$ và $(0,002 ; 0)$

Tính số đĩa lý thuyết từ điểm $Y = 0,20$, $X = 1,65 \cdot 10^{-4}$ trên đường làm việc tương ứng với lối vào của khí vào tháp (ở đĩa phía dưới cột).

Kẻ đường bậc thang giữ đường làm việc và đường cân bằng ta thu được số bậc thang bằng số đĩa lý thuyết.

$$n_{\text{li}} = 29$$

Tính tỉ lệ dung môi bằng cách tính tgα trên giản đồ của đường làm việc

$$\frac{G}{L} = \operatorname{tg} \alpha = 8,3 \times 10^{-4}$$

$$G : L = 8,3 \times 10^{-4} = 8,3 \times 10^{-4} \frac{22,4 \times 10^{-3} \text{ Nm}^3}{1,8 \times 10^{-5} \text{ m}^3} = 1,03 \text{ Nm}^3 / \text{m}^3$$

Tính từ tỉ lệ mol thành m³ nước cho một Nm³ khí (không chứa C₂H₂)

$$1 \text{ mol nước} - 18 \text{ ml} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O}.$$

$$1 \text{ mol khí} - 22,4 \text{ Nm}^3 = 2,24 \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^3 \text{ khí}$$

Thực hiện quá trình tính toán hoàn toàn tương tự như trên khi sử dụng dung môi chiết là axeton và DMF ta thu được các kết quả như trong bảng sau:

Dung môi	X _{max}	n _{lt}	Nm ³ / m ³
Nước	1,83.10 ⁻⁴	29	1,03
Axeton	1,43 . 10 ⁻²	30	80,9
DMF	0,42	22	2389,3

Như vậy, có nghĩa là 1 m³ nước chỉ có thể rửa được 1,03 m³ khí, trong khi đó 1 m³ axeton hoặc DMF có thể rửa được tới lần lượt là 80,9 và 2389,3 m³ khí, nếu như người ta tiến hành làm việc dưới những điều kiện như đã nêu ra.

Bài 2.7

Từ phương trình Dalton:

$$P_{\text{hơi nước}} = y_{\text{hơi nước}} \times P$$

Giả sử quá trình khai thác khí được thực hiện được thực hiện ở áp suất thường.

$$\text{Khi đó, tải trọng ban đầu của hơi nước (ở } 30^{\circ}\text{C) : } \frac{31,8}{760} = 0,042$$

$$\text{Tải trọng còn lại của hơi nước (ở } -10^{\circ}\text{C) : } \frac{1,9}{760} = 0,0025$$

Cân bằng hòa tan của hơi nước trong dung môi etylenglycol ở 30°C tuân theo định luật Henry.

$$P_{\text{hơi nước}} = H X_{\text{hơi nước}}$$

Tính với tải trọng mol và chấp nhận rằng tải trọng này có thể coi như phần mol.

Phương trình Henry được biến đổi thành dạng

$$P_{\text{hơi nước}} = H X_{\text{hơi nước}} = Y_{\text{hơi nước}} \times P$$

$$X_{\text{hơi nước}} = \frac{P}{H} Y_{\text{hơi nước}}$$

Theo đề bài $H = 0,0324$, do đó ta có phương trình đường cân bằng:

$$X_{\text{hơi nước}} = \frac{1}{0,0324} Y_{\text{hơi nước}}$$

$$X_{\text{hơi nước}} = 30,9 Y_{\text{hơi nước}}$$

a) Tải trọng cực đại của etylenglycol đối với yêu cầu tách đề ra là:

$$X_{\text{max}} = 30,9 \times 0,042 = 1,3 \text{ mol hơi nước / mol etylenglycol}$$

b) Dựng đường cân bằng theo phương trình trên.

$$Y = 0 \rightarrow X = 0$$

$$Y = 0,042 \rightarrow X = 1,3$$

Nối hai điểm này lại được đường cân bằng.

Tính nồng độ chiết làm việc bằng 50% của X_{max} , tức là $X = 1,3 \times 0,5 = 0,65$

Đường làm việc đi qua hai điểm: (0,042; 0,65) và (0,0025; 0)

Tính số đĩa lý thuyết từ điểm ($Y = 0,042$; $X = 0,65$) trên đường làm việc tương ứng với lối vào của khí vào tháp (ở đĩa phía dưới cột).

Kẻ đường bậc thang giữa đường làm việc và đường cân bằng ta thu được số bậc thang bằng số đĩa lý thuyết:

$$n_{\text{li}} = 4$$

Tính tỉ lệ dung môi bằng cách tính tgα trên giản đồ của

$$\frac{G}{L} = \text{tg} \alpha = 16,5$$

Tính từ tỉ lệ mol thành kg etylenglycol (không chứa C_2H_2) cho một Nm^3 khí.

$$1 \text{ mol etylenglycol} - 62 \text{ g} = 62 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

$$1 \text{ mol khí} - 22,4 \text{ Nm}^3 = 2,24 \cdot 10^{-2} \text{ Nm}^3 \text{ khí}$$

$$G/L = 16,5 = 16,5 \times \frac{22,4 \times 10^{-3} \text{ Nm}^3}{62 \times 10^{-3} \text{ kg}} = 5,96 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

Hay $L/G = 1/5,96 = 0,168 \text{ kg/Nm}^3$

Bài 2.8

Cân bằng hòa tan của etylenoxit trong nước ở 20°C tuân theo định luật Henry:

$$p = HX \quad \text{với} \quad H = 5,7 \text{ atm}$$

Tính với tải trọng mol và chấp nhận rằng tải trọng này có thể coi như phân mol.

Phương trình Henry được biến đổi thành dạng:

$$p = YP = HX$$

$$X = \frac{P}{H} Y = \frac{20}{5,7} Y$$

$$X = 3,51 Y$$

Đây chính là phương trình đường cân bằng

Dựng đường cân bằng theo phương trình trên.

$$Y = 0 \rightarrow X = 0$$

$$X = 0,03 \rightarrow Y = 0,105$$

Nối hai điểm này lại được đường cân bằng.

Tính nồng độ chiết làm việc bằng 80% của X_{\max} .

Tức là:

$$X = 0,105 \times 80\% = 0,084$$

Đường làm việc đi qua hai điểm (0,03 ; 0,084) và (0,001 ; 0)

Tính số đĩa lý thuyết từ điểm $Y = 0,03$; $X = 0,084$ trên đường làm việc tương ứng với lối vào của khí vào tháp (ở đĩa phía dưới cột).

Kẻ đường bậc thang giữa đường làm việc và đường cân bằng ta thu được số bậc thang bằng số đĩa lý thuyết:

$$n_{\text{li}} = 11$$

Tính tỉ lệ dung môi bằng cách tính tgα trên giản đồ.

$$\frac{G}{L} = \operatorname{tg} \alpha = 2,9$$

Như vậy, cứ 1mol hay 18 g nước thì rửa được 2,9 mol hỗn hợp khí hay $2,9 \times 0,03 = 0,087$ mol etylenoxit hay $0,087 \times 44 = 3,828$ g

Tháp rửa có năng suất 50 kt/năm (một năm thiết bị vận hành 8000 giờ), tức năng suất của tháp rửa là 6,25 kg / giờ.

Từ đó suy ra lượng nước cần trong một giờ là:

$$6,25 \times 18 / 3,828 = 29,4 \text{ kg/ h.}$$

CHƯƠNG 3

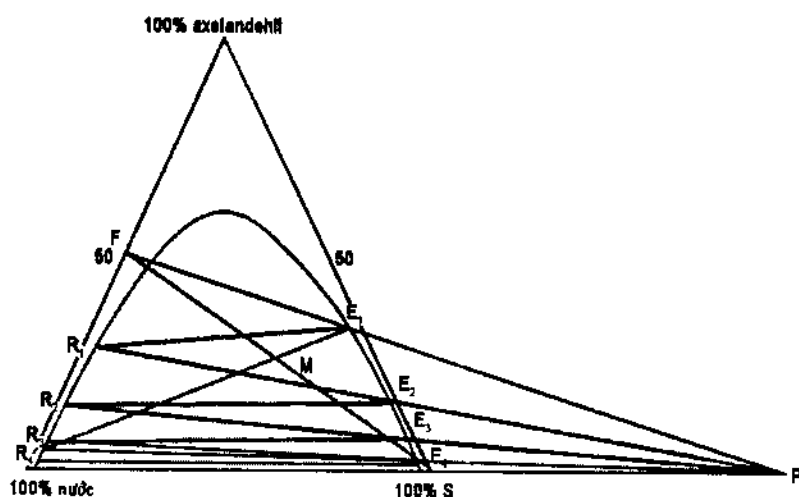
PHƯƠNG PHÁP CHIẾT LỎNG-LỎNG

Bài 3.1

Từ giản đồ tam giác cân bằng pha của hệ đã cho, đánh dấu các điểm F và M tương ứng với các dữ kiện của đề bài. Tại F thành phần của axetandehit và nước đều bằng 50%. Nối F và S, điểm trộn lẫn M thoả mãn điều kiện của đề bài: $FM / MB = 1$. R_n được xác định trên đường binodan, tại đó thành phần axetandehit là 5% (thành phần của S và nước cũng xác định được là 2% và 93%).

Đường thẳng $R_n M$ cắt đường binodan tại E_1 , giao điểm của $E_1 F$ và $R_n S$ là điểm tập hợp P. Điểm R_1 được xác định dựa vào đường liên hợp. Đường thẳng PR_1 cắt đường binodan tại E_2 và cứ tiến hành tương tự như trên, người ta thấy điểm R_4 thấp hơn so với điểm R_n do đó số bậc chiết cần thiết là 4.

Dựa vào giản đồ hình 3.1, nồng độ chiết ở bậc chiết thứ nhất E_1 là 3% nước, 32% axetandehit và 65% S.



Hình 3.1

Phương trình cân bằng khối cho toàn bộ cột chiết:

$$F + S = R_n + E_1$$

$$0,025 + 0,025 = R_n + E_1 = 0,050 \text{ kg/s}$$

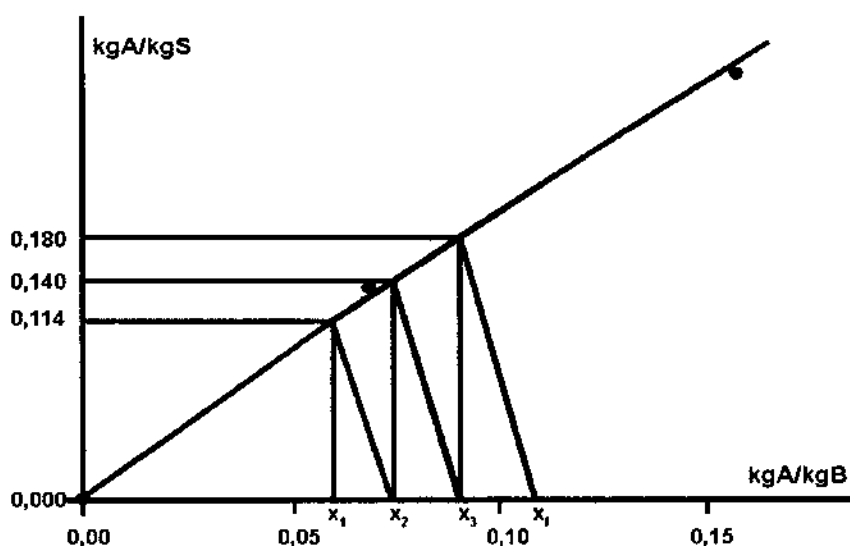
Phương trình cân bằng khối đối với cấu tử axetandehit:

$$0,50F + 0 = 0,05R_n + 0,32E_1$$

$$0,05(0,050 - E_1) + 0,32E_1 = (0,50 \times 0,025)$$

$$E_1 = 0,037 \text{ kg/s}$$

Bài 3.2



Hình 3.2

(1) Chiết theo phương pháp ngược dòng:

- Tốc độ dung môi thứ cấp S là: $160 \text{ cm}^3/\text{s} = 1,6 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$
- Dòng khối lượng của dung môi thứ cấp: $1,6 \times 10^{-4} \times 800 = 0,128 \text{ kg/s}$
- Tốc độ hỗn hợp đầu ở lối vào là: $400 \text{ cm}^3/\text{s} = 4 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$
- Giả sử trong hỗn hợp đầu, tốc độ dòng của cấu tử A là $a \text{ m}^3/\text{s}$, khi đó tốc độ của dung môi sơ cấp B là: $(4 \times 10^{-4} - a) \text{ m}^3/\text{s}$
- Dòng khối lượng của A: $1200a \text{ kg/s}$
- Dòng khối lượng của B: $(4 \times 10^{-4} - a)1000 = (0,4 - 1000a) \text{ kg/s}$
- Dòng khối lượng của hỗn hợp đầu: $(0,4 + 200a) \text{ kg/s}$.
- Nồng độ của A trong hỗn hợp đầu: $0,10 = 1200a/(0,4 + 200a)$

Suy ra: $a = 3,39 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

Thay giá trị vừa tìm được vào các biểu thức trên ta có:

- Dòng khối lượng của A: 0,041 kg/s, của B là 0,366 kg/s
- Tỷ lệ dòng khối lượng của A và B ở hỗn hợp đầu là:

$$X_1 = (0,041/0,366) = 0,112 \text{ kg/kg}$$

Từ các dữ liệu cân bằng đã cho, vẽ đường cân bằng trên hình 3.2 và đánh dấu điểm $X_1 = 0,112 \text{ kg/kg}$

$$\begin{aligned} \text{Độ dốc của đường cân bằng} &= \text{dòng khối lượng của B} / \text{Dòng khối lượng của S} \\ &= (0,366 / 0,128) = 2,86 \end{aligned}$$

Vì dung môi thứ cấp đưa vào không chứa A nên $Y_{n+1} = Y_4 = 0$

Xây dựng đường làm việc, số bậc tách tìm được là 3.

Khi $Y_4 = 0$, $X_n = X_3 = 0,057 \text{ kg/kg}$.

Vậy thành phần của dịch bã là 0,057 kgA/ kgB.

(2) Chiết theo phương pháp cùng chiều:

Đối với mỗi bậc chiết, lượng dung môi thứ cấp S sử dụng:

$$0,128 / 3 = 0,0427 \text{ kg/s}$$

$$X_1 = (0,041/0,366) = 0,112 \text{ kg/kg}$$

Từ đường cong cân bằng, dịch chiết chứa 0,18 kg A/ kg S hay:

$$(0,18 \times 0,00427) = 0,0077 \text{ kg/s A.}$$

- Đối với bậc chiết thứ nhất:

Dịch bã chứa $(0,041 - 0,0077) = 0,0333 \text{ kg/s A}$ và $0,366 \text{ kg/s B}$

$$X_1 = (0,0333/0,366) = 0,091 \text{ kg/kg}$$

- Đối với bậc chiết thứ hai:

$$X_1 = 0,091 \text{ kg/kg}$$

Từ hình 3.2, dịch chiết chứa 0,14 kg A/kg S hay $(0,14 \times 0,0427) = 0,0060 \text{ kg/s A}$

Dịch bã ở bậc chiết này chứa $(0,0333 - 0,0060) = 0,0273 \text{ kg/s A}$ và $0,366 \text{ kg/s B}$

$$X_2 = (0,0273 / 0,366) = 0,075 \text{ kg/kg}$$

- Đối với bậc chiết thứ ba:

$$X_2 = 0,075 \text{ kg/kg}$$

Từ hình 3.2, dịch chiết chứa 0,114 kg A/kg S hay:

$$(0,114 \times 0,0427) = 0,0049 \text{ kg/s A}$$

Dịch bã ở bậc chiết này chứa $(0,0273 - 0,0049) = 0,0224 \text{ kg/s A}$ và $0,366 \text{ kg/s B}$

$$X_3 = (0,0224 / 0,366) = 0,061 \text{ kg/ kg}$$

Thành phần của dịch bã = $0,061 \text{ kg A/ kg B}$

Bài 3.3

Trước hết vẽ đồ thị đường cân bằng: $Y=20X$

Nồng độ dịch chiết đạt được tính theo biểu thức sau:

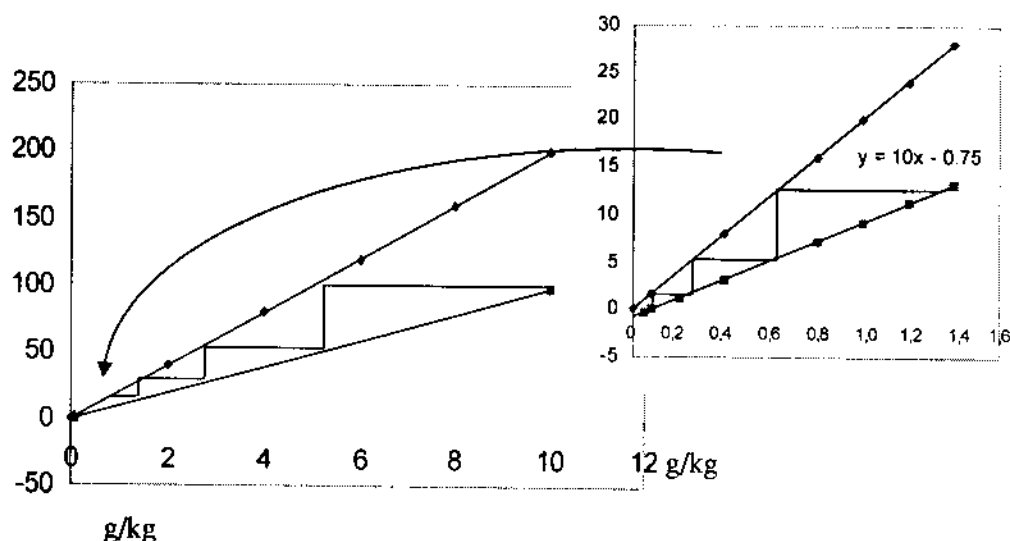
$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{P}{S} = \frac{y_E - y_L}{x_F - x_R} = \frac{y_E - 0,05}{10 - 0,08} = 10$$

Suy ra:

$$y_E = 99,25 \text{ g/kg}$$

Từ đó xây dựng đường làm việc đi qua các điểm $(10; 99,25)$ và $(0,08; 0,05)$

Xác định số đĩa lý thuyết cho khoảng $x=10$ đến $x=0,08 \text{ g/kg}$. Từ hình 3.3 ta thấy số bậc chiết cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách đề ra là 6.



Hình 3.3

Bài 3.4

Trước hết vẽ đồ thị đường cân bằng $Y = 56 X$ và xác định nồng độ chiết cực đại cho nhiệm vụ tách:

$$y_{E\max} = 15 \times 56 = 840 \text{ g/kg hay } 0,840 \text{ kg phenol/ kg } n\text{-butyl axetat.}$$

Tỷ lệ dung môi cực đại:

$$\left(\frac{P}{S}\right)_{\max} = \frac{840}{15 - 0,05} = 56,2$$

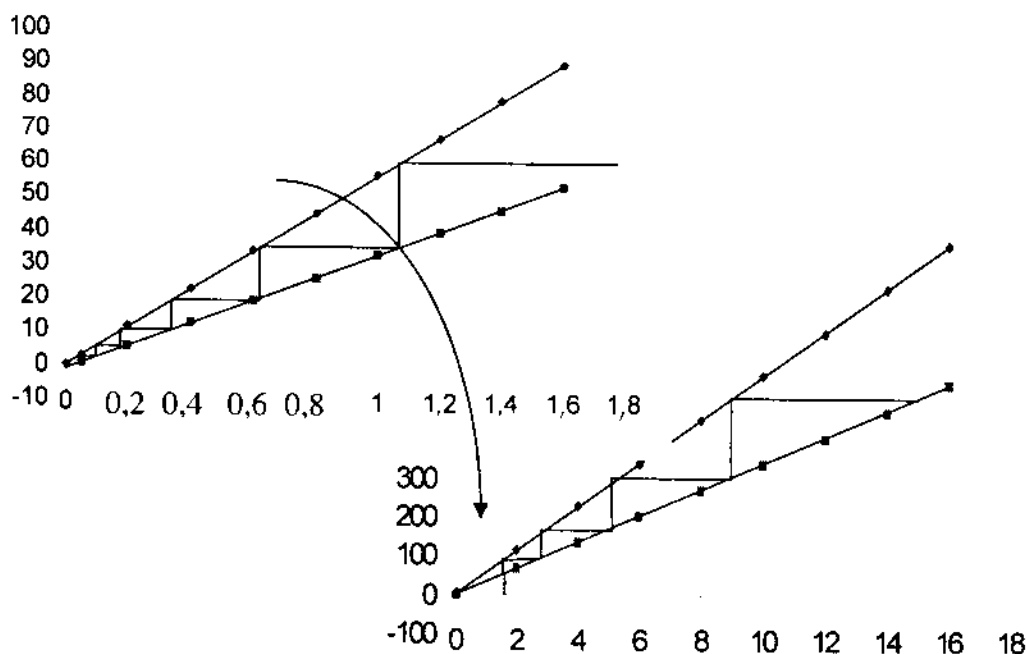
Nồng độ của dịch chiết đạt được bằng 60% nồng độ chiết cực đại, hay

$$y_E = 0,84 \times 0,6 = 0,504 \text{ kg/ kg}$$

Tỷ lệ dung môi là:

$$\text{tg}\alpha = \frac{P}{S} = \frac{y_E - y_L}{x_F - x_R} = \frac{0,504}{15 - 0,05} = 33,7$$

Xây dựng đường làm việc, từ đó xác định được số đĩa lý thuyết trong khoảng $x=15$ đến $x=0,05$. Từ hình 3.4 ta thấy để đáp ứng nhiệm vụ tách đặt ra cần 10 bậc chiết.



Hình 3.4

Bài 3.5

Trước hết tính nồng độ của axit salixylic trong nước và benzen theo đơn vị g/kg.

Nồng độ ban đầu của axit salixylic trong nước là 0,2 % trọng lượng hay 2g axit salixylic / kg nước, cần phải chiết chúng đến khi nồng độ axit còn lại là 0,025% hay 0,25g / kg.

Sự phân bố của axit salixylic giữa nước và benzen ở 25°C được tính trong bảng sau:

Axit salixylic trong nước (g/kg)	Axit salixylic trong benzen
0,36	0,7
0,51	1,01
0,69	1,82
1,28	6,19
1,64	6,47
2,01	9,76
2,26	305,21

– Nếu dung môi thứ cấp sử dụng là dietylete:

Vì axit salixylic phân bố giữa nước và dietylete tương ứng với định luật phân bố Nernst với hệ số phân bố $K=127$ (ở 25°C) nên trước hết vẽ đồ thị đường cân bằng

$$Y = 127X$$

Nồng độ dịch chiết cực đại:

$$Y_e^{max} = 2 \times 127 = 254 \text{ g / kg}$$

Nồng độ chiết cần đạt bằng 60% nồng độ chiết cực đại:

$$254 \times 0,6 = 152,4 \text{ g/kg}$$

Xây dựng đường làm việc đi qua 2 điểm: ($X = 2$; $Y = 152,4$) và ($X = 0,25$; $Y = 0$)

Từ độ dốc của đường làm việc tính được tỷ lệ dung môi:

$$\frac{m_b}{m_c} = 87,1$$

Nếu tốc độ nước thải đưa vào thiết bị chiết: là $3\text{m}^3/\text{giờ}$ thì lượng dung môi thứ cấp cần thiết là:

$$m_c = \frac{m_b}{87,1} = \frac{3}{87,1} = 0,035\text{m}^3/\text{h}$$

Số bậc chiết lý thuyết cần thiết cho yêu cầu tách là 4.

– Nếu dung môi thứ cấp sử dụng là benzen:

Từ bảng số liệu về sự phân bố của axit salixylic trong nước và axit salixylic trong benzen trên ta xây dựng đường cân bằng.

Dựa vào đường cân bằng xác định được nồng độ chiết cực đại:

$$Y_E^{max} = 9,75\text{ g/kg}$$

Nồng độ cân chiết cần đạt bằng 60% nồng độ chiết cực đại

$$Y = 9,98 \times 0,6 = 5,85\text{ g/kg}$$

Xây dựng đường làm việc đi qua 2 điểm: ($X = 2$; $Y = 5,85$) và ($X = 0,25$; $Y = 0$)

$$\frac{m_b}{m_c} = 3,34$$

Nếu tốc độ nước thải đưa vào thiết bị chiết: là $3\text{m}^3/\text{giờ}$ thì lượng dung môi thứ cấp cần thiết là:

$$m_c = \frac{m_b}{3,4} = \frac{3}{3,34} = 0,9\text{ m}^3/\text{h}$$

Số bậc chiết lý thuyết cần thiết cho yêu cầu tách là 12.

Bài 3.6

Tốc độ của nguyên liệu A trong hỗn hợp đầu vào: $F_{X_0}, \text{kg/s}$

Trong pha nước tốc độ A: $F_x (\text{kg/s})$, tốc độ dung môi: $W (\text{kg/s})$

Trong pha hữu cơ tốc độ A: $W_y (\text{kg/s})$, trong đó y là nồng độ của A trong pha hữu cơ.

Ta có:

$$y = mx$$

Phương trình cân bằng đối với A:

$$\begin{aligned} F_{X_0} &= W_y + F_x \\ &= Wmx + F_x = x(c) \\ x &= F_{X_0} / (mW + F) \end{aligned}$$

Tốc độ thu hồi dung dịch A: $F(x_0 - x) \text{ kg/s}$

Giá trị thu được: $Fa(x_o - x) c$

Thay giá trị x vừa tìm được ta có:

$$Fa(x_o - x) c = Fax_o - F^2ax_o/(mW + F) \text{ (£/s)}$$

Chi phí sử dụng dung môi chiết Wb (£/s)

Lợi nhuận thu được từ quá trình thu hồi A

$$P = Fax_o [1 - F/(mW + F)] - Wb \text{ (£/s)}$$

$$dP/dW = F^2ax_o/m / (mW + F)^2 - b$$

Để tính lợi nhuận tối đa thì $dP/dW = 0$

$$\text{hay} \quad F^2ax_o/m / (mW + F)^2 = b$$

$$\text{Giải ra ta được } W = [(F^2ax_o)/mb]^{0.5} - F/m.$$

Bài 3.7

Trước hết, tính nồng độ của pyridin (đơn vị g / kg) phân bố giữa nước và benzen ở 25°C.

