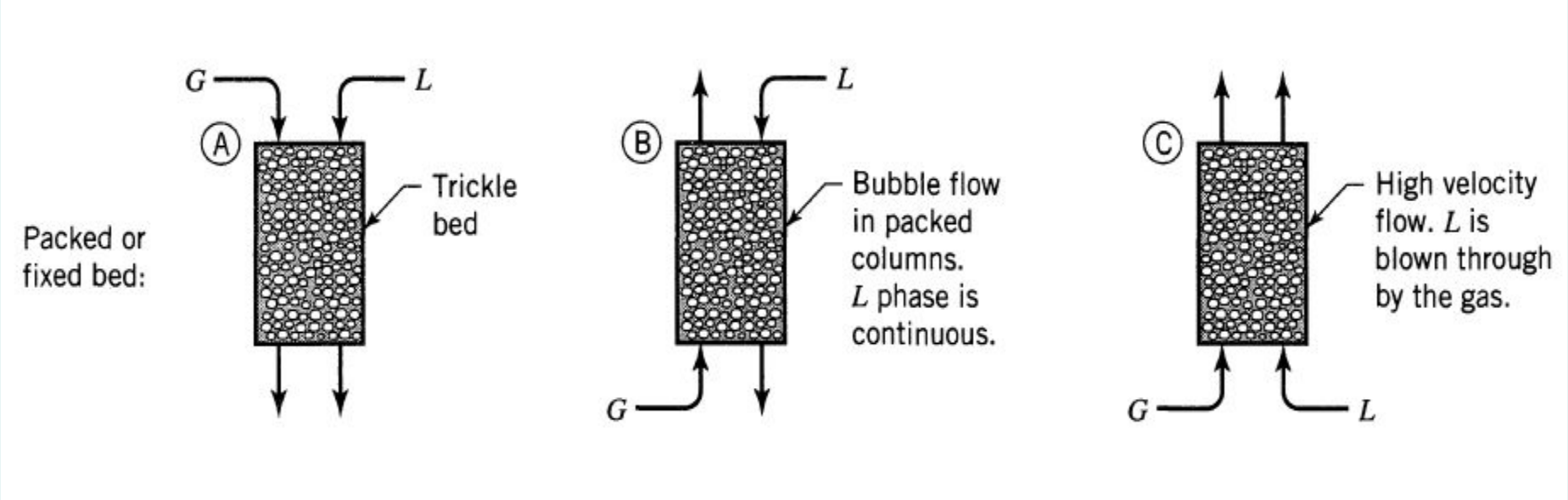
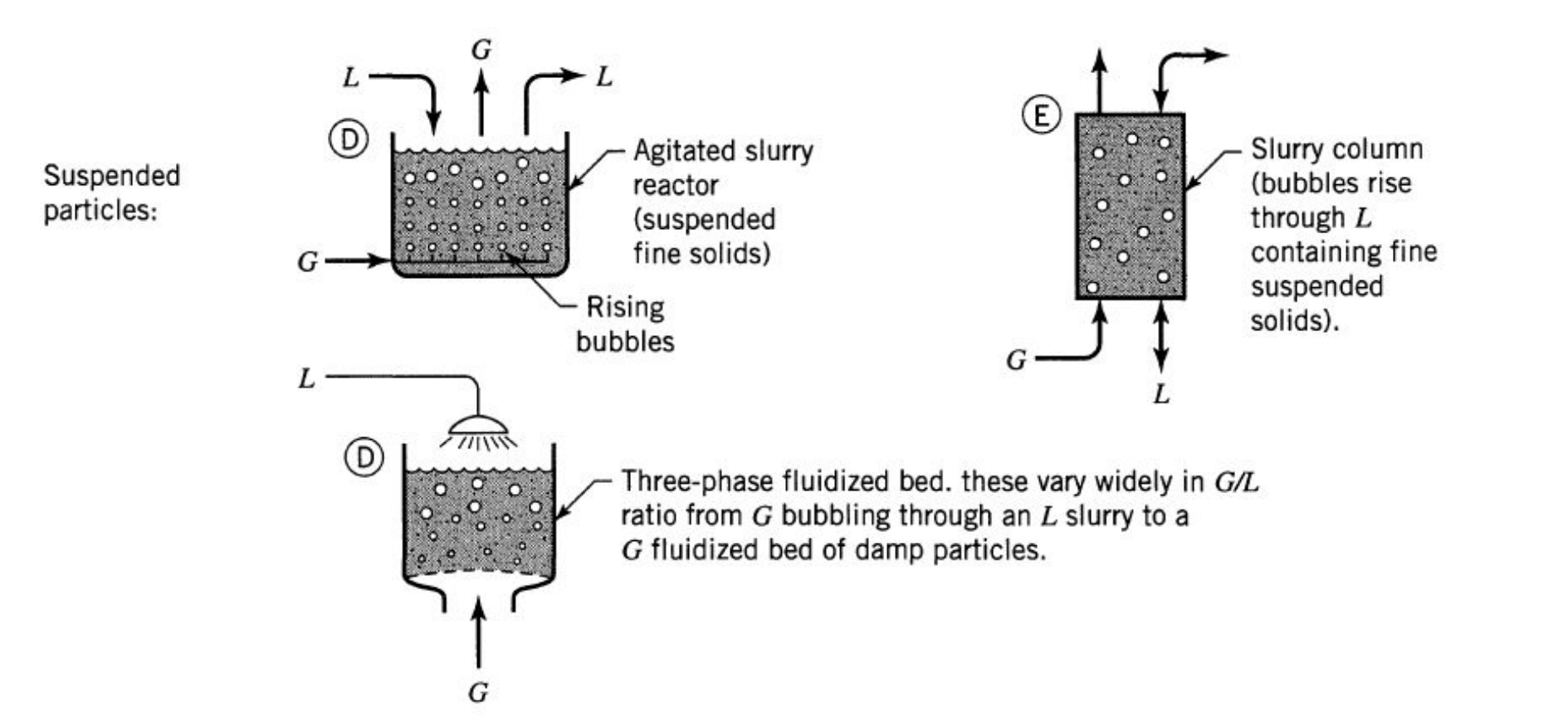
Способы организации движения потоков газа и жидкости в реакторе