Với phân số mol của pyridin trong nước $x = 0,012$ nồng độ của pyridin là:

$$X = \frac{0,012 \times 79}{(1 - 0,12) \times 18} = 53,31 \text{ (g / kg)}$$

Với cách tính hoàn toàn tương tự ta thu được bảng các nồng độ của pyridin như sau:

X (trong pha nước) g / kg	53,31	140,41	350,73
Y (trong pha benzen) g / kg	158,07	344,85	470,08

Từ bảng số liệu trên xây dựng đường cân bằng.

Nồng độ cực đại của dịch chiết:

$$Y_E^{max} = 155 \text{ g / kg}$$

hay

$$Y_E^{max} = 0,155 \text{ kg / kg}$$

Hàm lượng pyridin trong nước ban đầu là 5% hay:

$$X_1 = \frac{5}{(100 - 5) \cdot 10^{-1}} = 52,63 \text{ (g / kg)}$$

Hàm lượng pyridin dịch bã là:

$$Y_r = 0,50 \text{ (g / kg)}$$

Nồng độ dịch chiết cần đạt bằng 70% là : $0,7 \times 155 = 108,5 \text{ g / kg}$

Xây dựng đường làm việc qua 2 điểm: ($X = 53,63$; $Y = 108,5$) và ($X = 0,5$; $Y = 0$)

Dựa vào độ dốc của đường làm việc tính được tỷ số dung môi:

$$\frac{m_b}{m_c} = \frac{108,5}{52,63 - 0,5} = 2,1$$

Số bậc chiết lý thuyết cần thiết cho yêu cầu tách nói trên là 11.

Bài 3.8

Từ các dữ liệu cân bằng phân bố của dioxan giữa nước và benzen cho ở đề bài, xây dựng đường cân bằng.

Nồng độ dioxan trong dung dịch nước ban đầu là $X_F = 20\%$

Nồng độ dioxan trong dịch bã: $X_R = 2\%$

Tỷ lệ dung môi cực đại chính là độ dốc của tiếp tuyến với đường cân bằng tại $X_F = 20\%$.

Dựa vào đường cân bằng xác định được:

$$\operatorname{tg} \alpha = \left(\frac{P}{S} \right)_{\max} = 1,35$$

Tỷ lệ dung môi bằng 80% tỷ lệ dung môi cực đại:

$$\operatorname{tg} \alpha = \left(\frac{P}{S} \right) = 0,8 \times 1,35 = 1,08$$

Xây dựng đường làm việc đi qua điểm (2 ; 0) và có hệ số góc bằng 1,08.

Từ đó xác định được số bậc chiết cần thiết đáp ứng yêu cầu tách là 10.

Khi đó nồng độ chiết đạt được là 19,9 % trọng lượng dioxan trong benzen hay 0,248 kg dioxan / kg benzen

Bài 3.9

Từ các dữ kiện của bảng trên ta xây dựng đường binodan và các đường cân bằng cho hệ nước - axeton - clobenzen và từ đó xây dựng đường liên hợp.

- Đánh dấu trên đường binodan điểm ứng với nồng độ axeton 45% trọng lượng.
- Dựa vào giản đồ xác định được hàm lượng nước và clobenzen trong lớp nước lần lượt là: 52,8% và 2,2%.

Dựa vào đường liên hợp xác định điểm ứng với thành phần lớp clobenzen cân bằng với nó. Điểm này ứng với nồng độ của nước, axeton, clobenzen lần lượt là: 4,3%, 54,9%, 40,8%.

Bài 3.10

a) Từ các dữ kiện cân bằng của hệ nước - *tert* butanol - benzen được cho trong bảng trên ta xây dựng đường binodan và các đường cânốt cho hệ nước - *tert* butanol - benzen. Đánh dấu các điểm F và R tương ứng với các dữ kiện của đề bài và vẽ đường thẳng qua S và R. Sau đó vẽ đường thẳng qua F song song với đường cânốt gần nhất. Giao điểm Q của các đường thẳng qua R và S là điểm tập hợp (điểm giao nhau của các đường làm việc với lượng dung môi cực tiểu).

Điểm cắt E của đường thẳng qua F và Q với đường binodan cho biết nồng độ chiết cực đại E_{\max} chứa 3% H_2O ; 66% benzen; 31% *tert*-butanol. Vẽ các đường thẳng qua E và R cũng như qua F và S. Giao điểm của các đường này là điểm trộn lần.

Nhờ quy tắc đòn bẩy từ chiều dài MF và MS ta tính được lượng dung môi cực tiểu:

$$M_F \cdot MF = m_s \cdot MS$$

$$\frac{m_s}{m_F} = \frac{MF}{MS} = 0,29$$

$$m_s = 0,29 m_F$$

b) Lượng dung môi cần thiết cho yêu cầu tách với nồng độ dịch chiết bằng 90% nồng độ dịch chiết cực đại được xác định qua điểm trộn lần (giao điểm của đường thẳng qua E - điểm ứng với nồng độ dịch chiết bằng 90% nồng độ dịch chiết cực đại- và R với đường thẳng qua S và F).

Điểm trộn lần M chia đoạn thẳng SF theo tỷ lệ:

$$\frac{m_s}{m_F} = \frac{MF}{MS} = 0,35$$

Sau khi xây dựng điểm tập hợp (giao điểm của đường thẳng qua E và F với đường thẳng qua S và R), tiến hành xây dựng bậc chiết ta nhận thấy số bậc chiết cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách đề ra là 5.

CHƯƠNG 4

TÁCH CHẤT BẰNG PHƯƠNG PHÁP LỌC

Bài 4.1

Hỗn hợp huyền phù chứa 20% chất rắn, như vậy nếu có 20 kg chất rắn thì sẽ có 80 kg dung dịch

Thể tích của bánh lọc là:

$$\frac{20}{2000(1 - 0,4)} = 0,0167 m^3$$

Thể tích của hỗn hợp lỏng trong bánh lọc là $1,167 \times 0,4 = 0,0067 m^3$

Thể tích của dịch lọc là $(80/1000) - 0,0067 = 0,0733 m^3$

$$v = 0,0167/0,0733 = 0,23$$

Phương trình lọc

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A^2(-\Delta P)}{r\mu v[V + LA/v]}$$

Các dữ kiện cho trong bài toán này

$$A = 3 m^2$$

$$\Delta P = 101,3 - 30 = 71,3 \text{ kN/m}^2$$

$$r = 2 \times 10^{12}/m^2$$

$$\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$v = 0,23$$

$$L = 1 \text{ mm} = 1 \times 10^{-3}$$

Thay số liệu đã có vào phương trình lọc

$$\frac{dV}{dt} = \frac{3^2 \times 71,3 \times 10^3}{0,23 \times 2 \times 10^2 \times 1 \times 10^{-3} \left[V + \left(1 \times 10^{-3} \times 3^2_{0,23} \right) \right]}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{1,395 \times 10^3}{V + 0,013}$$

$$\frac{V^2}{2} + 0,013V = 1,395 \times 10^{-3}t$$

Nếu tốc độ quay = 0,0083 Hz, một vòng quay hết 120,5 s và một mảnh mặt nào đó trên cái lọc được ngâm trong thời gian $120,5 \times 0,3 = 36,2$ s.

Khi $t = 36,2$ s thì có thể tìm V bằng cách thay t vào phương trình trên và nhận được $V = 0,303 \text{ m}^3$.

Như vậy tốc độ lọc là: $0,303/120,5 = 0,0025 \text{ m}^3/\text{s}$.

Thể tích của dịch lọc lọc được trong một vòng là: $0,303 \text{ m}^3$

Thể tích của bánh lọc là: $0,23 \times 0,303 = 0,07 \text{ m}^3$

Độ dày của lớp bánh lọc là: $0,07/3 = 0,023 \text{ m} = 23 \text{ mm}$

Nếu như độ dày nhỏ nhất của bánh lọc là 5 mm

Thể tích của bánh lọc là: $3 \times 0,005 = 0,015 \text{ m}^3$

Thể tích của dịch lọc: $V = 3 \times 0,005/0,23 = 0,065 \text{ m}^3$

$$(0,065)^2/2 + 0,013 \times 0,065 = 1,395 \times 10^{-3}t$$

$$t = 2,12 \text{ s}$$

Thời gian để quay một vòng: $2,12/0,3 = 7,1 \text{ s}$ và tốc độ quay là 0,14 Hz (8,5 vòng/phút)

Tốc độ lọc cực đại là $0,065 \text{ m}^3$ trong 7,1 s

$$v_{\max} = (0,065/7,1) = 0,009 \text{ m}^3/\text{s}$$

Bài 4.2

Từ các dữ kiện đã cho lập được bảng sau:

Phương trình lọc:

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{(-\Delta P)}{r\mu l}$$

r được định nghĩa là độ trở kháng riêng của bánh lọc, và sử dụng các số liệu đã cho có thể tính được đối với dòng đi qua một đơn vị thể tích của bánh lọc

$$\Delta P = 165 - 101,3 = 63,7 \text{ kN/m}^2 = 63,7 \times 10^3 \text{ N/m}^2$$

$$A = 1 \text{ cm}^2$$

$$l = 1 \text{ cm}$$

$$\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$$

$$dV/dt = 0,02 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$r = \frac{63,7 \times 10^3 \times 1}{1 \times 10^{-3} \times 1 \times 0,02} = 3185 \times 10^6 / \text{cm}^2$$

- Hỗn hợp huyền phù chứa 100 kg bột đá vôi /m³ nước.
- Thể tích của 100 kg bột đá vôi là: $100/3000 = 0,0333 \text{ m}^3$
- Thể tích của bánh lọc là: $0,0333 \times 0,4/0,6 = 0,0222 \text{ m}^3$
- Thể tích của dịch lọc là: $1 - 0,222 = 0,978 \text{ m}^3$

v được định nghĩa là (thể tích của bánh lọc/thể tích của dịch lọc) = 0,056

Từ phương trình:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{(-\Delta P)A^2}{r\mu l} = \frac{(-\Delta P)A^2}{r\mu l V_v}$$

nhưng với L bằng nửa độ dày của khung lọc: V_v/A

$$V^2 = L^2 A^2 / v^2$$

$$L = 3,16 \times 10^{-6} \text{ t}$$

$$L^2 = \frac{2A(-\Delta P)vt}{r\mu}$$

$$L^2 = \frac{2 \times (1000 - 101,3) \times 10^3 \times 0,056 \text{ t}}{3185 \times 10^{10} \times 1 \times 10^{-3}}$$

$$L^2 = 3,16 \times 10^{-6} \text{ t}$$

Nếu trở kháng của môi trường lọc là không đáng kể thì thời gian lọc là tối ưu khi thời gian lọc bằng với thời gian chết.

Nói cách khác L_{opt} khi $t = 900$

$$L_{\text{opt}}^2 = 3,16 \times 10^{-6} \times 900 = 2,48 \times 10^{-3}$$

$$L = 0,053 \text{ m}$$

Vậy, độ dày tối ưu của đĩa là 106 mm

Đối với quá trình rửa, nếu áp suất lọc giảm một nửa, tốc độ rửa cũng giảm đi một nửa. Nước rửa gấp đôi chiều dày của bánh lọc để có thể thấm qua và một nửa diện tích của dòng nước rửa này coi như quá trình lọc. Vì vậy khi xét các yếu tố này suy ra tốc độ rửa bằng 1/8 tốc độ lọc cuối.

Tốc độ lọc cuối:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{(-\Delta P)A^2}{r\mu l} = \frac{(-\Delta P)A^2}{r\mu l V_v}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{898,7 \times 10^3 A^2}{3185 \times 10^{10} \times 10^{-3} 0,056 V}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{5,04 \times 10^{-4} A^2}{V}$$

Tốc độ rửa: (tốc độ lọc cuối /8) = $63 \times 10^{-5} A^2/V$

Thể tích của nước rửa: $V/4$

Vì vậy thời gian rửa là: $(V/4)(6,3 \times 10^{-5} A^2/V) = 3,97 \times 10^3 V^2 / A^2$

Lúc này $V^2 = L^2 A^2 / v^2$

Vậy, độ dày của khung là 0,048 m = 48 mm.

Bài 4.3

Khi áp suất lọc không đổi và độ trở kháng của áo lọc là không đáng kể

$$t = \frac{r\mu v}{2A^2(-\Delta P)} V^2$$

Khi $t_1 = 1800s$, $V_1 = 8 m^3$, và khi $t_2 = 3600s$, $V_2 = 11 m^3$

$$3600 - 1800 = \frac{r\mu v}{2A^2(-\Delta P)} (11^2 - 8^2)$$

$$\frac{r\mu v}{2A^2(-\Delta P)} = 31,6$$

Mặt khác:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{(-\Delta P)A^2}{r\mu l}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{1}{2 \times 31,6 V}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{0,0158}{V}$$

Tốc độ lọc cuối cùng: $0,0158/11 = 1,44 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$.

Đối với quá trình rửa hoàn toàn trong một khung lọc, nước rửa cần phải thấm qua một đoạn gấp hai lần so với độ dày của bánh lọc và một nửa diện tích của dòng này được coi như quá trình lọc. Vì vậy tốc độ dòng nước rửa ở cùng áp suất sẽ bằng 1/4 lần tốc độ lọc.

Vì vậy:

Tốc độ rửa là $1,44 \times 10^{-3} / 4 = 3,6 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$

Thời gian rửa là $3/(3,6 \times 10^{-4}) = 8400 \text{ s}$ (2,3 giờ)

Bài 4.4

Đối với quá trình lọc được thực hiện ở áp suất lọc không đổi trong khoảng thời gian t_1 và thu được một lượng thể tích dịch lọc là V_1 . Sau đó khi làm việc ở áp suất không đổi thì thời gian lọc là t và thu được thể tích dịch lọc là V :

$$V^2 - V_1^2 = \frac{2A^2(-\Delta P)}{r\mu v}(t - t_1)$$

Giả sử rằng trở kháng của lớp áo lọc là không đáng kể,

- Đối với quá trình lọc với tốc độ không đổi

$$t_1 = \frac{r\mu v}{A^2(-\Delta P)} V_1^2$$

$$t = \frac{1}{K} \left(V_1^2 + \frac{V^2 - V_1^2}{2} \right)$$

$$t = \frac{(V^2 - V_1^2)}{2K}$$

Sử dụng các dữ liệu $t_1 = 900 \text{ s}$, thể tích V_1

$$\frac{r\mu v}{A^2(-\Delta P)} = \frac{900}{V_1^2}$$

$$\frac{r\mu v}{A^2(-\Delta P)} = \frac{900}{V_1^2}$$

- a) Đối với giai đoạn lọc ở áp suất không đổi:

$$(2V_1)^2 = \frac{2V_1^2}{900} t_p$$

$$V - V_1 = 2V_1 \text{ và } t - t_1 = t_p$$

- $t_p = 1800 \text{ s}$

Thời gian lọc toàn bộ là: $900 + 1800 = 2700 \text{ s}$

Thời gian tổng số cho một vòng là: $2700 + 1200 = 3900 \text{ s}$

b) Đối với giai đoạn lọc ở vận tốc không đổi,

$$t_1 = \frac{r\mu v}{A^2(-\Delta P)} V_1^2 = \frac{V_1^2}{K}$$

- Đối với giai đoạn lọc ở áp suất không đổi,

$$t - t_1 = \frac{r\mu v}{A^2(-\Delta P)} (V^2 - V_1^2) = \frac{V^2 - V_1^2}{K}$$

Thời gian lọc toàn bộ t,

Tốc độ lọc v

$$v = \frac{V}{t + t_d}$$

trong đó t_d là thời gian chết.

- Đối với tốc độ lọc cực đại

$$\frac{d(v)}{dV} = 0$$

$$V_1^2 - V^2 + 2Kt_d = 0$$

$$t_d = \frac{1}{2K} (V^2 - V_1^2) = t - t_1$$

$$t_d = 1200 \text{ s} = t - 900$$

$$t = 2100 \text{ s}$$

Thời gian cho một vòng lọc là $2100 + 1200 = 3300 \text{ s}$

Bài 4.5

Quá trình lọc ở áp suất lọc không đổi trong cái lọc trống quay,

$$V^2 = \frac{2A^2(-\Delta P)}{r\mu v} t$$

$$V^2 \sim t \sim \frac{1}{N}$$

trong đó N là tốc độ quay.

$$\begin{aligned}
 v &\sim \frac{1}{N^{1/2}}; v \sim \frac{V}{t} \\
 \frac{V}{t} &\sim \left(\frac{1}{\sqrt{N}} \times \frac{1}{t} \right) \sim \left(\frac{1}{\sqrt{N}} \times N \right) \sim \sqrt{N} \\
 \frac{\left(\frac{V}{t} \right)_1}{\left(\frac{V}{t} \right)_2} &= \frac{\sqrt{N_1}}{\sqrt{N_2}} \\
 \frac{0,0075}{0,0150} &= \frac{\sqrt{0,03}}{\sqrt{N_2}}
 \end{aligned}$$

$$N_2 = 0,12 \text{ Hz (7,2 vòng/phút)}$$

Bài 4.6

Trong cái lọc lá, quá trình lọc ở áp suất không đổi từ lúc bắt đầu.

Như vậy,

$$V^2 + 2(AL/v)V = 2(-\Delta P A^2/r\mu v)t$$

Trong cái lọc nén, ở điều kiện tốc độ không thay đổi và làm việc trong thời gian t_1 nhận được thể tích lọc là V_1 và sau đó quá trình lọc được thực hiện ở áp suất không đổi.

Như vậy

$$V_1^2 + (AL/v)V_1 = (-\Delta P A^2/r\mu v)t_1$$

$$\text{và } (V^2 - V_1^2) + 2(AL/v)(V - V_1) = 2(-\Delta P A^2/r\mu v)(t - t_1)$$

♦ Đối với cái lọc lá

Khi $t = 300 \text{ s}$, $V = 250 \text{ cm}^3$ và khi $t = 600 \text{ s}$, $V = 400 \text{ cm}^3$

$$A = 0,05 \text{ m}^2, \text{ và } -\Delta P = (101,3 - 30,0) = 71,3 \text{ kN/m}^2$$

$$250^2 + 2(0,05L/v)250 = 2(71,3 \times 0,05^2/r\mu v)300$$

$$400^2 + 2(0,05L/v)400 = 2(71,3 \times 0,05^2/r\mu v)600$$

$$62.500 + 25L/v = 106,95/r\mu v$$

$$160.000 + 40L/v = 213,9/r\mu v$$

Như vậy $L/v = 3500$ và $r\mu v = 7,13 \times 10^{-4}$

♦ Đối với máy lọc nén

Thể tích lọc V_1 thu được khi vận tốc lọc trong thời gian vận tốc lọc không thay đổi là:

$$[A = 2,16 \text{ m}^2, -\Delta P = (500 - 101,3) = 398,7 \text{ kN/m}^2, t = 200 \text{ s}]$$

$$V_1^2 + 2,16 \times 3500 V_1 = (398,7 \times 2,16 / 7,13 \times 10^{-4}) 200$$

$$V_1^2 + 7560 V_1 - 5,218 \times 10^8 = 0$$

$$V_1 = -3780 + \sqrt{(1,429 \times 10^7 + 5,218 \times 10^8)}$$

$$V = 1,937 \times 10^4 \text{ cm}^3$$

- Đối với quá trình lọc ở áp suất lọc không đổi:

$$t - t_1 = 900 \text{ s}$$

Tổng thể tích của dịch lọc nhận được

$$(V^2 - 3,75 \times 10^8) + 15.120 (V - 1,937 \times 10^4) = 5,218 \times 10^6 \times 900$$

$$V = -7560 + \sqrt{(5,715 \times 10^7 + 53,64 \times 10^8)}$$

$$V = 6,607 \times 10^4 \text{ cm}^3$$

Tốc độ lọc cuối cùng là $\{-\Delta P A^2 / [r_{\mu v} (V + AL/v)]\}$

$$v_f = (398,7 \times 2,16^2) / [7,13 \times 10^{-4} (6,607 \times 10^4 + 216 \times 3500)]$$

$$v_f = 35,4 \text{ cm}^3/\text{s}$$

Nếu như độ nhớt của dịch lọc tương đương với độ nhớt của nước rửa

Tốc độ rửa ở 500 kN/m² là: 35,4 cm³/s

Tốc độ rửa ở 375 kN/m² là: 35,4 (375 - 101,3)/(500 - 101,3) = 24,3 cm³

Như vậy lượng nước rửa trong 600s là:

$$600 \times 24,3 = 1,458 \times 10^4 \text{ cm}^3 \text{ hay } 0,0146 \text{ m}^3$$

Bài 4.7

Phương trình lọc cơ bản là:

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{(-\Delta P)}{r_{\mu} \left(\frac{V}{A} + l \right)}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A^2 (-\Delta P)}{r_{\mu v} \left(V + \frac{Al}{v} \right)}$$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{a}{V + b}$$

trong đó $a = A^2 (-\Delta P) / r_{\mu v}$; $b = Al/v$

Khi tiến hành lọc với vận tốc không đổi

$$\frac{V_0}{t_1} = \frac{a}{V + b} \quad (\text{th1})$$

$$V_0^2 + bV_0 = at_0$$

Khi áp suất lọc không đổi

$$\frac{1}{2}(V^2 - V_0^2) + b(V - V_0) = a(t - t_0) \quad (\text{th2})$$

Trong phương trình 1

$$(V/4)^2 + bV/4 = 600a$$

Trong phương trình 2

$$\frac{1}{2}\left(V^2 - \left(\frac{V}{4}\right)^2\right) + b\left(V - \frac{V}{4}\right) = 3600a$$

Suy ra $a = 0,000156V^2$; $b = 0,125V$

Tổng thời gian cho một vòng lọc là: $600 + 3600 + 900 = 5100$ s.

Tốc độ lọc là: $V/5100 = 0,000196V$ m³/s

Đối với trường hợp 2, độ cản của lớp áo lọc bằng một phần tư so với giá trị ban đầu thì $b' = b/4$.

Trong suốt thời gian máy làm việc với vận tốc không đổi, bơm được vận hành ở áp suất ở dung lượng không đổi vì vậy

$$\frac{V_1}{t_1} = \frac{V_0}{t_0}$$

$$\frac{a}{V_1 + b/4} = \frac{a}{V_0 + b}$$

Độ dày của lớp áo phủ là: $2 \times 1,6 = 3,2$

Độ dày của bánh lọc là: $25 - 3,2 = 21,8$ mm

Thể tích của bánh lọc trong trường hợp 2 là:

$$\{(21,8/25) = 0,872\} \times \text{thể tích của bánh lọc trong trường hợp 1.}$$

Đối với trường hợp 2, tổng thể tích dịch lọc $V_2 = 0,872V$

Khi áp suất không đổi:

$$\frac{1}{2} \left[(0,872V)^2 - V_1^2 \right] + \left(\frac{b}{4} \right) (0,872V - V_1) = a(t - t_1) \quad (\text{th3})$$

$$\frac{V_0}{t_0} = \frac{\left(\frac{V_1}{4} \right)}{600} = 0,000417$$

$$a = 0,000156V^2$$

$$b' = \frac{b}{4} = 0,03125V$$

$$\frac{0,000156V^2}{V_1^2 + 0,03125V} = 0,000417V$$

$$V_1 = 0,344V$$

Mặt khác,

$$\frac{1}{2} \left[(0,872V)^2 - (0,344V)^2 \right] + 0,03125V(0,872V - 0,344V) = 0,000156V (t - t_1)$$

Thay $V_1 = 0,344V$ và $b' = 0,03125V$ vào (pt 3)

$$t - t_1 = 2159 \text{ s}$$

Thời gian cho một vòng mới là $(180 + 900 + 825 + 2159) = 4064 \text{ s}$

Tốc độ lọc mới là $0,872V/4064 = 0,000215V \text{ m}^3/\text{s}$

tăng là $(0,000215 - 0,000196)V \times 100/0,000196V = 9,7\%$

$$\frac{V_1}{t_1} = \frac{V_0}{t_0}$$

$$\Rightarrow t_1 = \frac{V_1 t_0}{V_0}$$

$$V_0 = \frac{V}{4}; t_0 = 600s; V_1 = 0,344V$$

$$\Rightarrow t_1 = 825s$$

Bài 4.8

Số liệu từ đĩa lọc và máy lọc nén được sử dụng để đánh giá trở kháng của bánh lọc và áo lọc đối với sự sử dụng cái lọc trống quay.

Đối với giai đoạn lọc với vận tốc không đổi,

$$V_1^2 + \frac{LA}{v} V_1 = \frac{A^2(-\Delta p)}{r\mu v} t_1$$

Đối với giai đoạn áp suất lọc không đổi tiếp theo đó,

$$(V^2 - V_1^2) + \frac{LA}{v} V_1 = \frac{A^2(-\Delta P)}{r\mu v} (t - t_1)$$

Từ các số liệu đã cho,

$$t_1 = 300 \text{ s}, \quad (-\Delta P) = 350 - 101.3 = 248,7 \text{ kN/m}^2$$

$$V_1 = 0,175 \text{ m}^3, \text{ và } A = 2 \times 20 \times 0,3 \times 0,3 = 3,6 \text{ m}^2$$

$$(0,175)^2 + \left(\frac{L}{v}\right) \times 3,6 \times 0,175 = \frac{(3,6)^2 \times 248,7 \times 10^3 \times 300}{r\mu v}$$

$$0,0306 + 0,63 (L/v) = 9,68 \times 10^8 / r\mu v \quad (i)$$

Đối với giai đoạn áp suất lọc không đổi,

$$V = 0,7 \text{ m}^3, \quad V_1 = 0,175 \text{ m}^3$$

$$t - t_1 = 1800 \text{ s}, \text{ và } A = 3,6 \text{ m}^2$$

$$0,7 - (0,175)^2 + 2\left(\frac{L}{v}\right) \times 3,6 \times 0,175 = \frac{2 \times (3,6)^2 \times 248,7 \times 10^3}{r\mu v} 1800$$

$$0,459 + 3,78(L/v) = 116,08 \times 10^8 / r\mu v \quad (ii)$$

Giải hệ hai phương trình (i) và (ii)

$$r\mu v = 210,9 \times 10^8 \text{ và } L/v = 0,0243$$

Đối với cái lọc trống quay,

$$D = 2,2 \text{ m}, \quad L = 1,5 \text{ m}, \quad (-\Delta P) = 70 \text{ kN/m}^2$$

$$A = 2,2\pi \times 1,5 = 10,37 \text{ m}^2$$

$$\Delta P = 70 \times 10^3 \text{ kN/m}^2$$

Gọi θ là thời gian của một vòng quay thì thời gian lọc là 0,25 θ

$$V^2 + 2A \frac{L}{v} V = \frac{2A^2(-\Delta P)}{r\mu v} \times 0,25\theta$$

$$V^2 + 2 \times 10,37 \times 0,0243V = \frac{2(10,37)^2 \times 70 \times 10^3 \times 0,25\theta}{210,9 \times 10^8}$$

$$V^2 + 0,504V = 1,785 \times 10^{-4}\theta$$

Lúc này tốc độ lọc là $V/t = 0,7/(300 + 1800 + 500) = 2,7 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$

$$V = 2,7 \times 10^{-4} t$$

$$(2,7 \times 10^{-4}t) + 0,504 \times 2,7 \times 10^{-4}t = 1,785 \times 10^{-4}$$

Suy ra $t = 580 \text{ s}$

Vì vậy tốc độ quay là $1/580 \text{ s} = 0,002 \text{ Hz}$

Bài 4.9

Đối với quá trình lọc ở áp suất không đổi trên cái lọc lá, sử dụng phương trình.

$$V^2 + 2 \frac{LA}{v} V = \frac{2A^2(-\Delta P)}{r\mu v} t \quad (pt9.1)$$

Khi $t = 300 \text{ s}$, $V = 0,0004 \text{ m}^3$, $A = 0,05 \text{ m}^2$, $(-\Delta P) = 66,3 \text{ kN/m}^2$

$$(0,0004)^2 + 2 \left(\frac{L}{v} \right) \times 0,05 \times 0,0004 = \frac{2 \times (0,05)^2 \times 66,3 \times 300}{r\mu v}$$

$$1,6 \times 10^{-7} + 8 \times 10^{-5}(L/v) = 99,4/r\mu v$$

Khi $t = 900 \text{ s}$, $V = 800 \text{ cm}^3 = 0,0008 \text{ m}^3$

Thay vào phương trình trên,

$$6,4 \times 10^{-7} + 8 \times 10^{-5}(L/v) = 298,4/r\mu v$$

Vì vậy $L/v = 4 \times 10^{-3}$ và $r\mu v = 3,1 \times 10^8$

♦ Trong máy lọc nén

Trong giai đoạn áp suất lọc không đổi:

$$V_1^2 + \frac{LA}{v} V_1 = \frac{A^2(-\Delta P)}{r\mu v} t_1$$

$$A = 2 \times 0,45n = 0,9n$$

trong đó n là số khung lọc

$$t_1 = 300 \text{ s}$$

$$V_1^2 + 4 \times 10^{-3} \times 0,9n V_1 = 0,81n^2(450 - 101,3) 300/3,1 \times 10^8$$

$$V_1^2 + 3,6 \times 10^{-3}n V_1 = 2,73 \times 10^{-4}n^2$$

$$V_1 = 0,0148n$$

Đối với giai đoạn lọc ở áp suất không đổi

$$\left(\frac{V^2 - V_1^2}{2} \right) + \frac{LA}{v} V_1 = \frac{A^2(-\Delta P)}{r\mu v} (t - t_1)$$

Thay số

$$\left(\frac{V^2 - 2,2 \times 10^{-4} n^2}{2} \right) + (V - 0,0148n) 4 \times 10^{-3} \div 0,9n = \frac{8,1n^2 \times 348,7}{3,1 \times 10^8} (t_f - 300)$$

$$0,5V^2 + 1,1 \times 10^{-4} + 3,6 \times 10^{-3}nV = 9,1 \times 10^{-7}n^2t_f \quad (i)$$

Lúc này tổng thời gian cho một vòng là $(t_f + 300 + 180n)$ s

Tốc độ lọc cần thiết là $2,25/(8 \times 3600) = 7,81 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

Thể tích của dịch lọc là $V \text{ m}^3$

$$\frac{V}{t_f + 300 + 180n} = 7,81 \times 10^{-5}$$

$$t_f = 1,28 \times 10^4 V - 300 - 180n \quad (ii)$$

Như vậy giá trị lấy t_f từ phương trình (ii) thay vào phương trình (i):

$$V^2 + V(7,2 \times 10^{-3}n - 2,34 \times 10^{-2}n^2) + (7,66 \times 10^{-4}n^3) = 0 \quad (iii)$$

Phương trình này có dạng $V^2 + AV + B = 0$ khi giải có nghiệm:

$$V = \frac{-A \pm (A^2 - 4B)}{2}$$

Để tìm số khung lọc cực tiểu, $dV/dn = 0$

$$(V - a)(V - b) = 0$$

Trong đó a, b là các hàm phức tạp của n .

Như vậy: $V = a$, hay $V = b$

Đặt $dV/dn = 0$, chọn giá trị dương nhận được $n = 13$.

Bài 4.10

- ♦ Đối với cái lọc lá

$$A = 0,02 \text{ m}^2, (-\Delta P) = 101,3 - 17 = 84,3 \text{ kN/m}^2 = 84,300 \text{ N/m}^2$$

Khi $t = 60 \text{ s}$

$$V = 0,0003 \text{ m}^3$$

Khi $t = 120 \text{ s}$

$$V = 0,00043 \text{ m}^3$$

Thay vào phương trình lọc

$$V^2 + \frac{LA}{v} V = \frac{A^2(-\Delta P)}{r\mu v} t \quad (1)$$

Đối với quá trình lọc ở vận tốc không đổi:

$$L/v = 2,19 \times 10^{-3} \text{ và } r\mu v = 3,48 \times 10^{10}$$

Phương trình lọc ở cái lọc trống quay được áp dụng cho toàn bộ quá trình lọc ở áp suất không đổi. Tốc độ lọc sẽ đạt cực đại khi độ dày của lớp bánh lọc là cực tiểu, trong trường hợp này là 5 mm = 0,005 m.

Diện tích của bề mặt lọc là $2\pi \times 2 = 4\pi \text{ m}^2$.

Thể tích của các hạt chất rắn lắng trên bánh lọc là:

$$4\pi \times 0,005 = 0,063 \text{ m}^3/\text{vòng}.$$

Gọi tốc độ của quá trình lọc là $w \text{ kg/s}$

Để lọc được 40% huyền phù $S/(S + w) = 0,4$

Như vậy trọng lượng của vật rắn là: $0,66w$

Thể tích của chất rắn lắng/s là $0,66w/1500 = 4,4 \times 10^{-4}w \text{ m}^3/\text{s}$

Nếu như một vòng quay sử dụng hết thời gian là $t \text{ s}$

$$4,4 \times 10^{-4}wt = 0,63$$

$$wt = 143 \text{ kg}$$

Tốc độ của quá trình lọc là $0,001 \text{ m}^3/\text{s} = V/t$

$$V^2 = 1 \times 10^{-6}w^2t^2$$

$$V^2 = 1 \times 10^{-6}(143)^2 = 0,02 \text{ m}^6$$

$$V = 0,141 \text{ m}^3$$

Thay $V = 0,141$ vào phương trình (1) ta có:

$$(0,141)^2 + 2 \times 2,19 \times 10^{-3} \times 0,141 = 2 \times 84.300 \times \frac{(4\pi)^2}{3,48 \times 10^{10}}$$

Suy ra $t = 26,95 \text{ s}$ là thời gian ngâm trong nước / vòng

Thời gian toàn bộ một vòng quay là: $26,95/0,4 = 67,3 \text{ s}$

Tốc độ lọc hỗn hợp huyền phù là: $1,66 \times 2,11 = 3,5 \text{ kg/s}$

Bài 4.11

Sử dụng các số liệu thu thập được từ các quá trình lọc thử nghiệm để tìm độ cản của lớp áo lọc và áo lọc trong cái lọc trống quay. Quá trình lọc thử nghiệm được vận hành ở điều kiện tốc độ lọc không đổi, như vậy phương trình lọc đối với quá trình lọc thử nghiệm như sau:

$$V_1^2 + \frac{LA}{v} V_1 = \frac{A^2(-\Delta P)}{r\mu v} t_1$$

trong đó $A = 0,023 \text{ m}^2$ và tốc độ lọc là $12,5 \text{ cm}^3/\text{s}$.

Tại thời điểm $t = 300\text{s}$: $-\Delta P = 14 \text{ kN/m}^2$ và $V_1 = 3750 \text{ cm}^3 = 3,75 \times 10^{-3} \text{ m}^3$

Khi $t = 900\text{s}$: $-\Delta P = 28 \text{ kN/m}^2$ và $V_1 = 11.250 \text{ cm}^3 = 1,125 \times 10^{-2} \text{ m}^3$

Suy ra

$$(3,75 \times 10^{-3})^2 + \left(\frac{L}{v}\right) \times 0,023 \times 3,75 \times 10^{-3} = \frac{14}{r\mu v} \times (0,023)^2 \times 300$$

$$1,41 \times 10^{-5} + 8,63 \times 10^{-5} \left(\frac{L}{v}\right) = \frac{2,22}{r\mu v}$$

$$(1,25 \times 10^{-2})^2 + \left(\frac{L}{v}\right) \times 0,023 \times 1,25 \times 10^{-2} = \frac{28 \times (0,023)^2}{r\mu v} \times 900$$

$$1,27 \times 10^{-4} + 2,59 \times 10^{-4} \frac{L}{v} = \frac{13,33}{r\mu v}$$

$$\frac{L}{v} = 0,164$$

$$r\mu v = 7,86 \times 10^{-4}$$

Độ cản của lớp áo lọc của cái lọc trống quay bằng một nửa so với độ cản của cái lọc thử nghiệm. $L/v = 0,082$. Khi quá trình lọc được vận hành ở áp suất không đổi, phương trình lọc trong quá trình này là:

$$V^2 + \frac{2LA}{v} = \frac{2A^2(-\Delta P)t}{r\mu v}$$

Gọi θ là thời gian diện tích trống lọc quay ngâm trong hỗn hợp huyền phù và V' là thể tích của dịch lọc trong một vòng quay.

Giả sử tốc độ quay của trống là $0,0167 \text{ Hz}$ (1 vòng/phút) và 20% diện tích cái lọc trống quay được ngâm trong dung hỗn hợp huyền phù.

Như vậy, $\theta = 60 \times 0,2 = 12 \text{ s}$

$$V'^2 + 2 \times 0,082AV' = \frac{2A^2 \times 70 \times 12}{7,86 \times 10^4}$$

$$V'^2 + 0,164AV' = 0,0214A^2$$

$$\frac{A}{V'} = 11,7$$

Tốc độ lọc là $0,002 \text{ m}^3/\text{s}$

V' = Tổng thể tích của quá trình lọc/số vòng quay

$$A = 11,7 \times 0,12 = 1,41 \text{ m}^2$$

Nếu $L = D$, diện tích bề mặt của cái lọc trống là $\pi D^2 = 1,41 \text{ m}^2$

Suy ra $L = D = 0,67 \text{ m}$

Kiểm tra lại độ dày của bánh lọc trong cái lọc trống quay:

$$v = AL/V$$

Từ các số liệu thu được từ quá trình lọc thử nghiệm:

$$v = 0,023 \times 0,038 / 1,125 \times 10^{-2}$$

$$v = 0,078 \text{ m}^3/\text{s}$$

Như vậy, độ dày của bánh lọc ở cái lọc trống quay:

$$(vV'/A = 0,078/11,7) = 0,0067 \text{ m} = 6,7 \text{ mm} \text{ là chấp nhận được.}$$

Bài 4.12

Đề bài:

Một hỗn hợp huyền phù chứa 0,2 kg chất rắn (trọng lượng riêng 3,0) trong một kg nước được đưa vào một cái lọc trống quay dài 0,6 m và có đường kính 0,6 m. Trống này quay ở vận tốc 350 s / vòng và luôn có 20% bề mặt lọc tiếp xúc với hỗn hợp huyền phù. Dịch lọc được sinh ra với tốc độ là 1,25 kg / s và bánh lọc có khoảng rỗng là 0,5. Tính độ dày của bánh lọc khi quá trình lọc làm việc ở áp suất $35 \text{ kN} / \text{m}^2$.

Thiết bị này bị vỡ ra và quá trình lọc được vận hành một cách tạm thời trong một và máy lọc nén khung với các khung hình vuông có cạnh 0,3 m. Máy nén cứ làm việc 100 s thì lại cần 100 s để lắp lại, ngoài ra còn cần 100 s để chuyển bánh lọc ra. Nếu quá trình lọc được thực hiện ở cùng tốc độ như trước với áp suất làm việc là $275 \text{ kN} / \text{m}^2$, hãy tìm số khung lọc tối thiểu cần phải sử dụng và tính độ dài của mỗi khung lọc.

Giả sử rằng các bánh lọc khi được chuyển ra là không thể nén được nữa và bỏ qua tính trượt của môi trường lọc.

Lời giải:

♦ **Cái lọc trống:**

Diện tích của bề mặt lọc là: $0,6 \times 0,6\pi = 0,36\pi \text{ m}^2$

Tốc độ lọc là: $0,125 \text{ kg/s} = 1,25/1000 \text{ m}^3/\text{s} = 1,25 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$

Để quay được một vòng cái lọc này cần 350 s như vậy mỗi phần bề mặt của cái lọc được ngâm trong $350 \times 0,2 = 70 \text{ s}$.

Tổng thể tích của các hạt chất rắn mà bánh lọc nhận thêm được trong một vòng quay là: $1,67 \times 10^{-5} \times 350 = 5,85 \times 10^{-3} \text{ m}^3$

Độ dày của bánh lọc: $5,85 \times 10^{-3}/0,36\pi = 5,17 \times 10^{-3} \text{ m} = 5,2 \text{ mm}$

$$\frac{dV}{dt} = \frac{(-\Delta P)A^2}{r\mu l} = \frac{(-\Delta P)A^2}{r\mu l V}$$

Tại áp suất không đổi:

$$V^2 = \left(\frac{2}{r\mu V} \right) (-\Delta P) A^2 t = K (-\Delta P) A^2 t$$

Biểu diễn áp suất, diện tích, thời gian, và thể tích theo hệ thống đơn vị SI (lần lượt là kN/m^2 , m^2 , s, và m^3). Đối với một vòng trống quay:

$$(1,25 \times 10^{-4} \times 350)^2 = K(101,3 - 35)(0,36\pi)^2 \times 70$$

$K = 3,22 \times 10^{-7}$ (chỉ 1/5 diện tích của mặt trống được ngâm trong hỗn hợp huyền phù).

♦ **Máy lọc nén**

Sử dụng máy lọc nén với n khung và có độ dày d m.

Tổng thời gian cho một vòng của máy nén là $(t_f + 100n + 200 \text{ s})$, trong đó t_f là thời gian quá trình lọc diễn ra.

Tốc độ chung của quá trình lọc là: $V_f/(t_f + 100n + 200) = 1,25 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, trong đó V_f là tổng thể tích của dịch lọc trong một vòng.

V_f (thể tích của các khung lọc/thể tích của bánh lọc nhận thêm được trong một đơn vị dịch lọc(v)) = $\{0,32nd/[0,2/(0,5 \times 3,0)]\} = 0,675nd$

$$V_f = 3,22 \times 10^{-7}(275-101,3)(2n \times 0,3 \times 0,3)^2 \times t_f = (0,675)^2$$

$$t_r = 2,516 \times 10^5 d^2$$

Vì vậy,

$$1,25 \times 10^{-4} = 0,675nd / (2,516 \times 10^5 d^2 + 100n + 200)$$

$$31,45d^2 + 0,0125n + 0,0250 = 0,675nd$$

Suy ra:

$$n = \frac{0,0250 + 31,45d^2}{0,675d - 0,0125}$$

n đạt giá trị cực tiểu khi $dn/dd = 0$

Như vậy $(0,675d - 0,0125) \times 62,9d - (0,0250 + 31,45d^2) \times 0,675 = 0$

$$d^2 - 0,0370d - 0,000796 = 0$$

$$d = 0,0185 \pm (0,000343 - 0,000796)^{1/2}$$

$$d = 0,0522 \text{ m hay } d = 52,2 \text{ mm}$$

Suy ra $n = 4,87$

Vì vậy cần tối thiểu 5 khung lọc.

Bây giờ ta sẽ tính tốc độ lọc cần thiết khi sử dụng 5 khung lọc,

$$0,0250 + 31,45d^2 = 3,375d - 0,0625$$

$$d^2 - 0,107d + 0,00287 = 0$$

$$d = 0,0535 \pm (0,00285 - 0,00278)^{1/2}$$

$$d = 0,044 \text{ m hoặc } 0,063 \text{ m}$$

Như vậy 5 khung dày 44 mm hoặc 63 mm sẽ cho biết chính xác tốc độ lọc cần thiết các kích thước trung gian sẽ cho tốc độ cao hơn.

Vì vậy, bất kỳ khung lọc nào có kích thước trong khoảng 44 mm và 63 mm cũng sẽ phù hợp đối với quá trình lọc này. Trong thực tế thường sử dụng các khung lọc 2 inch (50,4 mm).

Bài 4.13

Đề bài:

Một hỗn hợp huyền phù được lọc trong một đĩa lọc và máy nén khung chứa 12 khung lọc, mỗi khung lọc hình vuông có cạnh là 0,3 m và dày 25 mm. Trong vòng 200 s đầu tiên áp suất lọc tăng từ từ đến giá trị 500 kN/m² và trong suốt thời gian này tốc độ lọc được giữ không đổi.

Sau giai đoạn đầu, quá trình lọc được thực hiện ở áp suất không đổi và các bánh lọc được hoàn thiện sau 900 s. Các bánh lọc này được rửa ở 375 kN/m^2 trong 600 s, sử dụng “quá trình rửa hoàn toàn”. Tính thể tích của dịch lọc sinh ra trong một vòng lọc và lượng nước dùng để rửa bánh lọc.

Trong một thí nghiệm lọc khác, sử dụng một cái lọc lá trong môi trường chân không có bề mặt lọc là $0,05 \text{ m}^2$ và một môi trường chân không với áp suất tuyệt đối 30 kN/m^2 . Thể tích của dịch lọc thu được sau 300 s là 250 cm^3 , và sau 300 s tiếp theo thu được thêm 150 cm^3 dịch lọc. Giả thiết rằng bánh lọc khi được chuyển ra là không thể nén được nữa và độ cản của lớp áo lọc bằng với độ cản của lá lọc.

Lời giải:

Trong cái lọc lá, quá trình lọc ở áp suất không đổi từ lúc bắt đầu.

Như vậy

$$V^2 + 2(AL/v)V = 2(-\Delta P A^2 / r_{\mu v})t$$

Trong cái lọc nén, ở điều kiện tốc độ không thay đổi và làm việc trong thời gian t_1 nhận được thể tích lọc là V_1 và sau đó quá trình lọc được thực hiện ở áp suất không đổi.

Như vậy

$$V_1^2 + (AL/v)V_1 = (-\Delta P A^2 / r_{\mu v})t_1 \quad (\text{pt 6.2})$$

$$\text{và } (V^2 - V_1^2) + 2(AL/v)(V - V_1) = 2(-\Delta P A^2 / r_{\mu v})(t - t_1)$$

♦ Đối với cái lọc lá

Khi $t = 300 \text{ s}$, $V = 250 \text{ cm}^3$ và khi $t = 600 \text{ s}$, $V = 400 \text{ cm}^3$

$$A = 0,05 \text{ m}^2, \text{ và } -\Delta P = (101,3 - 30,0) = 71,3 \text{ kN/m}^2$$

$$250^2 + 2(0,05L/v)250 = 2(71,3 \times 0,05^2 / r_{\mu v})300$$

$$400^2 + 2(0,05L/v)400 = 2(71,3 \times 0,05^2 / r_{\mu v})600$$

$$62.500 + 25L/v = 106,95 / r_{\mu v}$$

$$160.000 + 40L/v = 213,9 / r_{\mu v}$$

Như vậy $L/v = 3500$ và $r_{\mu v} = 7,13 \times 10^{-4}$

♦ Đối với máy lọc nén

Thể tích lọc V_1 thu được khi vận tốc lọc trong thời gian vận tốc lọc không thay đổi là:

$$[A = 2,16 \text{ m}^2, -\Delta P = (500 - 101,3) = 398,7 \text{ kN/m}^2, t = 200 \text{ s}]$$

$$V_1^2 + 2,16 \times 3500V_1 = (398,7 \times 2,16/7,13 \times 10^{-4})200$$

$$V_1^2 + 7560V_1 - 5,218 \times 10^8 = 0$$

$$V_1 = -3780 + \sqrt{(1,429 \times 10^7 + 5,218 \times 10^8)}$$

$$V = 1,937 \times 10^4 \text{ cm}^3$$

- Đối với quá trình lọc ở áp suất lọc không đổi:

$$t - t_1 = 900 \text{ s}$$

Tổng thể tích của dịch lọc nhận được:

$$(V^2 - 3,75 \times 10^8) + 15.120 (V - 1,937 \times 10^4) = 5,218 \times 10^6 \times 900$$

$$V = -7560 + \sqrt{(5,715 \times 10^7 + 53,64 \times 10^8)}$$

$$V = 6,607 \times 10^4 \text{ cm}^3$$

Tốc độ lọc cuối cùng là: $\{-\Delta P A^2 / [r\mu v (V + AL/v)]\}$

$$v_1 = (398,7 \times 2,16^2) / [7,13 \times 10^{-4} (6,607 \times 10^4 + 216 \times 3500)]$$

$$v_1 = 35,4 \text{ cm}^3/\text{s}$$

Nếu như độ nhớt của dịch lọc tương đương với độ nhớt của nước rửa:

Tốc độ rửa ở 500 kN/m² là 35,4 cm³/s

Tốc độ rửa ở 375 kN/m² là 35,4 (375 - 101,3)/(500 - 101,3) = 24,3 cm³

Như vậy, lượng nước rửa trong 600 s là:

$$600 \times 24,3 = 1,458 \times 10^4 \text{ cm}^3 \text{ hay } 0,0146 \text{ m}^3$$

PHẦN II

**KỸ THUẬT TIẾN HÀNH
PHẢN ỨNG HÓA HỌC**

CHƯƠNG 5

ĐỘNG HỌC CỦA PHẢN ỨNG ĐỒNG THỂ

Bài 5.1

Không đủ dữ liệu để trả lời câu hỏi này vì bậc phản ứng không thể xác định được từ phương trình tỉ lượng.

Bài 5.2

Mối quan hệ giữa tốc độ hình thành của sản phẩm phản ứng và tốc độ mất đi của chất tham gia phản ứng như sau:

$$\begin{aligned}-\frac{1}{2} \frac{d_{\text{NO}_2}}{dt} &= \frac{d_{\text{N}_2\text{O}_5}}{dt} \\ -2 \frac{d_{\text{O}_2}}{dt} &= \frac{d_{\text{N}_2\text{O}_5}}{dt}\end{aligned}$$

Bài 5.3

Phương trình biểu diễn tốc độ phản ứng không thay đổi.

Bài 5.4

Theo biểu thức tính tốc độ phản ứng trên:

$$k = 0,005 \frac{\text{cm}^3}{\text{mol phút}}$$

$$k = 0,005 \frac{10^{-3} \text{l}}{\text{mol} \cdot \frac{1}{60} \text{giờ}}$$

$$k = 3 \times 10^{-4} \frac{1}{\text{mol giờ}}$$

Bài 5.5

- a) Đơn vị biểu diễn hằng số tốc độ k là $\text{atm}^{-1} \text{ giờ}^{-1}$

$$k = 3,66 \frac{\text{atm} / \text{giờ}}{\text{atm}^2}$$

$$k = 3,66 \text{ atm}^{-1} \text{ giờ}^{-1}$$

- b) Từ phương trình Clapeyron-Mendeleev:

$$PV = nRT$$

$$P = \frac{n}{V} RT$$

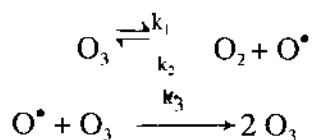
$$P = CRT$$

Mặt khác,

$$\begin{aligned} -\frac{dP_A}{dt} &= 3,66 P_A^2 \left(\frac{\text{atm}}{\text{giờ}} \right) \\ -\frac{d(C_A RT)}{dt} &= 3,66 (C_A RT)^2 \\ \Rightarrow -\frac{dC_A}{dt} &= 3,66 R T C_A^2 \\ k &= 3,66 \left(\frac{1}{\text{atm} \times \text{giờ}} \right) \frac{(1 \text{ atm})(22,4 \text{ L})}{(1 \text{ mol})(273 \text{ K})} (400 + 273 \text{ K}) = 202,1 \text{ l} (\text{l mol}^{-1} \text{ giờ}^{-1}) \end{aligned}$$

Bài 5.6

- a) Phản ứng này tuân theo động học của phản ứng bậc 1.
b) Giả sử phản ứng trên chạy theo cơ chế sau:



Từ cơ chế phản ứng đề nghị suy ra:

$$-r_{\text{O}_2} = k_1[\text{O}_3] - k_2[\text{O}_2][\text{O}^\bullet] + k_3[\text{O}^\bullet][\text{O}_3]$$

$$r_{\text{O}^\bullet} = k_1[\text{O}_3] - k_2[\text{O}_2][\text{O}^\bullet] - k_3[\text{O}^\bullet][\text{O}_3]$$

Tại trạng thái dừng: $r_{\text{O}^\bullet} = 0$

Suy ra:

$$\begin{aligned} [\text{O}^\bullet] &= \frac{k_1[\text{O}_3]}{k_2[\text{O}_2] + k_3[\text{O}_3]} \\ -r_{\text{O}_2} &= -r_{\text{O}^\bullet} \quad (-r_{\text{O}^\bullet}) \\ -r_{\text{O}_2} &= 2k_3[\text{O}_3][\text{O}^\bullet] \\ -r_{\text{O}_2} &= 2k_3[\text{O}_3] \frac{k_1[\text{O}_3]}{k_2[\text{O}_2] + k_3[\text{O}_3]} \\ -r_{\text{O}_2} &= \frac{2k_1k_3[\text{O}_3]^2}{k_2[\text{O}_2] + k_3[\text{O}_3]} \end{aligned}$$

Bài 5.7

- Theo cơ chế I:

$$-r_{\text{A}_2\text{B}} = k_1[\text{A}_2\text{B}]^2 - k_2[\text{A}_4\text{B}_2^\bullet]$$

$$r_{\text{A}_4\text{B}_2^\bullet} = k_1[\text{A}_2\text{B}]^2 - k_2[\text{A}_4\text{B}_2^\bullet] - k_3[\text{A}_4\text{B}_2^\bullet] + k_4[\text{A}_2][\text{AB}]^2$$

Tại trạng thái dừng $r_{\text{A}_4\text{B}_2^\bullet} = 0$

Suy ra :

$$\begin{aligned} [\text{A}_4\text{B}_2^\bullet] &= \frac{k_1[\text{A}_2\text{B}]^2 + k_4[\text{AB}]^2[\text{A}_2]}{k_2 + k_3} \\ -r_{\text{A}_2\text{B}} &= k_1[\text{A}_2\text{B}]^2 - k_2 \frac{k_1[\text{A}_2\text{B}]^2 + k_4[\text{AB}]^2[\text{A}_2]}{k_3 + k_4} \end{aligned}$$

Khi $k_4 \rightarrow 0$

$$-r_{\text{A}_2\text{B}} = k_1[\text{A}_2\text{B}]^2$$

Nếu theo cơ chế phản ứng này thì phản ứng phân hủy này là bậc hai đối với A_2B nên không phù hợp với dữ kiện tìm được từ thực nghiệm.

- Theo cơ chế phản ứng II:

$$\begin{aligned} -r_{A_2B} &= k_1[A_2B] - k_2[A^*][AB] + k_3[A_2B][A^*] - k_4[A_2][AB] \\ r_{A^*} &= k_1[A_2B] - k_2[A^*][AB] - k_3[A_2B][A^*] + k_4[A_2][AB] \end{aligned}$$

Tại trạng thái dừng : $r_{A^*} = 0$

Suy ra :

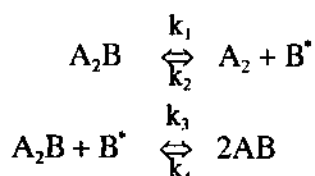
$$\begin{aligned} [A^*] &= \frac{k_1[A_2B] + k_4[A_2][AB]}{k_2[AB] + k_3[A_2B]} \\ -r_{A_2B} &= \frac{2k_1k_3[A_2B]^2 - 2k_2k_4[A_2][AB]^2}{k_2[AB] + k_3[A_2B]} \end{aligned}$$

Khi $k_4 \rightarrow 0$

$$-r_{A_2B} = \frac{k[A_2B]}{k'[AB] + [A_2B]}$$

Biểu thức tính vận tốc phản ứng thu được không phù hợp với các đặc điểm thu được từ thực nghiệm nên mô hình về cơ chế phản ứng đưa ra là không phù hợp.

Giả sử phản ứng chạy theo cơ chế sau:



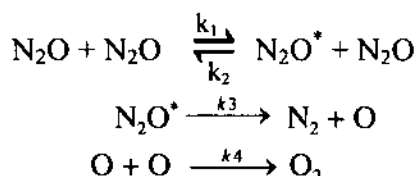
Một cách tương tự như trên và đặt $k_4 = 0$ nhận được:

$$r_{AB} = \frac{k_1k_3[A_2B]^2}{k_2[A_2] + k_3[A_2B]}$$

Như vậy cơ chế phản ứng đề xuất trên là phù hợp.

Bài 5.8

Giả sử phản ứng chạy theo cơ chế sau:



Vì k_4 rất lớn nên không ảnh hưởng đến tốc độ chung của quá trình phân hủy N_2O .

Bài 5.9

Từ phương trình Arrhenius:

$$k = k_0 e^{-E/RT}$$

Giả sử trong khoảng nhiệt độ này năng lượng hoạt hóa của phản ứng là không thay đổi, suy ra:

$$\ln k_1 = \ln k_0 - \frac{E}{RT_1}$$

$$\ln k_2 = \ln k_0 - \frac{E}{RT_2}$$

$$\ln \frac{k_2}{k_1} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

$$\ln \frac{k_2}{k_1} = \frac{75.000 \times (923 - 773)}{1,987 \times 923 \times 773}$$

$$\ln \frac{k_2}{k_1} = 7,99$$

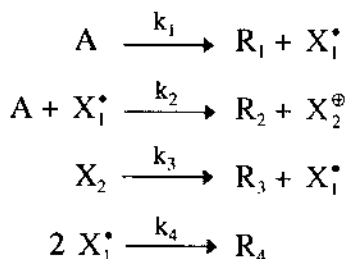
$$\Rightarrow k_2 = e^{7,99} k_1 = 3000 k_1$$

Như vậy hằng số tốc độ của phản ứng này ở 650°C lớn gấp 3000 lần hằng số tốc độ ở 500°C .

Bài 5.10

a) Khi phản ứng ngắt mạch theo bước (iv)

Cơ chế của phản ứng như sau:



Từ cơ chế phản ứng trên suy ra:

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k_1[A] + k_2[A][X_1^*] \\
 r_{X_1^*} &= k_1[A] - k_2[A][X_1^*] + k_3[X_2] - k_4[X_1^*]^2 \\
 r_{X_2^*} &= k_2[A][X_1^*] - k_3[X_2]
 \end{aligned}$$

Tại trạng thái dừng : $r_{X_1^*} = 0$ và $r_{X_2^*} = 0$

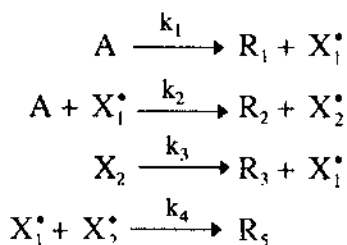
Suy ra :

$$\begin{aligned}
 [X_2^*] &= [X_1^*] \frac{k_2}{k_3} [A] \\
 [X_1^*] &= \left(\frac{k_1}{k_4} [A] \right)^{1/2} \\
 -r_A &= k[A] + k'[A]^{3/2}
 \end{aligned}$$

Vậy theo cơ chế phản ứng này thì phản ứng có bậc là 3/2

b) Khi phản ứng ngắt mạch theo bước (v)

Cơ chế của phản ứng như sau:



Từ cơ chế phản ứng trên suy ra:

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k_1[A] + k_2[A][X_1^*] \\
 r_{X_1^*} &= k_1[A] - k_2[A][X_1^*] + k_3[X_2] - k_4[X_1^*][X_2^*] \\
 r_{X_2^*} &= k_2[A][X_1^*] - k_3[X_2] - k_4[X_1^*][X_2^*]
 \end{aligned}$$

Tại trạng thái dừng : $r_{X_1^*} = 0$ và $r_{X_2^*} = 0$

Suy ra :

$$[X_2^*] = [X_1^*] \frac{k_3[A]}{k_3 + k_4[X_1^*]}$$

$$[X_1^*] = \frac{k_4 \pm \sqrt{(k_4^2 + 8k_3k_4)}}{4k_4}$$

Do $[X_1^*]$ nên :

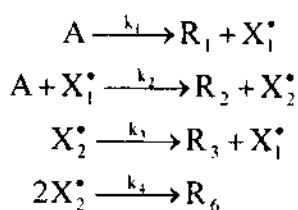
$$[X_1^*] = \frac{k_4 + \sqrt{(k_4^2 + 8k_3k_4)}}{4k_4} = k$$

$$-r_A = k[A]$$

Như vậy, nếu như phản ứng chạy theo cơ chế này thì phản ứng là bậc 1

c) Khi phản ứng ngắt mạch theo bước (vi)

Cơ chế của phản ứng như sau:



Từ cơ chế phản ứng trên suy ra:

$$\begin{aligned} -r_A &= k_1[A] + k_2[A][X_1^*] \\ r_{X_1^*} &= k_1[A] - k_2[A][X_1^*] + k_3[X_2^*] \\ r_{X_2^*} &= k_2[A][X_1^*] - k_3[X_2^*] - k_4[X_2^*]^2 \end{aligned}$$

Tại trạng thái dừng : $r_{X_1^*} = 0$ và $r_{X_2^*} = 0$

Suy ra :

$$[X_{21}^*] = \left(\frac{k_1}{k_4} [A] \right)^{1/2}$$

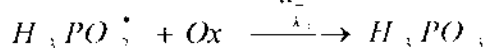
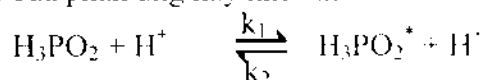
$$[X_1^*] = \left(\frac{k_3}{k_2} + \frac{k_3}{k_2} \left(\frac{k_1}{k_4} \right)^{1/2} [A]^{1/2} \right)$$

$$-r_A = k[A] + k'[A]^{1/2}$$

Vậy theo cơ chế phản ứng này thì phản ứng có bậc là 1.

Bài 5.11

Giả sử cơ chế của phản ứng này như sau:



Từ cơ chế đề nghị của phản ứng suy ra:

$$r_{H_3PO_3} = k_3 [H_3PO_2^*] [Ox]$$

$$r_{H_3PO_2^*} = k_1 [H_3PO_2] [H^+] - k_2 [H_3PO_2^*] [H^+] - k_3 [H_3PO_2^*] [Ox]$$

Ở trạng thái dừng: $r_{H_3PO_2^*} = 0$

Suy ra:

$$[H_3PO_2^*] = \frac{k_1 [H_3PO_2] [H^+]}{k_2 [H^+] + k_3 [Ox]}$$

$$r_{H_3PO_3} = k_3 \frac{k_1 [H_3PO_2] [H^+]}{k_2 [H^+] + k_3 [Ox]} [Ox]$$

Khi nồng độ tác nhân oxi hóa $[Ox]$ thấp, bỏ qua số hạng $k_3[Ox]$ bên cạnh số hạng $k_2[H^+]$

$$r_{H_3PO_3} = \frac{k_1 k_3}{k_2} [H_3PO_2] [Ox]$$

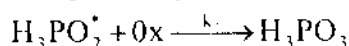
Khi nồng độ tác nhân oxi hóa cao $[Ox]$, khi đó bỏ qua số hạng $k_2[H^+]$ bên cạnh $k_3[Ox]$

$$r_{H_3PO_3} = k_1 [H_3PO_2] [H^+]$$

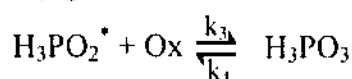
$$\text{Đặt } k_1 = \frac{k_1 k_3}{k_2} = k$$

Từ đó nhận được các phương trình xác định vận tốc của phản ứng phù hợp với kết quả thực nghiệm. Như vậy có thể đi đến kết luận là cơ chế đề nghị cho phản ứng là phù hợp.

➤ Nếu như phương trình phản ứng:



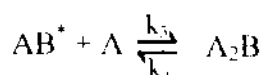
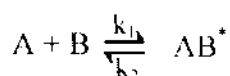
được viết dưới dạng:



ta cũng sẽ nhận được kết quả như trên khi: $k_4 \rightarrow 0$

Bài 5.12

Giả thiết phản ứng xảy ra theo cơ chế sau:



Theo cơ chế trên ta có:

$$r_{A_2B} = k_3[AB^*][A] - k_4[A_2B] \quad (1)$$

$$r_{AB^*} = k_1[A][B] - k_2[AB^*] - k_3[AB^*][A] + k_4[A_2B] \quad (2)$$

Ở trạng thái dừng, $r_{AB^*} = 0$

$$[AB^*] = \frac{k_1[A][B] + k_4[A_2B]}{k_2 + k_3[A]} \quad (3)$$

Thay (3) vào (1) ta có:

$$r_{A_2B} = k_3[A] \left[\frac{k_1[A][B] + k_4[A_2B]}{k_2 + k_3[A]} \right] - k_4[A_2B]$$

$$r_{A_2B} = \frac{k_1k_3[A]^2[B] + k_3k_4[A_2B][A] - k_2k_4[A_2B] - k_3k_4[A_2B][A]}{k_2 + k_3[A]} \quad (4)$$

Nếu $k_2 \rightarrow 0$ suy ra:

$$r_{A_2B} = \frac{k_1k_3[A]^2[B]}{k_3[A]} = k[A][B]$$

Như vậy, cơ chế phản ứng mà ta đề xuất ở trên là phù hợp.

Bài 5.13

Từ cơ chế phản ứng suy ra:

$$-r_{N_2O_5} = k_1[N_2O_5] - k_2[NO_2][NO_3^*]$$

$$r_{NO_3^*} = k_1[N_2O_5] - k_2[NO_2][NO_3^*] - k_3[NO_3^*] - k_4[NO^*][NO_3^*]$$

$$r_{NO^*} = k_3[NO_3^*] - k_4[NO_3^*][NO^*]$$

Ở trạng thái dừng: $r_{NO_3^*} = 0$

$$r_{NO^*} = 0$$

Suy ra:

$$[\text{NO}_3^\bullet] = \frac{k_1 [\text{N}_2\text{O}_5]}{k_2 [\text{NO}_2] + k_3 + k_4 [\text{NO}^\bullet]}$$

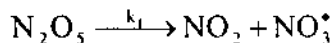
$$[\text{NO}^\bullet] = \frac{k_3}{k_4}$$

$$[\text{NO}_3^\bullet] = \frac{k_1 [\text{N}_2\text{O}_5]}{k_2 [\text{NO}_2] + 2k_3}$$

Khi đó:

$$-r_{\text{N}_2\text{O}_5} = k_1 [\text{N}_2\text{O}_5] - \frac{k_2 [\text{NO}_2] \cdot k_1 [\text{N}_2\text{O}_5]}{k_2 [\text{NO}_2] + 2k_3}$$

Nếu số hạng $k_2 [\text{NO}_2] \ll 2k_3$



Thì biểu thức tính tốc độ phân hủy N_2O_5 được đơn giản như sau:

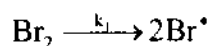
$$-r_{\text{N}_2\text{O}_5} = k_1 [\text{N}_2\text{O}_5]$$

Tức là phản ứng là bậc một đối với N_2O_5

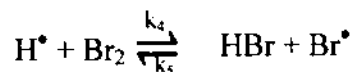
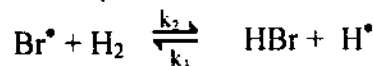
Bài 5.14

Giả sử phản ứng chạy theo cơ chế sau:

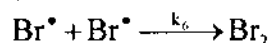
Phản ứng khơi mào:



- Giai đoạn phát triển mạch:



- Giai đoạn ngắt mạch:



Từ cơ chế đề nghị cho phản ứng suy ra:

$$r_{\text{HBr}} = k_2 [\text{Br}^\bullet] [\text{H}_2] - k_3 [\text{HBr}] [\text{H}^\bullet] + k_4 [\text{H}^\bullet] [\text{Br}_2] - k_5 [\text{HBr}] [\text{Br}^\bullet]$$

$$r_{\text{Br}^\bullet} = k_1 [\text{Br}_2] - k_2 [\text{Br}^\bullet] [\text{H}_2] + k_3 [\text{HBr}] [\text{H}^\bullet] + k_4 [\text{H}^\bullet] [\text{Br}_2] - k_5 [\text{HBr}] [\text{Br}^\bullet] - k_6 [\text{Br}^\bullet]^2$$

$$r_{\text{H}^\bullet} = k_2 [\text{Br}^\bullet] [\text{H}_2] - k_3 [\text{HBr}] [\text{H}^\bullet] - k_4 [\text{H}^\bullet] [\text{Br}_2] + k_5 [\text{HBr}] [\text{Br}^\bullet]$$

Tại trạng thái dừng : $r_{Br^*} = 0$ và $r_{H^*} = 0$

$$[H^*] = \frac{k_2[H_2] + k_3[HBr]}{k_3[HBr] + k_4[Br_2]} [Br^*]$$

$$[Br^*] = \left(\frac{k_1}{k_6} [Br_2] \right)^{1/2}$$

$$[H^*] = \frac{k_1[H_2] + k_2[HBr]}{k_3[HBr] + k_4[Br_2]} \left(\frac{k_1}{k_6} [Br_2] \right)^{1/2}$$

Thay các biểu thức tính nồng độ các hợp chất trung gian vào phương trình tính vận tốc phản ứng:

$$r_{HBr} = \frac{2 \frac{k_4}{k_3} \left(\frac{k_1}{k_6} \right)^{1/2} [H_2] [Br_2]}{\frac{[HBr]}{[Br_2]} + \frac{k_2 k_4}{k_3}}$$

$$\text{Đặt : } 2 \frac{k_4}{k_3} \left(\frac{k_1}{k_6} \right)^{1/2} = k ; \quad \frac{k_2 k_4}{k_3} = k'$$

$$r_{HBr} = \frac{k[H_2][Br_2]}{\frac{[HBr]}{[Br_2]} + k'}$$

Bài 5.15

Từ cơ chế phản ứng xúc tác enzym do Michaelis và Menten đề nghị suy ra:

$$\begin{aligned} -r_A &= k_1[A][E] - k_2[(AE)^*] \\ r_{(AE)^*} &= k_1[A][E] - k_2[(AE)^*] - k_3[(AE)^*] \end{aligned}$$

Tại trạng thái dừng: $r_{(AE)^*} = 0$

Mặc khác:

$$[(AE)^*] = [E_0] - [E]$$

$$\begin{aligned}
 [(AE)^*] &= \frac{k_1[A][E]}{k_2 + k_3} \\
 [E_0] - [E] &= \frac{k_1[A][E]}{k_2 + k_3} \\
 [E] &= [E_0] - \frac{k_2 + k_3}{k_1[A] + k_2 + k_3} \\
 -r_A &= \frac{k_1 k_3 [A][E_0]}{k_2 + k_3 + k_1[A]}
 \end{aligned}$$

Biểu thức tính vận tốc của phản ứng xúc tác enzym theo cơ chế phản ứng do Michaelis và Menten đề nghị có các đặc điểm sau:

- Tốc độ phản ứng tỉ lệ với nồng độ của enzym có trong hỗn hợp phản ứng $[E_0]$
- Ở nồng độ chất phản ứng $[A]$ thấp, $k_1[A] \ll k_2 + k_3$

$$\begin{aligned}
 -r_A &= \frac{k_1 k_3 [E_0][A]}{k_2 + k_3} \\
 -r_A &= k[A]
 \end{aligned}$$

Tức là tốc độ phản ứng phụ thuộc vào nồng độ chất phản ứng $[A]$

- Ở nồng độ chất phản ứng cao, $k_1[A] \gg k_2 + k_3$

$$\begin{aligned}
 -r_A &= \frac{k_1 k_3 [E_0][A]}{k_1[A]} \\
 -r_A &= k'
 \end{aligned}$$

Có nghĩa là tốc độ phản ứng không phụ thuộc vào nồng độ chất phản ứng $[A]$.

Bài 5.16

- Khi phản ứng đã đạt đến trạng thái cân bằng thì tốc độ phản ứng thuận bằng tốc độ phản ứng nghịch. Có nghĩa là:

$$\begin{aligned}
 k_1[Cl_2]^{\frac{3}{2}}[CO] &= k_2[Cl_2]^{\frac{1}{2}}[COCl_2] \\
 \Rightarrow \frac{k_1}{k_2} &= \frac{[COCl_2]}{[Cl_2][CO]}
 \end{aligned}$$

Nhưng xét trên khía cạnh nhiệt động học của phản ứng:

$$K_{cb} = \frac{k_1}{k_2}$$

$$K_{cb} = \frac{[\text{COCl}_2]}{[\text{Cl}_2][\text{CO}]}$$

Như vậy biểu thức tính tốc độ phản ứng phù hợp về mặt nhiệt động học.

b) Xét sự phù hợp của các cơ chế đề ra:

- Theo cơ chế I:

$$r_{\text{COCl}_2} = k_5 [\text{COCl}^\bullet] [\text{Cl}_2] - k_6 [\text{COCl}_2] [\text{Cl}^\bullet]$$

$$r_{\text{COCl}^\bullet} = k_3 [\text{Cl}^\bullet] [\text{CO}] - k_4 [\text{COCl}^\bullet] - k_5 [\text{COCl}^\bullet] [\text{Cl}_2] + k_6 [\text{COCl}_2] [\text{Cl}^\bullet]$$

$$r_{\text{Cl}^\bullet} = k_1 [\text{Cl}_2] - k_2 [\text{Cl}^\bullet]^2 - k_3 [\text{Cl}^\bullet] [\text{CO}] + k_4 [\text{COCl}^\bullet] + k_5 [\text{COCl}^\bullet] [\text{Cl}_2] - k_6 [\text{COCl}_2] [\text{Cl}^\bullet]$$

Tại trạng thái dừng : $r_{\text{Cl}^\bullet} = 0$ và $r_{\text{COCl}^\bullet} = 0$

Suy ra :

$$[\text{Cl}^\bullet] = \left(\frac{k_1}{k_2} [\text{Cl}_2] \right)^{1/2}$$

$$[\text{COCl}^\bullet] = \left(\frac{k_1}{k_2} [\text{Cl}_2] \right)^{1/2} \frac{k_3 [\text{CO}] + k_6 [\text{COCl}_2]}{k_4 + k_5 [\text{Cl}_2]}$$

Thay vào biểu thức xác tính vận tốc phản ứng ở trên :

$$r_{\text{COCl}_2} = k_3 k_5 \frac{k_1}{k_2} [\text{Cl}_2]^{3/2} [\text{CO}] - k_4 k_6 \frac{k_1}{k_2} [\text{Cl}_2]^{1/2} [\text{COCl}_2]$$

Đặt : $k_3 k_5 \frac{k_1}{k_2} = k_t$ và $k_4 k_6 \frac{k_1}{k_2} = k_n$

$$r_{\text{COCl}_2} = k_t [\text{Cl}_2]^{3/2} [\text{CO}] - k_n [\text{Cl}_2]^{1/2} [\text{COCl}_2]$$

Vì vận tốc của một phản ứng thuận nghịch bằng vận tốc phản ứng theo chiều thuận trừ vận tốc phản ứng theo chiều nghịch nên mô hình phản ứng để ra là phù hợp với biểu thức tính tốc độ phản ứng đã biết ở trên.

CHƯƠNG 6

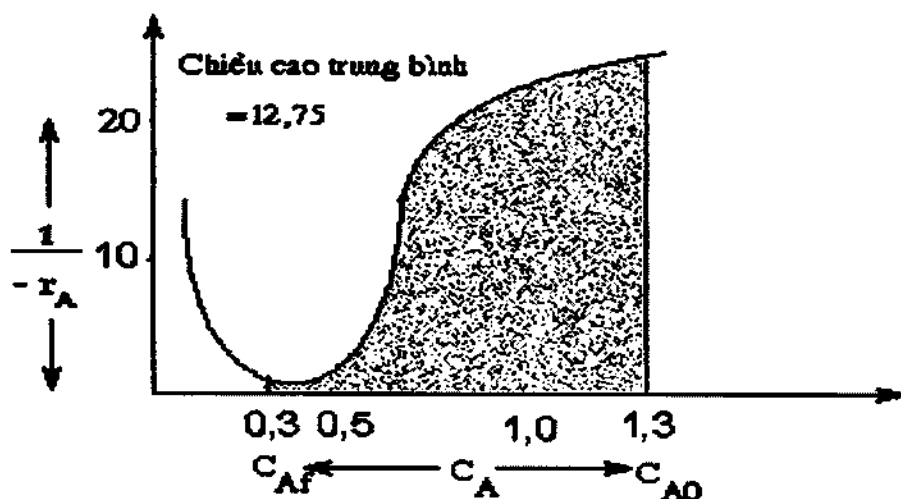
CÁC THIẾT BỊ PHẢN ỨNG LÝ TƯỞNG ĐƠN GIẢN

Bài 6.1

Thời gian lưu của phản ứng trong thiết bị BR được xác định theo phương trình sau:

$$t = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Như vậy, có thể điều đầu tiên chúng ta nghĩ tới đó là để xác định thời gian lưu cần đi tìm phương trình tốc độ của phản ứng từ số liệu động học có được. Tuy nhiên, đối với tích phân trên ta có thể tính được nhanh hơn bằng phương pháp đồ thị.



Hình 6.1

Vậy:

$$\text{Diện tích} = t = \int_{C_{A1}}^{C_{A0}} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

$$t = \left[12,75 \frac{\text{lít} \times \text{phút}}{\text{mol}} \right] \left[1,3 - 0,3 \frac{\text{mol}}{\text{lít}} \right]$$

$$t = 12,75 \text{ phút}$$

Bài 6.2

a) Theo dữ liệu đầu bài $X_A = 0,75$ suy ra:

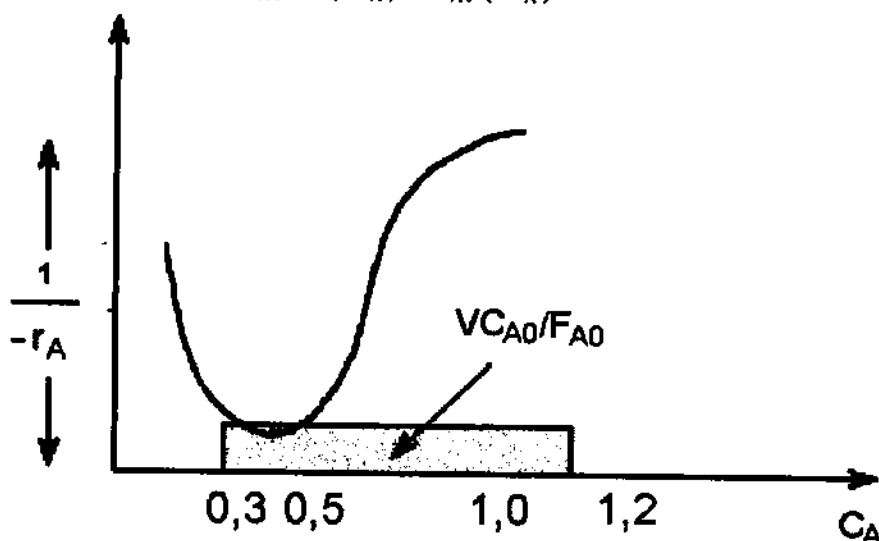
$$\frac{C_{A0} - C_{A1}}{C_{A0}} = 0,75$$

$$\Rightarrow \frac{C_{A1}}{C_{A0}} = 1 - 0,75 = 0,25$$

$$\Rightarrow C_{A1} = 0,3$$

Đối với thiết bị phản ứng IMR:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{(-r_A)} = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0} (-r_A)}$$



Hình 6.2

Thay số liệu vào phương trình trên nhận được:

$$V = \frac{1000 \left(\frac{\text{mol}}{\text{giờ}} \right) \left(1,2 - 0,3 \frac{\text{mol}}{\text{lít}} \right) \frac{1 \text{ giờ}}{60 \text{ phút}}}{1,2 \left(\frac{\text{mol}}{\text{lít}} \right) - 0,5 \frac{\text{mol}}{\text{lít} \times \text{phút}}}$$

$$V = 25 \text{ lít}$$

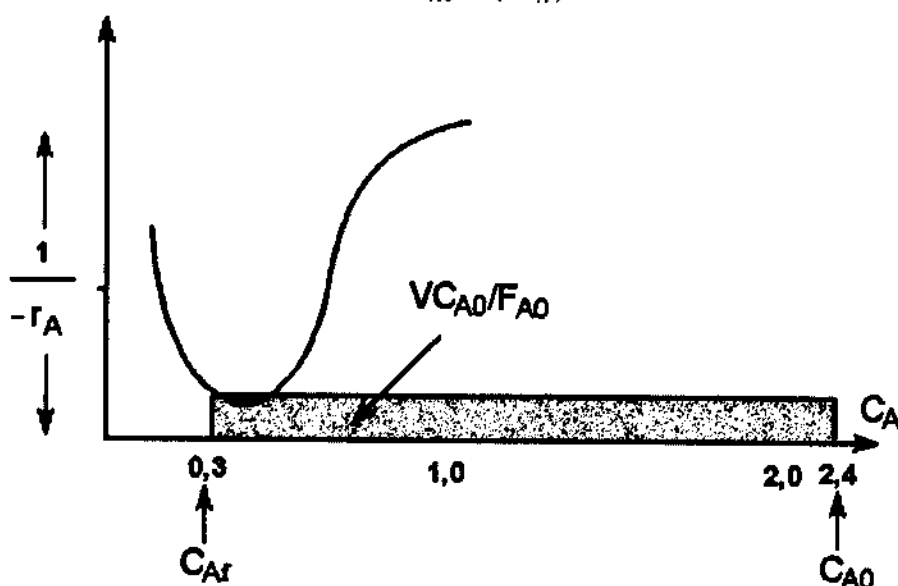
- b) Nếu tốc độ nạp liệu tăng gấp hai lần trong khi các yếu tố khác không thay đổi thì thể tích của thiết bị phản ứng cũng phải tăng gấp hai lần vì thể tích của thiết bị phản ứng được tính theo biểu thức sau:

$$V = \frac{F_{A0}}{C_{A0}} \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)}$$

Vậy, thể tích của thiết bị phản ứng tăng lên gấp đôi, $V = 50$ lít.

- c) Khi nồng độ chất phản ứng trong nguyên liệu đầu tăng gấp hai lần trong khi các yếu tố khác không thay đổi thì từ biểu thức tính thể tích thiết bị phản ứng:

$$V = \frac{F_{A0}}{C_{A0}} \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)}$$



Hình 6.3

Thay các số liệu có được vào đồ thị trên nhận được:

$$V = \frac{1000 (2,4 - 0,3)}{2,4} \frac{1}{0,5} \frac{1}{60}$$

$$V = 29,167 \text{ lít}$$

Bài 6.3

a) Đối với thiết bị phản ứng IMR:

$$\tau = \frac{C_{A0} - C_{Af}}{kC_{Af}^2}$$

$$\Rightarrow k\tau_1 C_{A0} = \frac{1 - C_{Af1}/C_{A0}}{\left(C_{Af1}/C_{A0}\right)^2} = \frac{1 - 1/2}{(1/2)^2} = 2$$

Khi thể tích của thiết bị phản ứng tăng lên 6 lần thì $\tau_1 = 6\tau_2$ nên:

$$\frac{1 - C_{Af2}/C_{A0}}{\left(C_{Af2}/C_{A0}\right)^2} = k\tau_2 C_{A0} = 6k\tau_1 C_{A0} = 6(2) = 12$$

$$\frac{C_{Af2}}{C_{A0}} = \frac{-1 \pm \sqrt{1+48}}{24} = 0,24$$

$$\Rightarrow X_{A2} = 0,75$$

b) Đối với thiết bị phản ứng PFR:

$$\tau_3 = - \int_{C_{A0}}^{C_{Af3}} \frac{dC_A}{kC_A^2} = \frac{1}{k} \left(\frac{1}{C_{Af3}} - \frac{1}{C_{A0}} \right) = \frac{1}{kC_{A0}} \left(\frac{C_{A0}}{C_{Af3}} - 1 \right)$$

$$\tau_3 k C_{A0} = \frac{C_{A0}}{C_{Af3}} - 1$$

Vì thiết bị PFR và thiết bị IMR ban đầu có thể tích bằng nhau nên: $\tau_1 = \tau_3$

Suy ra:

$$\tau_3 k C_{A0} = \frac{C_{A0}}{C_{Af3}} - 1 = 2$$

$$\Rightarrow \frac{C_{A0}}{C_{Af3}} = 3$$

$$\Rightarrow X_{A3} = 0,667$$

Bài 6.4

Thời gian lưu của phản ứng trong thiết bị PFR được xác định như sau:

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Thay phương trình tốc độ phản ứng đã biết vào phương trình trên và lấy tích phân nhận được:

$$(0,1) \frac{V}{\dot{V}} = \ln \frac{C_{A0}}{C_A} + 0,5 (C_{A0} - C_A)$$

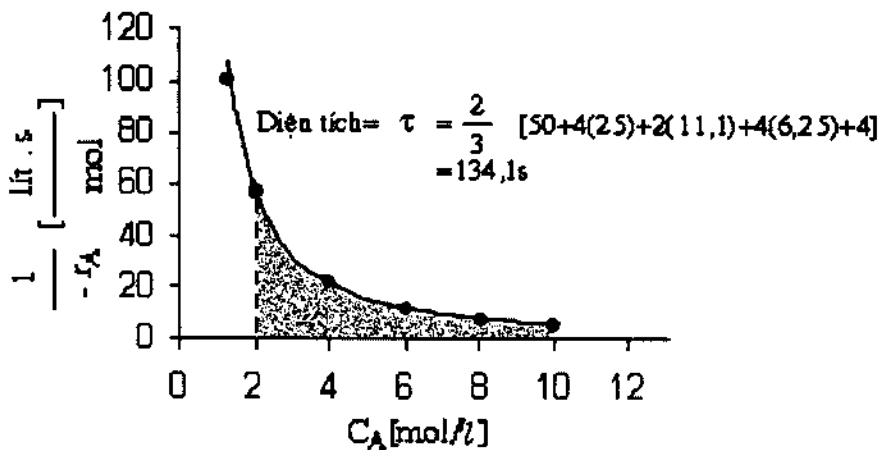
$$\Rightarrow V = \frac{25}{0,1} \left[\ln \frac{2}{0,1} + 0,5 (2 - 0,1) \right] = 986 \text{ lít}$$

Bài 6.5

Thời gian lưu của phản ứng trong thiết bị PFR được xác định như sau:

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} = - \int_{C_{A0}}^C \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Từ số liệu động học đã biết ta có thể xây dựng đường cong động học và tính tích phân trên mà không cần đi tìm phương trình tốc độ phản ứng theo công thức Simpson như sau:



Hình 6.4

Bài 6.6

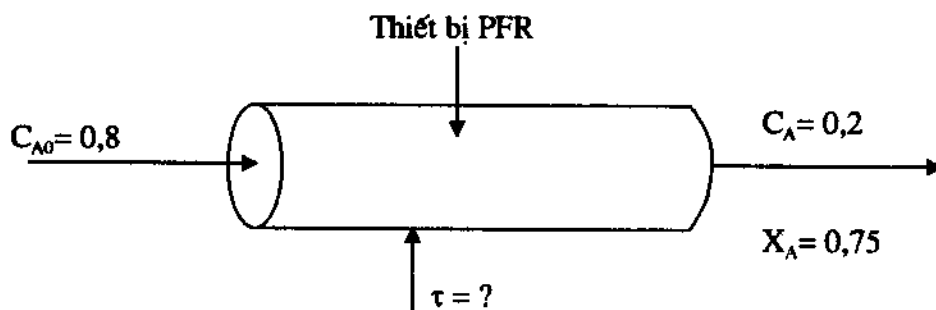
Thời gian lưu trong thiết bị phản ứng IMR được xác định như sau:

$$\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)}$$

Từ phương trình trên ta có thể tính được giá trị tốc độ phản ứng ở các thành phần hỗn hợp phản ứng tương ứng như trong bảng sau:

τ (s)	C_{A0}	C_{Af}	$\left[\frac{1}{(-r_A)} \right]_{\text{tại ra}} = \frac{\tau}{C_{A0} - C_{Af}}$
300	2	0,65	$300 / (2 - 0,65) = 222$
240	2	0,92	222
250	2	1,00	250
110	1	0,56	250
360	1	0,37	572
24	0,48	0,42	400
200	0,48	0,28	1000
560	0,48	0,20	2000

a) Khi phản ứng được tiến hành trong thiết bị PFR

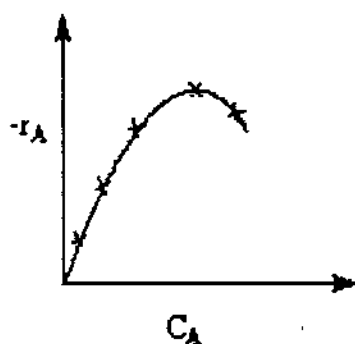


Hình 6.5

Thời gian lưu trong thiết bị phản ứng PFR được xác định như sau:

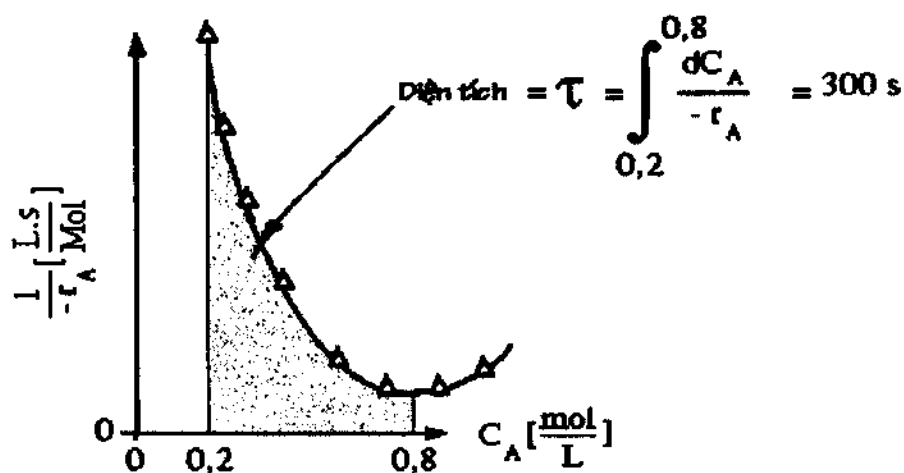
$$\tau = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Từ số liệu thực nghiệm ta lập được đồ thị biểu diễn mối quan hệ giữa C_A và $-r_A$ như sau:



Hình 6.6

Ta thấy rằng đây không phải là một phản ứng có bậc đơn giản. Vì vậy, để tính tích phân trên nên dùng phương pháp đồ thị. Đồ thị sau đây biểu diễn mối quan hệ giữa $\frac{1}{(-r_A)}$ và C_A



Hình 6.7

b) Khi phản ứng được tiến hành trong thiết bị IMR

$$\tau_{\text{IMR}} = \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)} = \frac{0,8 - 0,2}{\left(\frac{1}{2000}\right)} = 1200 \text{ (s)}$$

Bài 6.7

Đối với các phản ứng có thể tích không thay đổi thì thời gian lưu trong thiết bị phản ứng BR cũng bằng thời gian lưu trong thiết bị phản ứng PFR và được tính theo biểu thức sau:

$$t_{BR} = \tau_{PFR} = - \int_{C_{A0}}^C \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Điều này có nghĩa là thời gian cần thiết để biến đổi hỗn hợp phản ứng từ một nồng độ này sang một nồng độ khác trong cả hai thiết bị trên là như nhau. Tức là thời gian cần thiết để áp suất riêng phần của chất A (P_A) giảm từ 0,8 atm xuống 0,4 atm khi phản ứng được thực hiện trong thiết bị PFR cũng bằng thời gian cần thiết khi phản ứng được thực hiện trong thiết bị BR.

Từ bảng số liệu trên suy ra:

$$t_{BR} = \tau_{PFR} = 330 - 20 = 310(s)$$

Vậy, thể tích của thiết bị PFR sẽ là:

$$V_{PFR} = \frac{\tau F_{A0}}{C_{A0}} = \frac{(310 \text{ s}) \left(100 \frac{\text{mol A}}{\text{giờ}} \right)}{(0,8 \text{ atm}) \left[\left(0,082 \frac{\text{lít} \times \text{atm}}{\text{mol} \times \text{K}} \right) (373 \text{ K}) \right]} \frac{1 \text{ giờ}}{3600 \text{ s}}$$

$\left(\frac{P_A}{RT} \right) \leftarrow$

$$V_{PFR} = 329 \text{ lít}$$

Bài 6.8

Trong bài toán này, vì không có hai quá trình nào được thực hiện ở cùng một nhiệt độ nên phải khảo sát ảnh hưởng của nhiệt độ đến tốc độ phản ứng ở một thành phần hỗn hợp phản ứng không đổi và khảo sát sự thay đổi của giá trị tốc độ phản ứng theo nồng độ của các cấu tử tham gia phản ứng.

- Tìm năng lượng hoạt hoá của phản ứng

Đối với phản ứng bậc n trong thiết bị IMR

$$\tau = \frac{C_0 - C}{(-r_A)} = \frac{C_0 - C}{kC^n} = \frac{C_0 - C}{k_0 C^n} e^{\frac{E}{RT}} \quad (i)$$

Lấy logarit hai vế của biểu thức trên nhận được:

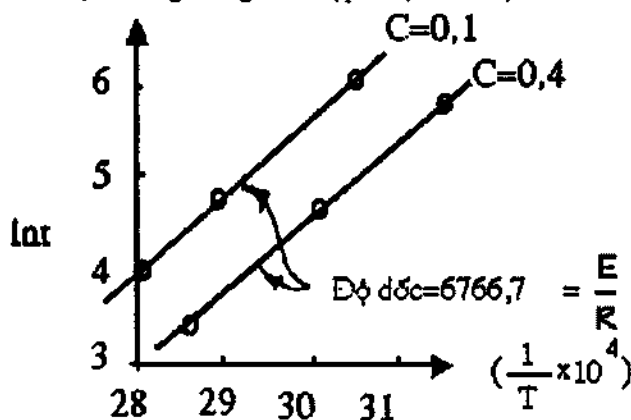
$$\ln t = \underbrace{\ln \left(\frac{C_0 - C}{C^n} \right) - \ln k_0}_{y = a} + \frac{E}{R} \times \frac{1}{T} \quad (\text{ii})$$

$$y = a + bx$$

Lập bảng các giá trị từ số liệu có được:

τ	C_0	C	$T (^{\circ}\text{C})$	$T (\text{K})$	$\frac{10^4}{T} (^{\circ}\text{K}^{-1})$	$\ln \tau$
220	1,0	0,4	44	317	31,52	5,394
100	1,0	0,4	57	330	30,31	4,606
30	1,0	0,4	77	350	28,58	3,400
400	1,0	0,1	52	325	30,77	5,995
120	1,0	0,1	72	345	29,00	4,788
60	1,0	0,1	84	357	28,02	4,096

Từ các số liệu trong bảng trên lập được đồ thị sau:



Hình 6.8

Như vậy,

$$E = (6767)(1,987) = 13400 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

- Xác định bậc của phản ứng

Tại một nhiệt độ nhất định:

$$\frac{\tau_2}{\tau_1} = \frac{C_0 - C_2}{C_0 - C_1} \times \frac{C_1^n}{C_2^n} \times \frac{k_{01}}{k_{02}} \times \frac{e^{-E/RT_1}}{e^{-E/RT_2}} \quad (\text{iii})$$

Khi $\frac{1}{T} = 0,0028$

$$\ln \tau_2 = 4,1 \quad \text{hay} \quad \tau_2 = 60,4$$

$$\ln \tau_1 = 3,05 \quad \text{hay} \quad \tau_1 = 20,7$$

Thay các số trên vào phương trình (iii) nhận được $n = 0,48$. Giá trị này gần với giá trị $1/2$, vì vậy lấy giá trị $1/2$ là bậc của phản ứng.

- Tìm giá trị k_0 của phản ứng:

Thay vào phương trình xác định thời gian lưu của thiết bị IMR một trong các giá trị thu được từ các lần thực nghiệm trên:

$$\tau = \frac{C_0 - C}{k_0 e^{-E/RT} C^{1/2}}$$

$$\Rightarrow k_0 = \frac{C_0 - C}{\tau e^{-E/RT} C^{1/2}} = \frac{0,6 e^{6767/317}}{(220)(0,4)^{1/2}} = 8,25 \times 10^6$$

Như vậy, phương trình tốc độ của phản ứng trên là:

$$\underbrace{(-r_A)}_{\left(\frac{\text{mol}}{\text{lít} \times \text{s}}\right)} = \left[\underbrace{8,25 \times 10^6 e^{-\frac{13400}{RT}}}_{\left(\frac{\text{mol}}{\text{lít}}\right)^{1/2} \text{s}^{-1}} \right] \underbrace{C_A^{1/2}}_{\left(\frac{\text{mol}}{\text{lít}}\right)^{1/2}}$$

CHƯƠNG 7

THIẾT BỊ PHẢN ỨNG CÓ THỂ TÍCH THAY ĐỔI

Bài 7.1

Đối với thiết bị ống dòng:

$$-r_A = \frac{dX_A}{d(V/F_{A0})}$$

Hệ số thay đổi thể tích:

$$\varepsilon_A = \frac{4-2}{2} = 1$$

Từ biểu thức:

$$C_A = C_{A0} \frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A}$$

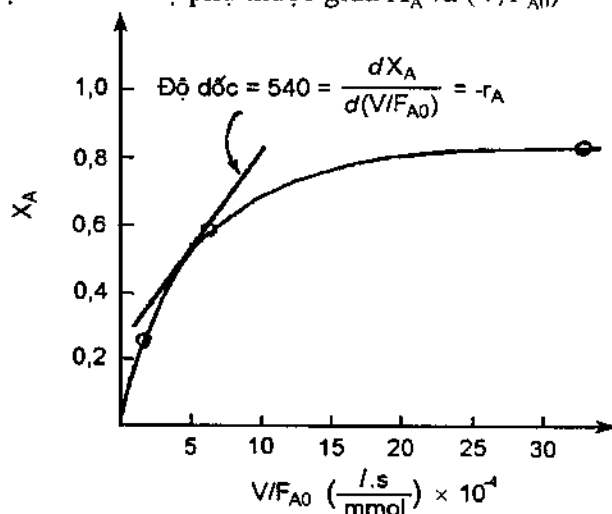
Suy ra:

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0} + \varepsilon_A C_A} = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0} + C_A}$$

- Lập bảng:

$\dot{V} (\text{cm}^3/\text{s})$	$C_A (\text{mmol/lit})$	X_A	$V/F_{A0} (\text{s})$
0,5	10	0,980	$2 \cdot 10^{-2}$
3	50	0,905	$3,33 \cdot 10^{-3}$
16	200	0,667	$6,25 \cdot 10^{-4}$
60	500	0,333	$1,67 \cdot 10^{-4}$

- Vẽ đồ thị biểu diễn sự phụ thuộc giữa X_A và (V/F_{A0})



Hình 7.1

Với nồng độ $C_A = 250 \text{ mmol/lit}$

$$X_A = \frac{1000 - 250}{1000 + 250} = 0,6$$

Tại $X_A = 0,6$ độ dốc của tiếp tuyến là 540

Suy ra:

$$-r_A = \frac{dX_A}{d(V/F_{A0})} = 540 \frac{\text{mmol}}{\text{l.s}} = 0,54 \frac{\text{mol}}{\text{l.s}}$$

Bài 7.2

Phương trình phản ứng: $A \rightarrow 3R$

Từ phương trình tỉ lượng phản ứng suy ra:

$$\epsilon_A = \frac{3-1}{1} = 2$$

- Đối với thiết bị IMR:

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} = \frac{C_{A0} X_A}{-r_A}$$

Suy ra:

$$-r_A = \frac{C_{A0} X_A}{V} \dot{V}$$

$$-r_A = \frac{C_{A0}(C_{A0} - C_A)}{(C_{A0} + \varepsilon_A C_A)V} \dot{V} = \frac{120(120 - C_A)}{(120 + 2C_A)} \dot{V}$$

Từ các dữ kiện đã cho lập bảng:

\dot{V} (lít/phút)	C_A (mmol/lít)	$-r_A$ (mmol/lít s)	$\lg(-r_A)$	$\lg C_A$
0,06	30	3,6	0,5563	1,477
0,48	60	14,4	1,1584	1,778
1,5	80	25,7	1,41	1,903
8,1	105	44,2	1,6452	2,07

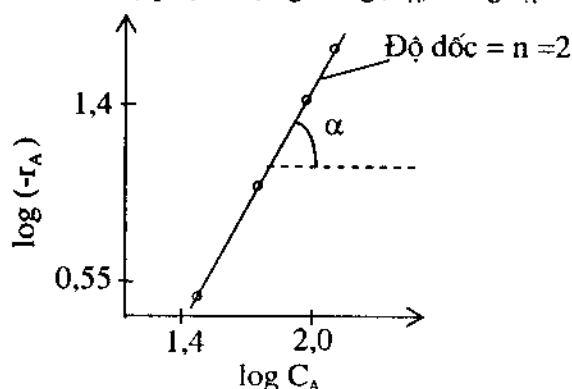
Giả sử phương trình tốc độ phản ứng phân hủy A có dạng: $-r_A = k (C_A)^n$

Suy ra:

$$\lg(-r_A) = n \lg C_A + \lg k$$

Phương trình trên có dạng phương trình đường thẳng: $y = ax + b$

Vẽ đồ thị biểu diễn sự phụ thuộc giữa $\lg(-r_A)$ và $\lg C_A$



Hình 7.2

Từ đồ thị suy ra $k = 0,004$ và $n = \tan \alpha = 2$

Vậy phương trình tốc độ của phản ứng là:

$$-r_A = 0,004 (\text{mmol/lít phút}) C_A^2$$

Bài 7.3

Do phản ứng: $A \rightarrow 3R$ có nguyên liệu chứa 50% tạp chất trơ nên cứ hai thể tích của nguyên liệu sẽ chuyển hoàn toàn thành 4 thể tích của sản phẩm khí

Suy ra:

$$\varepsilon_A = \frac{4-2}{2} = 1$$

Đối với thiết bị ống dòng:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_{A0}^{1/2} \left(\frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A} \right)^{1/2}} \quad (1)$$

Thay $\varepsilon_A = 1$ vào (1) nhận được:

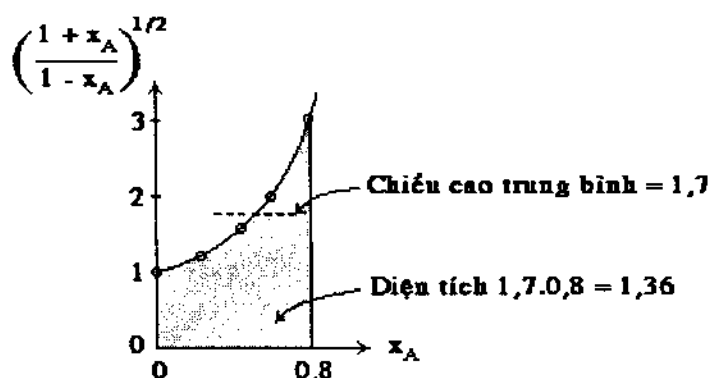
$$\tau = \frac{C_{A0}^{1/2}}{k} \int_0^{0,8} \left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)^{1/2} dX_A \quad (2)$$

Tích phân trong phương trình (2) có thể được tính theo ba phương pháp: phương pháp đồ thị, phương pháp tích phân số (sử dụng công thức Simpson) hoặc phương pháp giải

a) Phương pháp đồ thị: Trước tiên, ta phải tính hàm cần được tích phân tại những giá trị chọn lọc khác nhau được trong bảng sau:

X_A	$\left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)$	$\left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)^{1/2}$
0	1	1
0,2	1,5	1,227
0,4	2,3	1,528
0,6	4,0	2
0,8	9,0	3

Dựa vào các giá trị ở bảng trên, vẽ đồ thị sự phụ thuộc của $\left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)^{1/2}$ vào X_A nhận được đồ thị sau:



Hình 7.3

Tính diện tích phần đồ thị bị chắn giữa $x_A = 0$ và $x_A = 0,8$, khi đó diện tích sẽ là:

$$S = \int_0^{0,8} \left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)^{1/2} dX_A = 1,36$$

b) Phương pháp tích phân số (sử dụng nguyên lý Simpson) với dữ liệu ở bảng trên nhận được:

$$S = \int_0^{0,8} \left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)^{1/2} dX_A$$

$$S = \int_0^{0,8} \left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)^{1/2} dX_A = \left[\frac{1 \times 1 + 4 \times 1,227 + 2 \times 1,528 + 4 \times 2 + 1 \times 3}{12} \right] \times 0,8 = 1,331$$

(Công thức Simpson dùng để tính tích phân xác định của hàm $y = f(x)$ liên tục trên đoạn $[a;b]$)

$$\int_a^b f(x) \approx \frac{h}{3} [y_0 + y_{2n} + 4(\sum y_{2i-1}) + 2(\sum y_{2i})]$$

$$\text{với } h = \frac{b-a}{2n}$$

c) Lấy tích phân bằng phương pháp giải tích:

$$\int_0^{0,8} \left(\frac{1+X_A}{1-X_A} \right)^{1/2} dX_A = \int_0^{0,8} \frac{1+X_A}{\sqrt{1-X_A^2}} dX_A = (\arcsin X_A - \sqrt{1-X_A^2}) \Big|_0^{0,8} = 1,328$$

Cả 3 phương pháp tính tích phân trên đều có thể áp dụng và cho kết quả tốt, nhưng phương pháp tích phân số là phương pháp nhanh nhất, đơn giản nhất cho nên sử dụng phương pháp này.

Thay giá trị tích phân tính được vào phương trình (2) nhận được:

$$\tau = \frac{(0,0625 \text{ mol/l})^{1/2}}{(10^{-2} \text{ mol}^{1/2} / \text{l}^{1/2} \cdot \text{s})} \times 1,33 = 33,2(\text{s})$$

Bài 7.4

Phương trình: $2A \rightarrow R$

Từ phương trình tỉ lượng của phản ứng suy ra:

$$\varepsilon_A = \frac{1-2}{2} = -\frac{1}{2}$$

– Mối quan hệ giữa nồng độ và độ chuyển hóa là:

$$\begin{aligned} \frac{C_A}{C_{AO}} &= \frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} = \frac{1 - X_A}{1 - \frac{1}{2} X_A} \\ \Rightarrow X_A &= \frac{1 - \frac{C_A}{C_{AO}}}{1 + \varepsilon_A \frac{C_A}{C_{AO}}} = \frac{1 - \frac{C_A}{C_{AO}}}{1 - \frac{C_A}{2C_{AO}}} \end{aligned}$$

– Dựa vào các số liệu đầu bài cho, tính được độ chuyển hóa và tốc độ của phản ứng ở các nồng độ C_A khác nhau và thu được bảng sau:

\dot{V} (lít/giờ)	C_A (mmol/lít)	X_A	$-r_A = \frac{\dot{V} C_{AO} X_A}{V}$ (mmol / lít giờ)
30,0	85,7	0,250	7500
9,00	66,7	0,500	4500
3,60	50,0	0,667	2400
1,50	33,3	0,800	1200

- Đối với thiết bị IMR:

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} = \frac{C_{AO}}{-r_A} X_A$$

$$\Rightarrow -r_A = \frac{\dot{V} C_{AO} X_A}{V} \left(\frac{\text{mmol}}{\text{l giờ}} \right)$$

Thay các giá trị đã biết tính được bảng các giá trị $-r_A$ như trên.

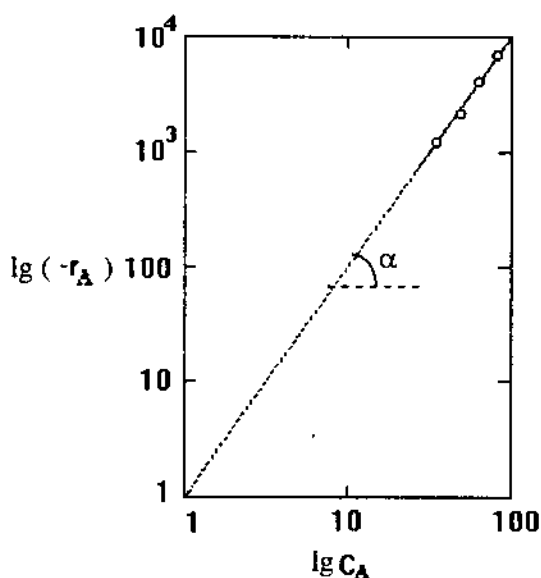
- Giả sử phương trình động học của phản ứng có dạng:

$$-r_A = k.C_A^n$$

Lấy logarit 2 vế của phương trình nhận được:

$$\lg(-r_A) = \lg k + n \lg C_A \quad (*)$$

- Từ phương trình (*) ta nhận thấy, đồ thị biểu diễn sự phụ thuộc của $\lg(-r_A)$ vào $\lg C_A$ là một đường thẳng, độ dốc của đường này bằng giá trị n . Trên cơ sở đó, vẽ đồ thị sự phụ thuộc của các giá trị C_A và $-r_A$ từ các số liệu trong bảng trên lập được đồ thị:



Hình 7.4

- Nhìn vào đồ thị nhận thấy các điểm thực nghiệm lập thành một đường thẳng có độ dốc $\text{tg} \alpha = 2$ nên bậc phản ứng $n = 2$ và $\lg k = 0 \Rightarrow k = 1$.

Vậy phương trình tốc độ của phản ứng đime hóa nói trên là:

$$-r_A = 1,0 \left(\frac{\text{l}}{\text{giờ} \times \text{mmol}} \right) \times C_A^2 \left(\frac{\text{mmol}}{\text{l} \times \text{giờ}} \right)$$

Bài 7.5

Phản ứng là bậc 2 có phương trình biểu diễn tốc độ phản ứng: $-r_A = kC_A^2$

$$\varepsilon_A = \frac{3-1}{1} = 2$$

Áp dụng công thức tính thời gian lưu biểu kiến trong thiết bị phản ứng ống dòng:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_A^2} \quad (1)$$

Mặt khác:

$$C_A = C_{A0} \frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A}$$

Thay (2) vào (1)

$$\tau = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A0}^2 \left(\frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A} \right)^2} = \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{X_A} \frac{(1+\varepsilon_A X_A)^2}{(1-X_A)^2} dX_A \quad (2)$$

$$\tau = \frac{1}{kC_{A0}} \left[\varepsilon_A^2 X_A + \frac{(\varepsilon_A + 1)^2 X_A}{1-X_A} + 2\varepsilon_A (\varepsilon_A + 1) \ln(1-X_A) \right]$$

Thay $\tau = 2,7$ phút

$$\varepsilon_A = 2 \quad \Rightarrow \quad kC_{A0} = 51,36$$

$$X_A = 0,95$$

Thời gian lưu thực tính bằng như sau:

$$t = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1+\varepsilon_A X_A)(-r_A)} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1+\varepsilon_A X_A) kC_A^2} \quad (3)$$

Thay (2) vào (3) nhận được:

$$t = \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{X_A} \frac{(1+\varepsilon_A X_A) dX_A}{(1-X_A)^2}$$

$$\Leftrightarrow t = \frac{1}{kC_{A0}} \left[\varepsilon_A \ln(1-X_A) + \frac{(\varepsilon_A + 1)X_A}{1-X_A} \right]$$

Thay các giá trị:

$$kC_{A0} = 51,36 \text{ phút}^{-1}$$

$$\varepsilon_A = 2$$

$$X_A = 0,95$$

Tính được $t = 1$ phút

Bài 7.6

a) Đối với thiết bị khuấy lý tưởng gián đoạn: $A \rightarrow 2R + S$

$$X_A = 0 \Rightarrow V_{X_A} = 100$$

$$X_A = 1 \Rightarrow V_{X_A} = 250$$

$$\Rightarrow \varepsilon_A = \frac{250 - 100}{100} = 1,5$$

Mặt khác:

$$V_t = V_0 (1 + \varepsilon_A X_A)$$

$$\Rightarrow \varepsilon_A X_A = \frac{V_t}{V_0} - 1 = 1$$

$$\Rightarrow X_A = \frac{1}{1,5} = 0,67$$

b) Đối với thiết bị ống dòng:

Thời gian lưu biểu kiến tính bằng công thức:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_A} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A0} \frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A}}$$

$$\tau = -\frac{1}{k} [\varepsilon_A X_A + (\varepsilon_A + 1) \ln(1 - X_A)] \quad (1)$$

Thời gian lưu thực được xác định theo công thức:

$$t = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 + \varepsilon_A X_A)(-r_A)} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 + \varepsilon_A X_A)kC_A} = \frac{1}{k} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{1 - X_A} = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A) \quad (2)$$

Từ các phương trình (1) và (2) suy ra:

$$\frac{\tau_{PFR}}{t_{PFR}} = \frac{\varepsilon_A X_A + (\varepsilon_A + 1) \ln(1 - X_A)}{\ln(1 - X_A)}$$

Biết rằng: $t_{PFR} = t_{BR} = 8$ phút (thời gian lưu thực ứng với cùng một độ chuyển hoá trong PFR và BR là như nhau)

$$\begin{aligned}\frac{\varepsilon_A X_A}{\ln(1 - X_A)} + \varepsilon_A + 1 &= \frac{\tau_{PFR}}{8} \\ \Rightarrow \tau_{PFR} &= 12,75 \text{ (phút)} \\ \tau_{PFR} &= \frac{V_{PFR}}{\dot{V}} \\ \Rightarrow V_{PFR} &= 106 \text{ (lít)}\end{aligned}$$

Bài 7.7

Thời gian lưu trong thiết bị ống dòng được tính từ phương trình:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{0,9} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Từ các dữ kiện đã cho suy ra:

$$\begin{aligned}\tau &= C_{A0} \int_0^{0,9} \frac{dX_A}{kC_A^2} = 1 \\ \Rightarrow \tau &= \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{0,9} \frac{dX_A}{\left(\frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A}\right)^2} = 1\end{aligned}$$

Từ phương trình tỉ lượng của phản ứng suy ra:

$$\varepsilon_A = \frac{3 - 2}{2} = \frac{1}{2}$$

Thay vào phương trình trên nhận được:

$$\begin{aligned}\tau &= C_{A0} \int_0^{0,9} \frac{dX_A}{kC_A^2} = 1 \\ \Rightarrow \tau &= \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{0,9} \frac{dX_A}{\left(\frac{1 - X_A}{1 + \frac{1}{2}X_A}\right)^2} = 1\end{aligned}$$

(Lưu ý rằng:

$$\left(\frac{1 + \frac{1}{2}X_A}{1 - X_A}\right)^2 = \frac{1}{4} - \frac{3}{2} \frac{1}{1 - X_A} + \frac{9}{4} \frac{1}{(1 - X_A)^2}$$

Tính tích phân phương trình trên nhận được:

$$\frac{1}{kC_{A0}} \left(\frac{1}{4} \int_0^{0,9} dX_A + \frac{3}{2} \int_0^{0,9} \frac{d(1-X_A)}{1-X_A} - \frac{9}{4} \int_0^{0,9} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)^2} \right) = 1$$

$$\Rightarrow kC_{A0} = \frac{81,9 - 6 \ln 10}{4} \text{ (s}^{-1}\text{)}$$

Thời gian lưu thực của thiết bị được xác định từ phương trình:

$$t_{\text{thực}} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 + \varepsilon_A X_A)(-r_A)}$$

Thay các giá trị đã biết vào phương trình này nhận được:

$$t_{\text{thực}} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{\left(1 + \frac{1}{2} X_A\right) kC_A^2}$$

$$\Leftrightarrow t_{\text{thực}} = \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{X_A} \frac{\left(1 + \frac{1}{2} X_A\right)}{(1 - X_A)^2} dX_A$$

Tách các biến số và lấy tích phân nhận được:

$$t_{\text{thực}} = \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{0,9} \frac{\left(1 + \frac{1}{2} X_A\right)}{(1 - X_A)^2} dX_A = \frac{1}{kC_{A0}} \left[\frac{\left(1 + \frac{1}{2}\right)0,9}{1 - 0,9} + \frac{1}{2} \ln(1 - 0,9) \right]$$

$$t_{\text{thực}} = \frac{27 - \ln 10}{2} \frac{1}{kC_{A0}}$$

Thay $kC_{A0} = \frac{81,9 - 6 \ln 10}{4}$ suy ra:

$$t_{\text{thực}} = \frac{54 - 2 \ln 10}{81,9 - 6 \ln 10} \approx 0,725 \text{ s}$$

Bài 7.8

Đối với mỗi tốc độ nạp liệu khác nhau thì tốc độ phản ứng có giá trị tương ứng với thành phần của các chất trong hỗn hợp.

Từ phương trình (7.12) suy ra:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{(-r_A)}$$

trong đó:

$$V = 0,1 \text{ lít}$$

$$C_{A0} = 100 \text{ mmol/lít}$$

Theo phương trình tỉ lượng của phản ứng thì:

$$\varepsilon_A = \frac{5-1}{1} = 4$$

Lập bảng tính các giá trị của tốc độ phản ứng ở thời điểm đi ra khỏi thiết bị phản ứng đối với các tốc độ nạp liệu khác nhau:

F_{A0}	$C_{A, \text{cuối}}$	$X_{A, \text{cuối}} = \frac{1 - C_A / C_{A0}}{1 + 4 C_A / C_{A0}}$	$(-r_A) = \frac{F_{A0} X_A}{V} = 10 F_{A0} X_A$
300	16	$\frac{1 - 16/100}{1 + 64/100} = \frac{84}{164} = 0,512$	$\frac{(300)(0,512)}{0,1} = 1536$
1000	30	0,318	3180
3000	50	0,167	5000
5000	60	0,118	5890

Giả sử phương trình tốc độ của phản ứng có dạng: $(-r_A) = k C_A^n$

$$\begin{aligned} \frac{(-r_A)_1}{(-r_A)_2} &= \left(\frac{(C_A)_1}{(C_A)_2} \right)^n \\ \Rightarrow n &= \frac{\lg \left(\frac{(-r_A)_1}{(-r_A)_2} \right)}{\lg \left(\frac{(C_A)_1}{(C_A)_2} \right)} \end{aligned}$$

Lập các tỉ số giữa các lần nạp liệu trên suy ra phản ứng là bậc 1 và hằng số tốc độ phản ứng k được xác định từ phương trình tốc độ phản ứng:

$$(-r_A) \left(\frac{\text{mmol}}{\text{lít} \times \text{giờ}} \right) = k C_A \left(\frac{\text{mmol}}{\text{giờ}} \right)$$

Thay số liệu theo một tốc độ nạp liệu nào đó, giả sử lần thứ ba,

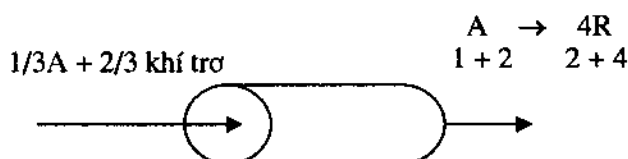
$$5000 \left(\frac{\text{mmol}}{\text{lít} \times \text{giờ}} \right) = k \times 50 \times \left(\frac{\text{mmol}}{\text{lít}} \right)$$

$$\Rightarrow k = \frac{5000}{50} = 100 \text{ (giờ}^{-1}\text{)}$$

Như vậy, phương trình tốc độ của phản ứng sẽ là:

$$(-r_A) = 100 \text{ (giờ}^{-1}\text{)} C_A$$

Bài 7.9



Hình 7.5

Giả sử phản ứng là bậc 1 suy ra:

$$k\tau = k \frac{V}{\dot{V}} = (1 + \varepsilon_A) \ln \frac{1}{1 - X_A} - \varepsilon_A X_A$$

Từ phương trình tỉ lượng của phản ứng và hỗn hợp nguyên liệu phản ứng ban đầu suy ra:

$$\varepsilon_A = \frac{6-3}{3} = 1$$

Lập bảng:

$\dot{V} \left(\frac{\text{cm}^3}{\text{s}} \right)$	$C_A \text{ (mmol/lít)}$	$X_A = \frac{1000 - C_A}{1000 + C_A}$	$2 \ln \frac{1}{1 - X_A} - X_A$	$\frac{V}{\dot{V}} = \frac{100}{\dot{V}} \text{ (s)}$	$\frac{1}{k}$
1,5	10	$\frac{990}{1010}$	6,864	66,7	9,7
2,5	50	$\frac{950}{1050}$	3,798	40	10,5
4,0	100	$\frac{900}{1100}$	2,591	25	9,6
6,5	200	$\frac{800}{1200}$	1,531	15,4	10,0

20	500	500/1500	0,478	5	10,4
----	-----	----------	-------	---	------

Nhận xét: Quan sát các giá trị ở cột cuối nhận thấy các giá trị của k là xấp xỉ nhau và dao động xung quanh giá trị 10,0 nên phương trình tốc độ giả thiết là hợp lý.

Vậy phản ứng có bậc 1 và $\bar{k} = 0,1 (\text{s}^{-1})$

Như vậy, phương trình tốc độ phản ứng được viết như sau:

$$(-r_A) = kC_A = 0,1 (\text{s}^{-1}) C_A \quad \left(\frac{\text{mmol}}{\text{cm}^3 \text{s}} \right)$$

Khi nguyên liệu nạp vào là khí A tinh khiết:

$$\varepsilon_A = \frac{4-1}{1} = 3$$

Đối với phản ứng bậc 1:

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} = \frac{1}{k} \left[(1 + \varepsilon_A) \ln \frac{1}{1 - X_A} - \varepsilon_A X_A \right]$$

$$\Rightarrow V = \frac{\dot{V}}{k} \left[(1 + \varepsilon_A) \ln \frac{1}{1 - X_A} - \varepsilon_A X_A \right]$$

Thay các số đã biết vào phương trình trên, suy ra:

$$V = \frac{100 (\text{cm}^3 \times \text{s}^{-1})}{0,1 (\text{s}^{-1})} \left[(1+3) \ln \frac{1}{1-0,667} - 3 \times 0,667 \right] = 2397 \text{ cm}^3 \approx 2,4 \text{ lít}$$

Bài 7.10

Từ phương trình tỉ lượng của phản ứng suy ra:

$$\varepsilon = \frac{4-1}{1} = 3$$

Thử với phản ứng có bậc 1:

$$k\tau = (1 + \varepsilon_A) \ln \frac{1}{1 - X_A} - \varepsilon_A X_A$$

$$k\tau = 4 \ln \frac{1}{1 - X_A} - 3X_A$$

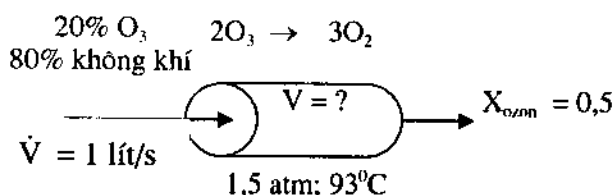
Lập bảng:

C_A/C_{A0}	$X_A = \frac{1 - C_A/C_{A0}}{1 + 3 C_A/C_{A0}}$	$4 \ln \frac{1}{1 - X_A} - 3X_A$	$\frac{1}{k\tau}$	$\tau = \frac{100}{\dot{V}} \text{ (s)}$	k
0,5	0,2	0,291	3,42	3	0,097
0,2	0,5	1,271	0,786	12	0,106
0,1	0,692	2,634	0,397	25	0,105
0,05	0,826	4,517	0,22	48	0,095
0,01	0,961	10,094	0,099	100	0,101

Như vậy, giá trị của k hầu như không thay đổi và dao động xung quanh giá trị 0,1 nên có thể coi phản ứng có bậc 1 với hằng số tốc độ phản ứng tại nhiệt độ phản ứng là $k = 0,1/\text{s}$ và phương trình tốc độ phản ứng được viết như sau:

$$(-r_A) = 0,1 (\text{s}^{-1}) C_A$$

Bài 7.11



Hình 7.6

Phương trình tốc độ phản ứng có dạng:

$$(-r_A) = k C_A^2 \quad \text{với } k = 0,05 \frac{\text{lít}}{\text{mol} \times \text{s}}$$

Từ phương trình Clapeyron-Mendeleev: $PV = nRT$

Suy ra:

$$\begin{aligned} \frac{P_{A0}}{RT} &= \frac{n}{V} = C_{A0} \\ \Rightarrow C_{A0} &= \frac{(1,5)(0,2)}{(0,082)(336)} = 0,01 \left(\frac{\text{mol}}{\text{lít}} \right) \end{aligned}$$

Từ phương trình tỉ lượng của phản ứng và thành phần của hỗn hợp khí ban đầu xác định được:

Từ phương trình (7.21):

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Suy ra:

$$V = \dot{V} C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_{A0}^2 \left(\frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)^2}$$

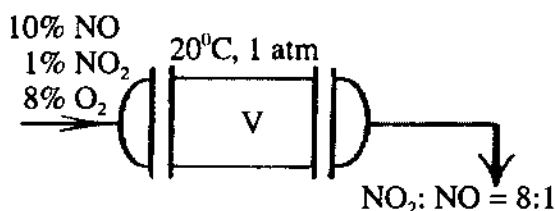
$$V = \frac{\dot{V}}{k C_{A0}} \left[2\varepsilon_A (1 + \varepsilon_A) \ln(1 - X_A) + \varepsilon_A^2 X_A + (\varepsilon_A + 1)^2 \frac{X_A}{1 - X_A} \right]$$

Thay số vào phương trình trên nhận được:

$$V = \frac{1}{(0,01)(0,05)} \left[2(0,1)(1 + 0,1) \ln(1 - 0,5) + (0,1)^2 (0,5) + (0,1 + 1)^2 \frac{0,5}{1 - 0,5} \right]$$

$$V = 2125 \text{ lít} \approx 2,1 \text{ m}^3$$

Bài 7.12



Hình 7.7

Giả sử có hỗn hợp khí ban đầu $V_0 = 100 \text{ m}^3$:

✱ Tại $X_A = 0$ thì $V_0 = 100 \text{ m}^3$

✱ Tại $X_A = 1$ thì $V = 0A + (10 + 1)R + (8 - 10/2)B + 81I = 95 \text{ m}^3$

Suy ra:

$$\varepsilon_A = \frac{95 - 100}{100} = -0,05$$

Mặt khác:

$$\frac{\text{NO}_2}{\text{NO}} = \frac{8}{1} = \frac{1 + 10X_A}{10(1 - X_A)}$$

$$\Rightarrow X_A = 0,8778$$

Mặt khác, từ phương trình Clapeyron-Mendeleev: $PV = nRT$ suy ra:

$$\frac{n}{V_0} = C_{A0} = \frac{P_{A0}}{RT} = \frac{0,1}{(0,082)(293)} = 4,16 \times 10^{-3} \quad \left(\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \right)$$

Mặt khác:

$$C_A = C_{A0} \left(\frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)$$

$$C_B = C_{A0} \left(\frac{\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - \frac{b}{a} X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right) + C_{A0} \left(\frac{0,8 - 0,5 X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)$$

$$F_{A0} = C_{A0} \dot{V}'_0 = (4,16 \times 10^{-3}) \left(1000 \times \frac{293}{273} \right) = 44,64 \quad \left(\frac{\text{kmol}}{\text{giờ}} \right)$$

Như vậy,

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_0^{0,8778} \frac{dX_A}{(1400) C_A^2 C_B} = \int_0^{0,8778} \frac{dX_A}{(1400) \left(C_{A0} \frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)^2 C_{A0} \left(\frac{0,8 - 0,5 X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)}$$

$$\text{hay } V = \frac{\left(\frac{44,64}{3600} \right)}{(1,4 \times 10^4) (4,16 \times 10^{-3})^3} \int_0^{0,8778} \frac{(1 - 0,05 X_A)^3 dX_A}{(1 - X_A)^2 (0,8 - 0,5 X_A)}$$

$$\Rightarrow V \approx 185 \text{ m}^3$$

Nhận xét: Hàm số dưới dấu tích phân được phân tích thành các hàm số tích được từ tích phân bảng như sau:

$$\frac{(1 - 0,05 X_A)^3}{(1 - X_A)^2 (0,8 - 0,5 X_A)} = \frac{A}{(1 - X_A)^2} + \frac{B}{(1 - X_A)} + \frac{C}{(0,8 - 0,5 X_A)} + D$$

Bằng cách đồng nhất các biến số thu được hệ phương trình:

$$\begin{cases} 0,8A + 0,8B + C + 0,8D = 1 \\ 0,5A + 1,3B + 2C + 2,1D = 15 \times 10^{-2} \\ 0,5B + C + 1,8D = 75 \times 10^{-4} \\ 0,5D = 125 \times 10^{-6} \end{cases}$$

Giải hệ phương trình trên nhận được:

$$\begin{cases} A = \frac{8,5 - 25 \times 10^{-4}}{3} \\ B = \frac{22,977 + 75 \times 10^{-4}}{9} \\ C = \frac{1344 \times 10^{-4} - 22,977}{18} \\ D = 25 \times 10^{-5} \end{cases}$$

$$\begin{aligned} \text{§ 4Et: } M &= \int_0^{0,8778} \frac{(1 - 0,05X_A)^3 dX_A}{(1 - X_A)^2 (0,8 - 0,5X_A)} \\ M &= A \int_0^{0,8778} \frac{dX_A}{(1 - X_A)^2} + B \int_0^{0,8778} \frac{dX_A}{(1 - X_A)} + C \int_0^{0,8778} \frac{dX_A}{(0,8 - 0,5X_A)} + D \int_0^{0,8778} dX_A \\ M &= -A \frac{1}{(1 - X_A)} \Big|_0^{0,8778} + B \ln|1 - X_A| \Big|_0^{0,8778} + C|0,8 - 0,5X_A| \Big|_0^{0,8778} + DX_A \Big|_0^{0,8778} \end{aligned}$$

Bài 7.13

Từ phương trình tỉ lượng của phản ứng suy ra:

$$\varepsilon_A = \frac{1-4}{4} = -\frac{3}{4}$$

✱ Khi độ chuyển hoá của phản ứng là 1/3

$$\begin{aligned} \frac{V_1}{F_{A0}} &= \int_0^{1/3} \frac{dX_A}{kC_A} \\ \Rightarrow \frac{V_1}{F_{A0}} &= \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{1/3} \frac{dX_A}{\left(\frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)} \\ \frac{V_1}{F_{A0}} &= \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{1/3} \frac{\left(1 - \frac{3}{4} X_A \right) dX_A}{(1 - X_A)} \end{aligned}$$

Lưu ý :
$$\frac{1 - \frac{3}{4} X_A}{1 - X_A} = \frac{3}{4} + \frac{1}{4} \frac{1}{(1 - X_A)}$$

Nên :

$$\int_0^{\frac{1}{3}} \frac{\left(1 - \frac{3}{4} X_A\right) dX_A}{(1 - X_A)} = \frac{3}{4} X_A \Big|_0^{\frac{1}{3}} + \frac{1}{4} \ln \left| \frac{1}{1 - X_A} \right| \Big|_0^{\frac{1}{3}}$$

Suy ra :

$$\frac{V_1}{F_{A0}} = \frac{1}{kC_{A0}} \left(\frac{1}{3} \times \frac{3}{4} + \frac{1}{4} \ln \frac{3}{2} \right) \quad (i)$$

× Khi độ chuyển hoá của phản ứng là 2/3

$$\frac{V_2}{F_{A0}} = \int_0^{\frac{2}{3}} \frac{dX_A}{kC_A}$$

Một cách tương tự suy ra:

$$\frac{V_2}{F_{A0}} = \frac{1}{kC_{A0}} \left(\frac{2}{3} \times \frac{3}{4} + \frac{1}{4} \ln 3 \right) \quad (ii)$$

Từ hai phương trình (i) và (ii) suy ra:

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{\frac{1}{4} \ln 3 + \frac{3}{4} \times \frac{2}{3}}{\frac{1}{4} \ln \frac{3}{2} + \frac{3}{4} \times \frac{1}{3}} \approx 2,2$$

$$\Rightarrow V_2 \approx 2,2 V_1$$

Bài 7.14

Từ phương trình Clapeyron-Mendeleev: $PV = nRT$ suy ra:

$$\frac{n}{V} = C_A = \frac{P_A}{RT} = \frac{P_A \text{ (atm)}}{0,082 \left(\frac{\text{lit} \times \text{atm}}{\text{mol} \times \text{K}} \right) (1219 \text{ K})} = 0,01 P_A \quad \left(\frac{\text{mol}}{\text{lit}} \right) \quad (i)$$

Khi nguyên liệu được nạp vào ở áp suất 10 atm:

$$C_{A0} = 0,01 \times 10 = 0,1 \left(\frac{\text{mol}}{\text{lit}} \right)$$

Mặt khác:

$$K = \frac{[R]}{[A]^2} = \frac{k_1}{k_2}$$

Theo định luật tác dụng khối lượng:

$$-r_i \left(\frac{\text{mol}}{\text{lit} \times \text{giờ}} \right) = 2 \left(\frac{\text{mol}}{\text{lit} \times \text{giờ} \times \text{atm}^2} \right) (P_A \text{ atm})^2 \quad (\text{a})$$

$$-r_i \left(\frac{\text{mol}}{\text{lit} \times \text{giờ}} \right) = k_1 \left(\frac{\text{lit}}{\text{mol} \times \text{giờ}} \right) \left(C_A \frac{\text{mol}}{\text{lit}} \right)^2 \quad (\text{b})$$

Kết hợp với phương trình (i) với phương trình (a) suy ra:

$$-r_i \left(\frac{\text{mol}}{\text{lit} \times \text{giờ}} \right) = k_1 \left(\frac{\text{lit}}{\text{mol} \times \text{giờ}} \right) (0,01 P_A)^2 \left(\frac{\text{mol}}{\text{lit}} \right)^2 \quad (\text{c})$$

Từ (a) và (c) suy ra :

$$k_1 = 2 \times 10^4 \left(\frac{\text{lit}}{\text{mol} \times \text{giờ}} \right)$$

Một cách tương tự:

$$K = (1 \text{ atm}^{-1}) \left(\frac{100 \text{ atm}}{\text{mol}/k} \right) = 100 \left(\frac{\text{lit}}{\text{mol}} \right)$$

$$k_2 = \frac{2 \times 10^4 \left(\frac{\text{lit}}{\text{mol} \times \text{giờ}} \right)}{100 \left(\frac{\text{lit}}{\text{mol}} \right)} = 200 (\text{giờ}^{-1})$$

Từ phương trình phản ứng suy ra:

$$\varepsilon_A = \frac{1-2}{2} = -\frac{1}{2}$$

Vì tốc độ phản ứng thuận bằng tốc độ phản ứng nghịch nên:

$$(-r_A) = k_1 C_A^2 - k_2 C_R$$

$$(-r_A) = k_1 C_{A0}^2 \left(\frac{1-X_A}{1+\varepsilon_A X_A} \right)^2 - k_2 C_{A0} / 2 \left(\frac{X_A}{1+\varepsilon_A X_A} \right)$$

$$(-r_A) = 2 \times 10^4 (0,1)^2 \left(\frac{1-X_A}{1-1/2 X_A} \right)^2 - 200 \times \frac{0,1}{2} \left(\frac{X_A}{1-1/2 X_A} \right)$$

$$(-r_A) = 200 \left(\frac{1-X_A}{1-1/2 X_A} \right)^2 - 10 \left(\frac{X_A}{1-1/2 X_A} \right)$$

Khi phản ứng đạt đến trạng thái cân bằng thì tốc độ phản ứng thuận bằng tốc độ phản ứng nghịch nên:

$$200 \left(\frac{1 - X_{A,cb}}{1 - \frac{1}{2} X_{A,cb}} \right)^2 = 10 \left(\frac{X_{A,cb}}{1 - \frac{1}{2} X_{A,cb}} \right)$$

$$\Rightarrow X_{A,cb} = 0,84$$

Từ phương trình xác định thời gian lưu cho thiết bị PFR:

$$\tau = \frac{VC_{A0}}{F_{A0}} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Suy ra:

$$V = F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{200 \left(\frac{1 - X_A}{1 - \frac{1}{2} X_A} \right)^2 - 10 \left(\frac{X_A}{1 - \frac{1}{2} X_A} \right)}$$

$$V = 10^3 \int_0^{0,5} \frac{dX_A}{200 \left(\frac{1 - X_A}{1 - \frac{1}{2} X_A} \right)^2 - 10 \left(\frac{X_A}{1 - \frac{1}{2} X_A} \right)}$$

$$V = 10^3 \int_0^{0,5} \frac{(1 - \frac{1}{2} X_A)^2}{200(1 - X_A)^2 - 10X_A(1 - \frac{1}{2} X_A)} dX_A$$

$$V \approx 38 \text{ lit}$$

Xét hàm :

$$M = \frac{(1 - \frac{1}{2} X_A)^2}{200(1 - X_A)^2 - 10X_A(1 - \frac{1}{2} X_A)}$$

$$M = A + \frac{B}{(\sqrt{205} X_A - \sqrt{205} + \sqrt{5})} + \frac{C}{(\sqrt{205} X_A - \sqrt{205} - \sqrt{5})}$$

Đồng nhất các biến số nhận được :

$$\begin{cases} 205 A & = \frac{1}{4} \\ 410 A - \sqrt{205} (B + C) & = 1 \\ 200 A - \sqrt{205} (B + C) - \sqrt{5} (B - C) & = 1 \end{cases}$$

Giải hệ phương trình trên nhận được:

$$A = \frac{1}{860}$$

$$B = -\frac{105 + 5\sqrt{43}}{860\sqrt{5}}$$

$$C = \frac{105 - 5\sqrt{43}}{860\sqrt{5}}$$

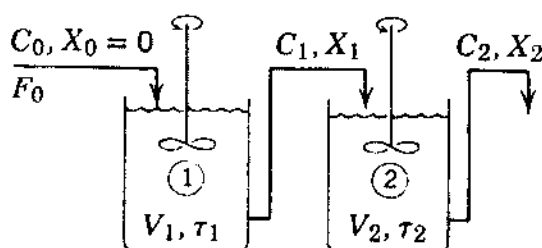
Như vậy :

$$\begin{aligned} \int_0^{0,5} M(X_A) dX_A &= \frac{1}{860} X_A \Big|_0^{0,5} - \frac{105 + 5\sqrt{43}}{860\sqrt{5} \times \sqrt{205}} \ln \left| \sqrt{205} X_A - \sqrt{205} + \sqrt{5} \right|_0^{0,5} \\ &+ \frac{105 - 5\sqrt{43}}{860\sqrt{5} \times \sqrt{205}} \ln \left| \sqrt{205} X_A - \sqrt{205} - \sqrt{5} \right|_0^{0,5} \end{aligned}$$

CHƯƠNG 8

HỆ THỐNG CÁC THIẾT BỊ PHẢN ỨNG

Bài 8.1



Hình 8.1

– Đối với thiết bị thứ nhất:

$$k\tau_1 = \frac{C_0}{C_1} - 1 \quad (1)$$

– Đối với thiết bị thứ hai:

$$k\tau_2 = \frac{C_1}{C_2} - 1 \quad (2)$$

Cộng hai vế của (1) và (2) nhận được:

$$k(\tau_1 + \tau_2) = \frac{C_0}{C_1} + \frac{C_1}{C_2} - 2$$

Để $(\tau = \tau_1 + \tau_2)$ là nhỏ nhất thì:

$$\frac{d(\tau_1 + \tau_2)}{dC_1} = 0$$

$$\Rightarrow \frac{C_0}{C_1^2} = \frac{1}{C_2}$$

$$\Rightarrow C_1 = \sqrt{C_0 C_2}$$

Mặt khác:

$$\tau_1 = \frac{C_0 - C_1}{kC_1} \Rightarrow k\tau_1 = \frac{C_0 - C_1}{C_1}$$

$$\tau_2 = \frac{C_1 - C_2}{kC_2} \Rightarrow k\tau_2 = \frac{C_1 - C_2}{C_2}$$

Thay $C_1 = \sqrt{C_0 C_2}$ suy ra:

$$k\tau_1 = \sqrt{\frac{C_0}{C_2}} - 1$$

$$k\tau_2 = \sqrt{\frac{C_0}{C_2}} - 1$$

$$\Rightarrow \tau_1 = \tau_2$$

Mặt khác,

$$\tau_1 = \frac{V_1}{\dot{V}}$$

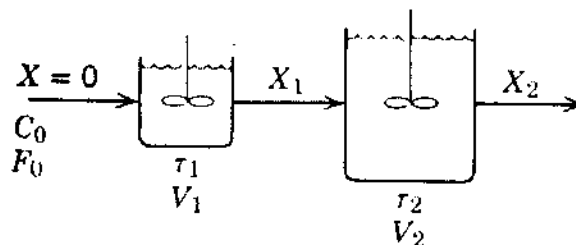
$$\tau_2 = \frac{V_2}{\dot{V}}$$

$$\Rightarrow V_1 = V_2$$

Như vậy, để thời gian lưu của hệ là nhỏ nhất thì thể tích của hai bình phản ứng phải bằng nhau.

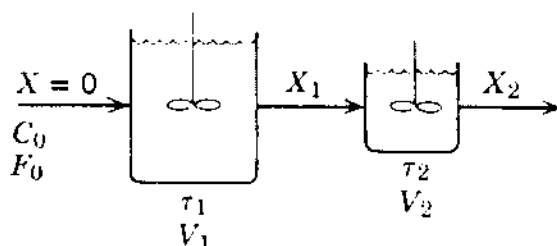
Bài 8.2

✕ Phương án thiết kế thứ nhất:



Hình 8.2

✖ Phương án thiết kế thứ hai:



Hình 8.3

Từ phương trình (4.3) suy ra:

$$\frac{C_{A0}}{C_{A1}} = 1 + k\tau_1$$

$$\frac{C_{A1}}{C_{A2}} = 1 + k\tau_2$$

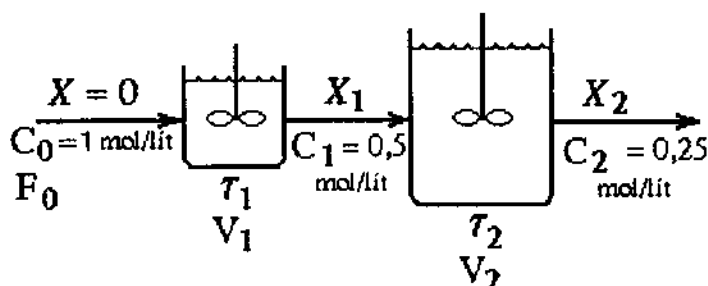
Mặt khác:

$$\frac{C_{A0}}{C_{A1}} \times \frac{C_{A1}}{C_{A2}} = (1 + k\tau_1)(1 + k\tau_2)$$

$$\Rightarrow \frac{C_{A2}}{C_{A0}} = \frac{1}{(1 + k\tau_1)(1 + k\tau_2)}$$

Dễ dàng nhận thấy là phương trình trên đối xứng với τ_1 và τ_2 , tức là khi đổi τ_1 và τ_2 thì giá trị của C_{A2}/C_{A0} không thay đổi. Như vậy, đối với phản ứng bậc một thì thứ tự của bình phản ứng trong hệ không làm thay đổi giá trị độ chuyển hóa của phản ứng.

Bài 8.3



Hình 8.3

- Đối với thiết bị phản ứng thứ nhất:

$$\tau_1 = \frac{C_0 - C_1}{kC_1^n}$$

- Đối với thiết bị phản ứng thứ hai:

$$\tau_2 = \frac{C_1 - C_2}{kC_2^n}$$

Từ hai phương trình trên suy ra:

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \frac{C_0 - C_1}{C_1 - C_2} \left(\frac{C_2}{C_1} \right)^n$$

Lấy logarit hai vế phương trình trên nhận được:

$$n = \frac{\lg \frac{\tau_1}{\tau_2} + \lg \frac{C_1 - C_2}{C_0 - C_1}}{\lg \frac{C_2}{C_1}} = \frac{\lg \frac{1}{2} + \lg \frac{1}{2}}{\lg \frac{1}{2}} = 2$$

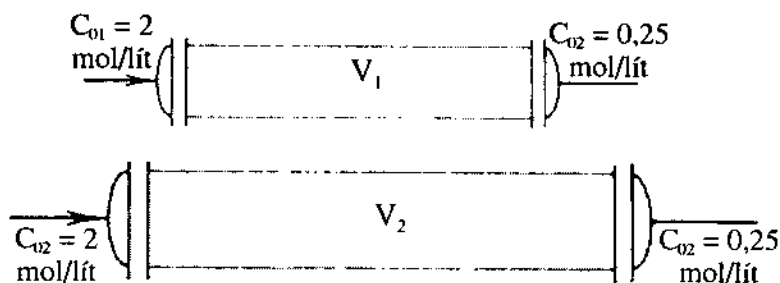
Vậy phản ứng tuân theo động học của phản ứng bậc hai, để tìm hằng số tốc độ k thay vào một trong hai phương trình tốc độ trên, ví dụ phương trình thứ nhất:

$$k = \frac{C_0 - C_1}{\tau_1 C_1^2} = \frac{0,5}{(96)(0,5)^2} = \frac{1}{48} \left(\frac{\text{lít}}{\text{mol} \times \text{s}} \right)$$

Như vậy, phương trình tốc độ của phản ứng khảo sát là:

$$(-r_A) = \left(\frac{1}{48} \frac{\text{lít}}{\text{mol} \times \text{s}} \right) C_A^2$$

Bài 8.4



Hình 8.4

Đối với phản ứng tuân theo động học của phản ứng bậc một:

$$k\tau_1 = \ln \frac{C_{A0}}{C_A} = \ln \frac{1}{0,25} = 1,386$$

$$k\tau_2 = \ln \frac{C'_{A0}}{C_A} = \ln \frac{2}{0,25} = 2,08$$

Kết hợp hai phương trình trên suy ra:

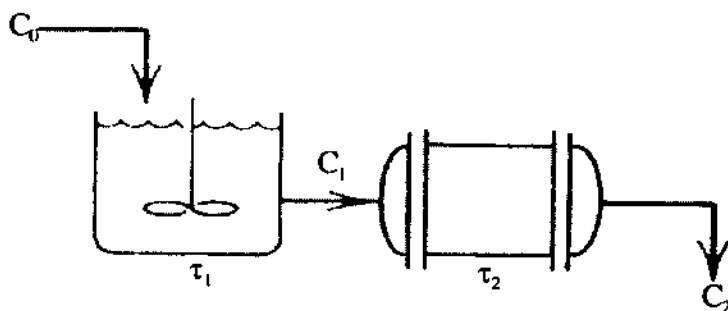
$$\frac{\tau_2}{\tau_1} = \frac{\left(\frac{C'_{A0} V_2}{F'_{A0}} \right)}{\left(\frac{C_{A0} V_1}{F_{A0}} \right)} = \frac{V_2}{V_1} = \frac{2,08}{1,386} = 1,5$$

$$\Rightarrow V_2 = 1,5V_1$$

Vậy thể tích của thiết bị PFR thứ hai phải lớn gấp 1,5 lần thể tích của thiết bị thứ nhất thì nồng độ chất A ở đầu ra của hai thiết bị đều bằng nhau.

Bài 8.5

✖ Phương án thiết kế ban đầu:



Hình 8.5

– Đối với thiết bị IMR:

$$\tau_1 = \frac{C_0 - C_1}{kC_1}$$

$$\Rightarrow C_1 = \frac{C_0}{1 + k\tau_1}$$

– Đối với thiết bị PFR:

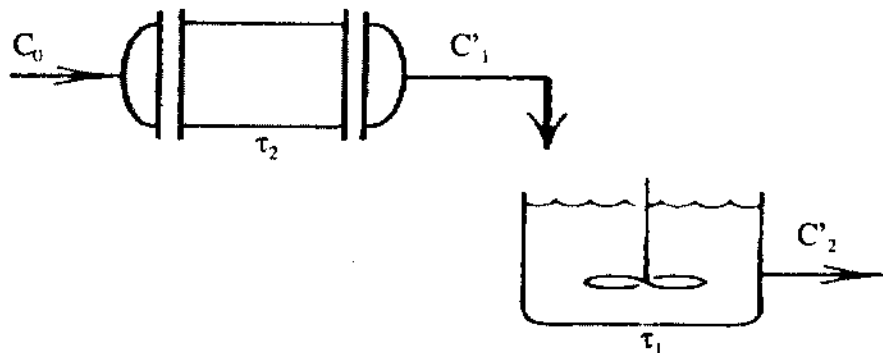
$$\tau_2 = - \int_{C_1}^{C_2} \frac{dC}{kC}$$

$$\Rightarrow C_2 = C_1 e^{-k\tau_2}$$

Kết hợp hai phương trình trên suy ra nồng độ của lối ra của hệ thống là:

$$C_2 = \frac{C_0 e^{-k_2 \tau_2}}{1 + k \tau_1} \quad (i)$$

✕ Đối với phương án thiết kế thay thế:



Hình 8.6

– Đối với thiết bị PFR:

$$\tau_2 = - \int_{C_0}^{C'_1} \frac{dC}{kC}$$

$$\Rightarrow C'_1 = C_0 e^{-k \tau_2}$$

– Đối với thiết bị IMR:

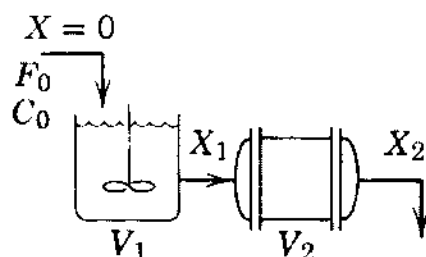
$$\tau_1 = \frac{C'_1 - C'_2}{k C'_2}$$

$$\Rightarrow C'_2 = \frac{C'_1}{1 + k \tau_1}$$

Kết hợp hai phương trình trên suy ra nồng độ của lối ra của hệ thống là:

$$C'_2 = \frac{C_0 e^{-k_2 \tau_2}}{1 + k \tau_1} \quad (ii)$$

So sánh (i) và (ii) thấy rằng nồng độ của hỗn hợp đi ra khỏi hệ thống thiết bị phản ứng trong cả hai phương án thiết kế là như nhau. Vì vậy, trong trường hợp phản ứng là bậc 1 thì cách sắp xếp trong hệ thống trên không làm thay đổi độ chuyển hóa của phản ứng.

Bài 8.6**Hình 8.7**

Phản ứng trên là bậc hai nên:

- Đối với thiết bị IMR:

$$k\tau_{\text{IMR}} = \frac{C_{A0} - C_{A1}}{C_{A1}^2} = \frac{4-1}{1^2} = 3$$

- Đối với thiết bị PFR:

$$\tau_{\text{PFR}} = - \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{dC_A}{kC_A^2}$$

Lấy tích phân và sắp xếp lại phương trình trên nhận được:

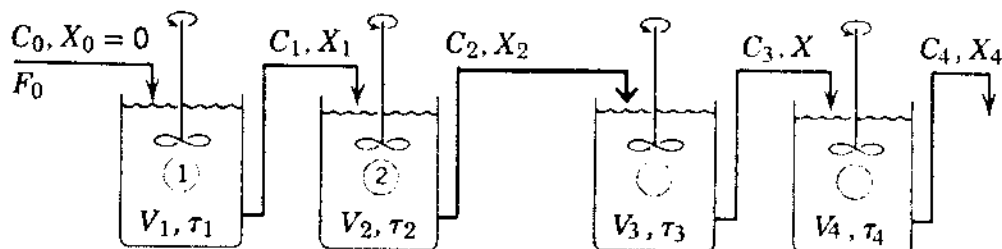
$$\frac{C_{A2}}{C_{A1}} = \frac{1}{1 + k\tau_{\text{PFR}} C_{A1}^2}$$

Mặt khác, vì thể tích của thiết bị PFR lớn gấp 3 lần thể tích của thiết bị IMR nên:

$$\begin{aligned} \tau_{\text{PFR}} &= 3\tau_{\text{IMR}} \\ \Rightarrow k\tau_{\text{PFR}} &= 3k\tau_{\text{IMR}} = 9 \end{aligned}$$

Suy ra:

$$C_{A2} = (0,1)C_{A1} = 0,1 \text{ mol/lít}$$

Bài 8.7**Hình 8.8**

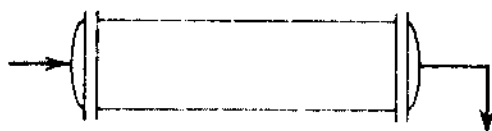
- Đối với thiết bị IMR, thời gian lưu được xác định theo phương trình sau:

$$\tau_i = \frac{X_A C_{A,i-1}}{(-r_i)}$$

Lần lượt thay các giá trị vào phương trình trên lập được bảng sau:

$C_{A, \text{vào}}$	$C_{A, \text{ra}}$	τ (s)	$\frac{1}{(-r_A)} = \frac{\tau}{C_{A, \text{vào}} - C_{A, \text{ra}}}$
125	18	30	0,28
18	5	30	2,3
5	2	30	10
2	1	30	30

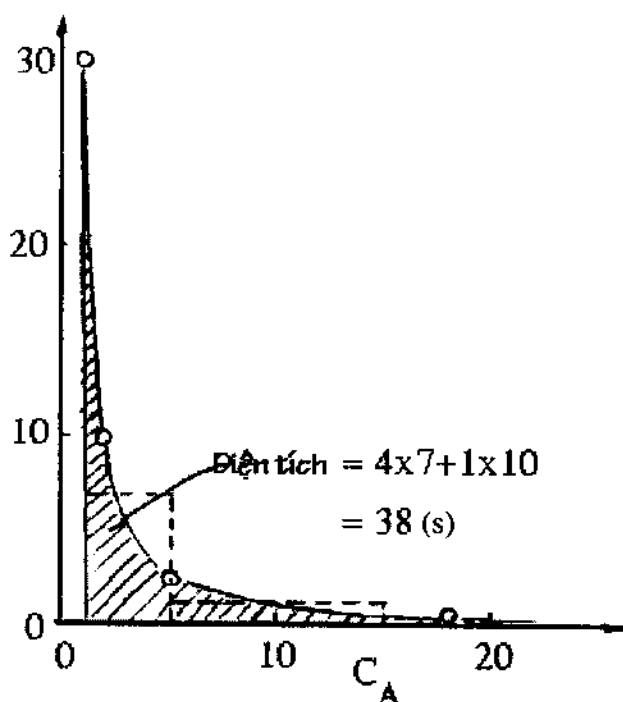
- Khi phản ứng được thay thế bằng thiết bị PFR

**Hình 8.9**

Thời gian lưu trong thiết bị PFR được xác định theo phương trình sau:

$$\tau_{\text{PFR}} = \int_1^{125} \frac{dC_A}{(-r_A)}$$

Bằng phương pháp đồ thị tính được $\tau_{\text{PFR}} = 38$ (s)



Hình 8.10

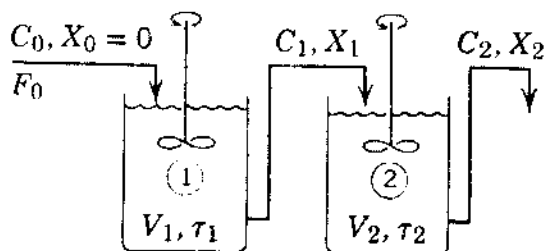
Bài 8.8

Gọi nồng độ của Xe lúc đầu và sau khi ra khỏi bình phản ứng thứ nhất với thứ hai lần lượt là C_0 , C_1 và C_2 .

Phản ứng phân huỷ phóng xạ tuân theo động học của phản ứng bậc 1 và hằng số tốc độ phản ứng k được xác định như sau:

$$k = \frac{\ln 2}{t_{1/2}} = \frac{0,693}{14} = 0,0495 \text{ (phút}^{-1}\text{)}$$

- Đối với hệ thống phản ứng gồm hai bình IMR



Hình 8.11

Thời gian lưu đối với thiết bị phản ứng IMR được xác định như sau:

$$\tau = \frac{C_{\text{vào}} - C_{\text{ra}}}{(-r_A)}$$

✓ Đối với bình phản ứng IMR thứ nhất:

$$\tau_1 = \frac{C_0 - C_1}{kC_1}$$

$$\Rightarrow C_1 = \frac{1}{1 + k\tau_1} C_0$$

✓ Đối với bình phản ứng IMR thứ hai:

$$\tau_2 = \frac{C_1 - C_2}{kC_2}$$

$$\Rightarrow C_2 = \frac{1}{1 + k\tau_2} C_1$$

Thời gian lưu của hai bình IMR là như nhau ($\tau_{\text{IMR}} = 2 \text{ tuần} = 20160 \text{ phút}$)

$$\frac{C_2}{C_0} = \frac{1}{(1 + k\tau)^2} = \frac{1}{[1 + (0,0495)(20160)]^2} = 1,0017 \times 10^{-6}$$

• Khi thay thế hệ thống trên bằng 1 thiết bị PFR

Thời gian lưu của phản ứng trong thiết bị này được xác định như sau:

$$\tau_{\text{PFR}} = - \int_{C_0}^{C_2} \frac{dC}{kC}$$

$$\Rightarrow \tau_{\text{PFR}} = - \frac{1}{k} \ln \frac{C_2}{C_0}$$

Suy ra:

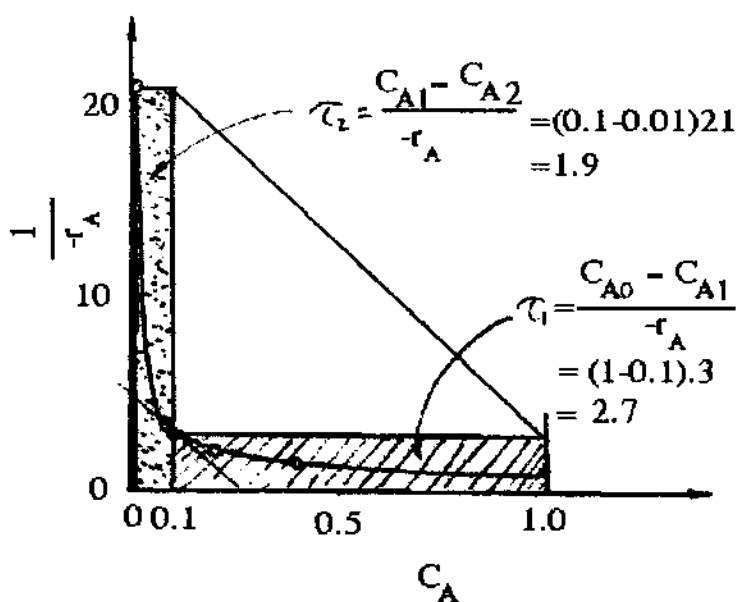
$$\tau_{\text{PFR}} = - \frac{1}{0,0495} \ln (1,0017 \times 10^{-6}) = 279 \text{ phút}$$

Bài 8.9

Có thể giải bài toán này bằng phương pháp đồ thị như sau:

- Từ phương trình động học tính toán một số cặp giá trị để vẽ đồ thị:

C_A	1	0,4	0,2	0,1	0,08	0,01
$\frac{1}{(-r_A)} = \frac{0,2 + C_A}{C_A}$	1,2	1,5	2	3	3,5	21



Hình 8.12

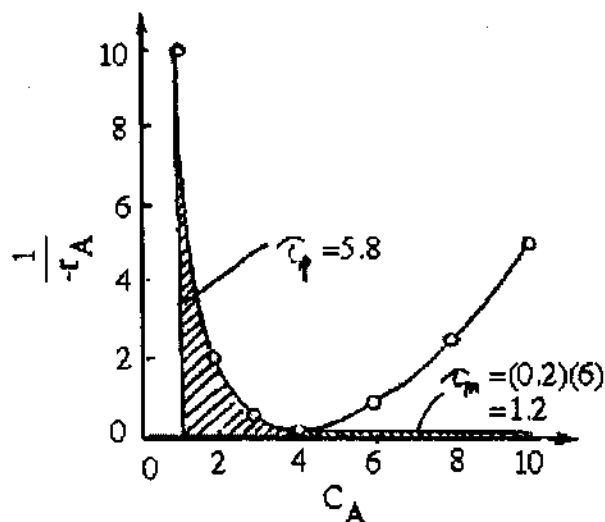
Suy ra thể tích của các thiết bị là:

$$V_1 = \dot{V} \tau_1 = 27 \text{ (lít)}$$

$$V_2 = \dot{V} \tau_2 = 19 \text{ (lít)}$$

Bài 8.10

Từ số liệu động học của phản ứng vẽ đồ thị biểu diễn mối quan hệ giữa $(-1/r_A)$ và C_A



Hình 8.13

Mặt khác,

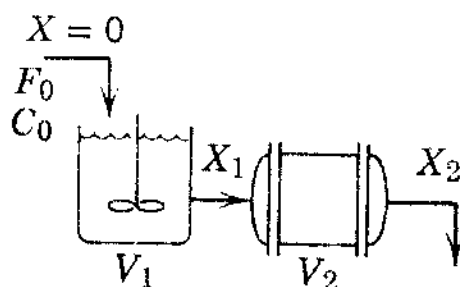
- Thời gian lưu cho thiết bị phản ứng IMR được tính theo phương trình sau:

$$\tau_{\text{IMR}} = \frac{1}{(-r_A)} \Delta C$$

- Thời gian lưu cho thiết bị phản ứng PFR được tính theo phương trình sau:

$$\tau_{\text{PFR}} = \int_{C_{\text{vào}}}^{C_{\text{ra}}} \frac{dC}{(-r_A)}$$

Bằng phương pháp đồ thị suy ra để tổng thể tích của hệ phản ứng là nhỏ nhất thì thiết bị IMR phải được mắc trước và có thời gian lưu là 1,2 (phút) và thiết bị PFR có thời gian lưu là 5,8 (phút).



Hình 8.14

Thể tích của từng thiết bị phản ứng được tính như sau:

$$V_{\text{IMR}} = \dot{V} \tau_{\text{IMR}} = 100 (1,2) = 120 \text{ (lít)}$$

$$V_{\text{PFR}} = \dot{V} \tau_{\text{PFR}} = 100 (5,8) = 580 \text{ (lít)}$$

CHƯƠNG 9

THIẾT BỊ PHẢN ỨNG QUAY VÒNG VÀ PHẢN ỨNG TỰ XÚC TÁC

Bài 9.1

- ◆ Khi có hệ thống quay vòng:

$$k\tau = (R+1) \ln \left(\frac{C_{A0} + RC_{Af}}{(R+1)C_{Af}} \right) = (2+1) \ln \left(\frac{10+2 \times 1}{(2+1) \times 1} \right) = 3 \ln 4$$

- ◆ Khi không có hệ thống quay vòng:

$$k\tau = \ln \frac{C_{A0}}{C_{Af}} = \ln 10$$

Suy ra:

$$\frac{\tau_{\text{không quay vòng}}}{\tau_{\text{quay vòng}}} = \frac{3 \ln 4}{\ln 10} = 1,8$$

Bài 9.2

- ✗ Khi quá trình được vận hành có dòng quay vòng trở lại:

$$\tau = (R+1)C_{A0} \int_{\left(\frac{R}{R+1}\right)X_A}^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)} = 2C_{A0} \int_{\frac{1}{3}}^{\frac{2}{3}} \frac{dX_A}{kC_{A0}^2 (1-X_A)^2}$$

$$\Leftrightarrow \tau = \frac{1}{kC_{A0}} 2 \int_{\frac{1}{3}}^{\frac{2}{3}} \frac{dX_A}{(1-X_A)^2} = \frac{1}{kC_{A0}} 2 \left(\frac{1}{1-X_A} \right) \Big|_{\frac{1}{3}}^{\frac{2}{3}} = \frac{1}{kC_{A0}} 2 \left(3 - \frac{3}{2} \right) = \frac{3}{kC_{A0}} \quad (i)$$

✖ Khi quá trình được vận hành không có dòng quay vòng trở lại:

$$\tau = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)} = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A0}^2 (1-X_A)^2}$$

$$\Leftrightarrow \tau = \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)^2} = \frac{1}{kC_{A0}} \left(\frac{1}{1-X_A} \right) \Big|_0^{X_A} = \frac{1}{kC_{A0}} \frac{X_A}{1-X_A} \quad (ii)$$

Từ các phương trình (i) và (ii) suy ra:

$$\frac{X_A}{1-X_A} = 3$$

$$\Leftrightarrow X_A = \frac{3}{4} = 0,75$$

Bài 9.3

Đầu tiên chúng ta phải đi tìm tỉ số quay vòng tối ưu để kích thước của thiết bị phản ứng cần thiết để đáp ứng nhiệm vụ tách để ra là nhỏ nhất.

Từ phương trình tính thời gian lưu đối với các hệ thống thiết bị phản ứng quay vòng:

$$\tau = \frac{V}{\dot{V}} = (R+1) C_{A0} \int_{X_{Af} = \frac{RX_{Af}}{R+1}}^{X_{Af}} \frac{dX_A}{kC_{A0}^2 X_A (1-X_A)}$$

$$\Rightarrow \frac{V}{F_{A0}} = (R+1) \int_{X_{Af} = \frac{RX_{Af}}{R+1}}^{X_{Af}} \frac{dX_A}{kC_{A0}^2 X_A (1-X_A)}$$

Lấy tích phân và đơn giản phương trình trên nhận được:

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{R+1}{kC_{A0}^2} \ln \frac{1+R(1-X_{Af})}{R(1-X_{Af})}$$

Thay $X_{Af} = 0,99$ và giá trị tỉ số quay vòng tối ưu vào rồi đơn giản hóa biểu thức trên nhận được:

$$V_{\text{tối ưu}} = 1,19 \ln \frac{1,0019}{0,0019} = 7,64 \text{ lít}$$

a) Khi tỉ số quay vòng làm việc $R = 4$

$$V = 5 \ln \frac{1,04}{0,04} = 16,3 \text{ lít}$$

b) Khi tỉ số quay vòng làm việc $R = \infty$ (thiết bị IMR)

$$\frac{V_{\text{IMR}}}{F_{A0}} = \frac{X_{Af}}{kC_{Af}C_{Rf}} = \frac{X_{Af}}{kC_{A0}^2 X_{Af}(1-X_{Af})}$$

Thay các giá trị đã biết vào phương trình trên nhận được:

$$V_{\text{IMR}} = \frac{0,99}{0,99(0,01)} = 100 \text{ lít}$$

c) Khi tỉ số quay vòng làm việc $R = 0$ (thiết bị PFR)

$$\frac{V_{\text{PFR}}}{F_{A0}} = \int_0^{X_{Af}} \frac{dX_A}{kC_{A0}^2 X_{Af}(1-X_{Af})}$$

Thay các giá trị đã biết vào phương trình trên nhận được:

$$V_{\text{PFR}} \rightarrow \infty$$

CHƯƠNG 10

BÀI TOÁN TỐI ƯU HÓA

Bài 10.1

Đối với phản ứng bậc hai bất thuận nghịch:

$$\begin{aligned}\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} &= \frac{1}{C_{A0}} \frac{X_A}{1 - X_A} = kt \\ \Rightarrow X_A &= \frac{C_{A0}kt}{1 + C_{A0}kt} \\ X_A &= \frac{t}{1+t}\end{aligned}$$

a) Tìm tốc độ sản xuất cực đại:

Lượng sản phẩm được tạo thành tỉ lệ với độ chuyển hoá X_A . Suy ra:

$$\frac{\text{Tổng sản phẩm trên một mẻ}}{\text{Tổng thời gian cho một mẻ}} = \frac{X_A}{1+t}$$

Để tốc độ sản xuất lớn nhất:

$$\begin{aligned}\frac{d\left(\frac{X_A}{1+t}\right)}{dt} &= 0 = \frac{d}{dt} \left[\frac{t}{(1+t)^2} \right] = \frac{(1+t)^2 - 2t(t+1)}{(1+t)^2} \\ \Rightarrow t &= 1 \text{ giờ} \\ X_A &= 0,5\end{aligned}$$

Tức là thiết bị phản ứng cứ vận hành trong 1 giờ mất 1 giờ để lấy sản phẩm ra và làm sạch thiết bị phản ứng và quá trình này lại được tiếp diễn.

Lợi nhuận thu được trong một ngày là:

$$\left(200 \frac{1}{2} - 100\right) \left(\frac{24}{1+1}\right) = \$0$$

b) Tìm tốc độ thu lợi nhuận tối đa khi chất A không phản ứng bị loại bỏ

Lợi nhuận 1 mẻ = Giá trị 1 mẻ sản phẩm - Tổng chi phí cho 1 mẻ sản phẩm

$$\text{Lợi nhuận 1 mẻ} = 200 X_A - 100 = \frac{200t}{1+t} - 100$$

$$\text{Tốc độ thu lợi nhuận} = \frac{\text{Lợi nhuận trong một mẻ}}{\text{Tổng thời gian trong một mẻ}} = \frac{\frac{200t}{1+t} - 100}{t+1} = 100 \frac{t+1}{(t+1)^2}$$

Điều kiện để tốc độ thu lợi nhuận là tối đa: $\frac{d}{dt} (\text{Tốc độ thu lợi nhuận}) = 0$

Suy ra:

$$\frac{d}{dt} \left[100 \frac{t+1}{(t+1)^2} \right] = \frac{100[(t+1)^2 - (t+1)2(t+1)]}{(t+1)^4}$$

$$\Rightarrow t = 3 \text{ giờ}$$

$$X_A = 0,75$$

Trong trường hợp này mỗi mẻ được vận hành trong 3 giờ và 1 giờ để lấy sản phẩm ra và làm sạch lại bình phản ứng

Suy ra:

$$\text{Lợi nhuận cho 1 ngày} = \left(200 \frac{3}{4} - 100\right) \frac{24}{3+1} = \$300 / \text{ngày}$$

c) Tìm tốc độ thu lợi nhuận tối đa khi chất A không phản ứng được tái sinh và sử dụng lại với chi phí tái sinh = 0

Lợi nhuận 1 mẻ = Giá trị sản phẩm - Tổng chi phí sản xuất

$$\text{Lợi nhuận 1 mẻ} = 200X_A - 100X_A = 100X_A = \frac{100t}{t+1}$$

Mặt khác:

$$\text{Tốc độ thu lợi nhuận} = \frac{\text{Lợi nhuận 1 mẻ}}{\text{Tổng thời gian vận hành 1 mẻ}}$$

$$\text{Tốc độ thu lợi nhuận} = \frac{100t}{t+1} = \frac{100t}{(t+1)^2}$$

Để tốc độ thu lợi nhuận đạt cực trị thì:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \left[\frac{100t}{(t+1)^2} \right] &= 0 \\ \Leftrightarrow \frac{100(t+1)^2 - 100t \cdot 2(t+1)}{(t+1)^4} &= 0 \\ \Rightarrow t &= 1 \\ X_A &= 0,5 \end{aligned}$$

Suy ra:

$$\text{Lợi nhuận cho 1 ngày} = \left(100 \times \frac{1}{2} \right) \frac{24}{t+1} = \$600 / \text{ngày}$$

- d) Tìm tốc độ thu lợi nhuận tối đa khi chất A không phản ứng được tái sinh và sử dụng lại với chi phí tái sinh = 50% so với giá thành mua nguyên liệu

Lợi nhuận 1 mẻ = Giá trị sản phẩm – Tổng chi phí sản xuất

$$\text{Lợi nhuận 1 mẻ} = 200X_A - [100X_A + 50(1 - X_A)] = 150X_A - 50 = \frac{150t}{t+1} - 50$$

Mặt khác:

$$\text{Tốc độ thu lợi nhuận} = \frac{\text{Lợi nhuận 1 mẻ}}{\text{Tổng thời gian vận hành 1 mẻ}}$$

$$\text{Tốc độ thu lợi nhuận} = \frac{\frac{150t}{t+1} - 50}{t+1} = \frac{150t}{(t+1)^2} - \frac{50}{t+1}$$

Để tốc độ thu lợi nhuận đạt cực trị thì:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \left[\frac{150t}{(t+1)^2} - \frac{50}{t+1} \right] &= 0 \\ \Leftrightarrow \frac{150(t+1)^2 - 150t \cdot 2(t+1)}{(t+1)^4} + \frac{50}{(t+1)^2} &= 0 \\ \Rightarrow t &= 2 \end{aligned}$$

Suy ra:

$$\text{Lợi nhuận cho 1 ngày} = \left(150 \times \frac{2}{2+1} - 50 \right) \frac{24}{2+1} = \$400 / \text{ngày}$$

Bài 10.2

Đối với thiết bị phản ứng khuấy lí tưởng gián đoạn IMR:

$$\begin{aligned} \frac{V}{F_{A0}} &= \frac{X_A}{(-r_A)} = \frac{X_A}{kC_{A0}(1-X_A)} \\ \Rightarrow V k C_{A0} &= \frac{F_{A0} X_A}{1-X_A} = \frac{40}{1-0,98} = 2000 \end{aligned}$$

Đối với bất kỳ điều kiện vận hành nào thì mối quan hệ giữa F_{A0} , F_R và X_A như sau:

$$\frac{F_R}{1-X_A} = \frac{F_{A0} X_A}{1-X_A} = 2000 \quad (i)$$

Mặt khác:

Loại nhuận trong 1 giờ = Tổng giá trị sản trong 1 giờ – Tổng chi phí sản xuất trong 1 giờ
 Lợi nhuận trong 1 giờ = $1,32 F_R - (20 + 1,00 F_{A0})$

$$= 1,32 (2000) (1-X_A) - 20 - 2000 \left(\frac{1-X_A}{X_A} \right) \quad (ii)$$

a) Đối với điều kiện vận hành hiện tại, $X_A = 0,98$

$$\text{Lợi nhuận thu trong 1 giờ} = 1,32(2000)(1-0,98) - 20 - 2000 \left(\frac{1-0,98}{0,98} \right) = -\$8 / \text{giờ}$$

b) Tìm điều kiện vận hành để lợi nhuận thu được là tối đa

Để giá trị lợi nhuận thu được đạt cực trị thì:

$$\frac{\partial}{\partial X_A} (\text{lợi nhuận}) = 0$$

Suy ra:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial X_A} \left[1,32(2000)(1-X_A) - 20 - 2000 \left(\frac{1-X_A}{X_A} \right) \right] &= -2640 - 2000 \frac{1(X_A) - (1-X_A)}{X_A^2} \\ \Rightarrow X_A &= 0,87 \end{aligned}$$

Mặt khác:

$$\frac{F_{A0} X_A}{1 - X_A} = 2000$$

$$\Rightarrow F_{A0} = 298 \text{ mol / giờ và } F_R = 260 \text{ mol / giờ}$$

Vậy lợi nhuận thu được trong điều kiện vận hành này là \$25/giờ.

Bài 10.3

- a) Tìm điều kiện vận hành để tốc độ sản xuất R là nhanh nhất và tính lợi nhuận thu được khi vận hành thiết bị trong điều kiện đó.

Phản ứng bậc 1 trong thiết bị BR:

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = e^{-kt}$$

$$\Rightarrow X_A = 1 - e^{-t} \quad (i)$$

Vì tốc độ tạo thành sản phẩm tương đương với độ chuyển hoá nên:

$$\frac{\text{Tổng sản phẩm 1 mẻ}}{\text{Tổng thời gian cho 1 mẻ}} = \frac{X_A}{1+t} = \frac{1-e^{-t}}{1+t}$$

Điều kiện để tốc độ sản xuất đạt cực trị là:

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{1-e^{-t}}{1+t} \right) = 0$$

Suy ra:

$$\frac{te^{-t}(1+t) - (1-e^{-t})}{(1+t)^2} = \frac{te^{-t} + 2e^{-t} - 1}{(1+t)^2} = 0$$

$$\Rightarrow e^{-t} = \frac{1}{2+t}$$

Giải phương trình trên bằng phương pháp thử và sai số nhận được $t = 1,147$ giờ.

Từ phương trình (i) suy ra $X_A = 0,6824$

Suy ra:

$$\text{Loại nhuận thu trong 1 ngày} = (136,48 - 100) \frac{24}{2,147} - 5(24) = \$288 / \text{ngày}$$

- b) Tìm điều kiện vận hành để lợi nhuận mỗi mẻ thu được là tối đa và tính lợi nhuận thu được theo ngày.

$$\begin{aligned}\text{Loại nhuận trong 1 mẻ} &= \text{Giá trị sản phẩm 1 mẻ} - \text{Chi phí sản xuất 1 mẻ} \\ &= 200X_A - 100 - 5t \\ &= 100 - 200e^{-t} - 5t\end{aligned}$$

Để lợi nhuận 1 mẻ đạt cực trị thì:

$$\begin{aligned}\frac{d}{dt}(100 - 200e^{-t} - 5t) &= 0 \\ \Leftrightarrow e^{-t} &= 0,025 \\ \Rightarrow t &= 3,69 \text{ giờ} \\ X_A &= 0,975\end{aligned}$$

Suy ra:

$$\text{Loại nhuận trong 1 mẻ} = 195 - 100 - 23,45 = \$71,55 / \text{mẻ}$$

$$\text{Loại nhuận trong 1 ngày} = 71,55 (24 / 4,69) = \$367 / \text{ngày}$$

- c) Tìm điều kiện vận hành để tốc độ thu lợi nhuận là tối đa và tính lợi nhuận thu được theo ngày.

$$\text{Tốc độ thu lợi} = \frac{\text{Lợi nhuận theo mẻ}}{\text{Thời gian 1 mẻ}} = \frac{100 - 200e^{-t} - 5t}{t + 1}$$

Để tốc độ thu lợi nhuận là tối đa thì:

$$\begin{aligned}\frac{d}{dt} \left(\frac{100 - 200e^{-t} - 5t}{t + 1} \right) &= 0 \\ \Leftrightarrow \frac{(200e^{-t} - 5)(1 + t) - (100 - 200e^{-t} - 5t)}{(1 + t)^2} &= 0 \\ \Rightarrow e^{-t} &= \frac{1,05}{4 + 2t}\end{aligned}$$

Giải phương trình trên bằng phương pháp thử và sai số nhận được $t = 2,07$

Từ phương trình (i) suy ra $X_A = 0,874$ suy ra:

$$\text{Loại nhuận trong ngày} = (200(0,874) - 100) \frac{24}{3,07} - 5(24) = \$464,5 / \text{ngày}$$

Bài 10.4

Tổng chi phí sx trong 1 giờ = Chi phí nguyên liệu trong 1 giờ + Chi phí vận hành sx 1 giờ

$$\$_t = F_{A0} \$_A + V \$_m$$

Mặt khác:

$$V = \frac{F_{A0} X_A}{k C_{A0} (1 - X_A)} = \frac{\left(\frac{1000}{X_A} \right) X_A}{(1)(1)(1 - X_A)} = \frac{1000}{1 - X_A} \text{ lít}$$

Suy ra:

$$\$_t = \frac{400}{X_A} + \frac{100}{1 - X_A}$$

Để giá thành sản xuất là thấp nhất thì:

$$\begin{aligned} \frac{d\$_t}{dX_A} &= 0 \\ \Leftrightarrow 100 \left[-\frac{4}{X_A^2} + \frac{1}{(1 - X_A)^2} \right] &= 0 \\ \Rightarrow 3X_A^2 - 8X_A + 4 &= 0 \\ \Rightarrow X_A &= \frac{2}{3} \end{aligned}$$

Vậy:

$$\begin{aligned} F_{A0} &= \frac{1000}{\frac{2}{3}} = 1500 \text{ mol / giờ} \\ V &= \frac{1000}{1 - \frac{2}{3}} = 3000 \text{ lít} \end{aligned}$$

$$\text{Giá thành sản xuất } R (\$_R) = \frac{\$_t}{1000} = \frac{1}{1000} \left(\frac{400}{\frac{2}{3}} + \frac{100}{1 - \frac{2}{3}} \right) = \$0,9 / \text{molR}$$

Bài 10.5

Lợi nhuận thu được trong mỗi giờ được tính như sau:

$$S_t = F_R S_t - F_{A0} S_A - V S_m$$

Mặt khác, đối với thiết bị IMR:

$$\begin{aligned}\tau &= \frac{C_{A0} V}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} X_A}{(-r_A)} \\ \Rightarrow V &= \frac{F_{A0} X_A}{(-r_A)} \\ F_R &= F_{A0} X_A\end{aligned}$$

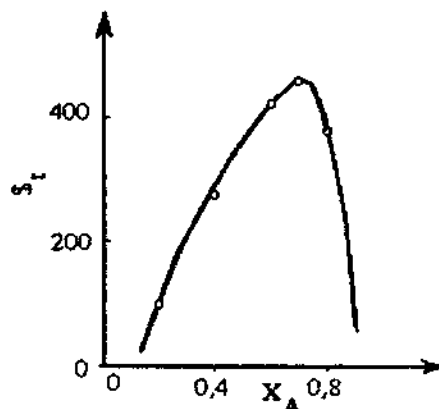
Suy ra:

$$S_t = 1000 X_A - 100 - \frac{200 X_A}{(-r_A)}$$

Điều kiện để giá trị lợi nhuận thu được đạt cực trị là:

$$\begin{aligned}\frac{dS_t}{dX_A} &= 0 \\ \Leftrightarrow \frac{d}{dX_A} \left(1000 X_A - 100 - \frac{200 X_A}{(-r_A)} \right) &= 0 \\ \Rightarrow X_A &= 0,7\end{aligned}$$

Đồ thị biểu diễn sự phụ thuộc của lợi nhuận thu được vào độ chuyển hoá của phản ứng:



Hình 10.1

Vậy, tốc độ nạp liệu, thể tích thiết bị tối ưu và tốc độ thu lợi nhuận tại điều kiện vận hành đó được xác định như sau:

$$\begin{aligned}F_R &= 1000 (0,7) = 700 \frac{\text{mol}}{\text{giờ}} \\V &= \frac{1000 X_A}{(-r_A)} = \frac{1000(0,7)}{1,0} = 700 \text{ lít} \\S_1 &= \$460 / \text{giờ}\end{aligned}$$

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. J. M. Coulson, J. F. Richardson, J. R. Backhurst and J. H. Harker
Chemical engineering
Vol 2: Unit operation, 3rd edition, 1978
Pergamon Press (Oxford, New York, Toronto, Sydney, Paris, Frankfurt).
2. J. M. Coulson, J. F. Richardson, J. R. Backhurst and J. H. Harker
Chemical engineering
Vol 5: Solutions to the Problem in Chemical Engineering Vol 2,
1st edition, 1979
Pergamon Press (Oxford, New York, Toronto, Sydney, Paris, Frankfurt).
3. Peter Kripylo, Gerhard Landschulz und Wilhelm Pritzkow
Aufgaben Zur technischen Chemie
1. Auflage, 1976
VEB Déutcher Verlag für Grundstoffindustrie (Leipzig).
4. H. H. Emons, M. Fedtke, H. Hoppe, G. Landschlz, R. Pöschl,
W. Pritzkow, M. Rätzsch und G. Zimmermann
Lehrbuch der technischen chemie
1. Auflage, 1974
VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie (Leipzig).
5. Octave Levenspiel
Chemical reaction engineering
2nd edition, 1976
John Wiley and Sons (New York, Chichester, Bribane, Toronto, Singapore).

BÀI TẬP HOÁ KỸ THUẬT

TẬP 2

LỜI GIẢI CHI TIẾT

Tác giả: PHẠM HÙNG VIỆT

Chịu trách nhiệm xuất bản :

PGS. TS. TÔ ĐĂNG HẢI

Biên tập và sửa bài :

ThS. NGUYỄN HUY TIẾN

NGỌC LINH

Trình bày bìa :

LAN HƯƠNG

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

70 TRẦN HƯNG ĐẠO – HÀ NỘI

In 500 cuốn, khổ 19 × 27 cm, tại Xí nghiệp In Thương Mại (Bộ Công Thương)

Quyết định xuất bản số: 75 – 2007/CXB/89.2 – 02/KHKT – 22/6/2007

In xong và nộp lưu chiểu Quý I năm 2008.

2 0 7 2 1 3



Giá: 42.000^d