Трехфазная система: Газ + Жидкость + Неподвижный слой катализатора



Трехфазная система: Газ + Жидкость + Суспендированный катализатор

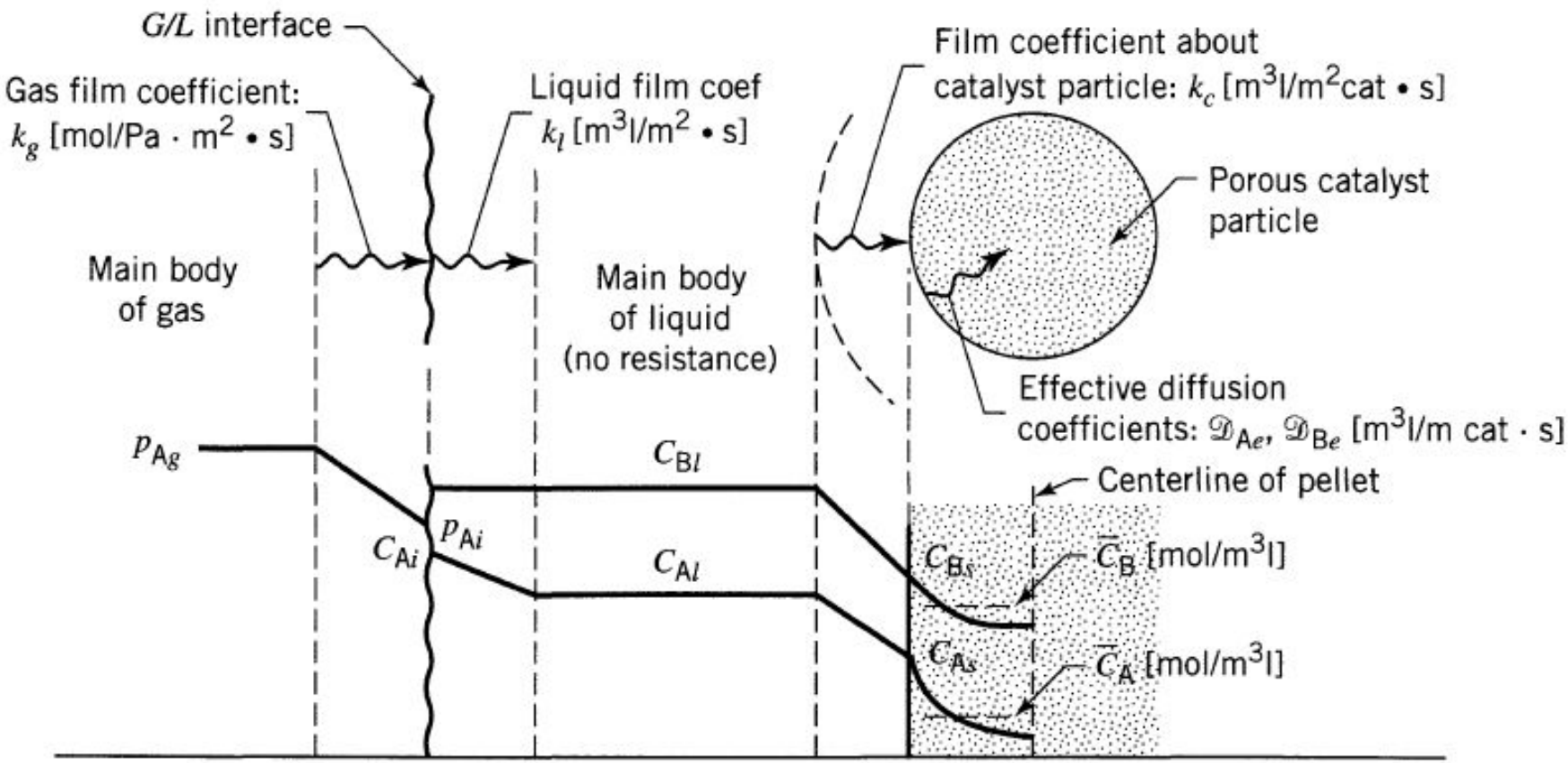


Figure 22.2 Sketch showing the resistances involved in the G/L reaction on a catalyst surface.

For A:

$$-r_A''' = \frac{1}{\dfrac{1}{k_{Ag}a_i} + \dfrac{H_A}{k_{Al}a_i} + \dfrac{H_A}{k_{Ac}a_c} + \dfrac{H_A}{(k_A'''\bar{C}_B)\mathscr{E}_A f_s}} p_{Ag} \quad (2)$$

these rates are related by

$$-r_A''' = \frac{-r_B'''}{b}$$

effectiveness factor for the first-order reaction of A with rate constant $(k_A'''\bar{C}_B)$

Henry's law constant $H_A = p_A / C_A$

For B:

$$-r_B''' = \frac{1}{\dfrac{1}{k_{Bc}a_c} + \dfrac{1}{(k_B'''\bar{C}_A)\mathscr{E}_B f_s}} C_{Bl} \quad (3)$$

mol B/m^3 reactor·s

effectiveness factor for the first order reaction of B with rate constant $(k_B'''\bar{C}_A)$

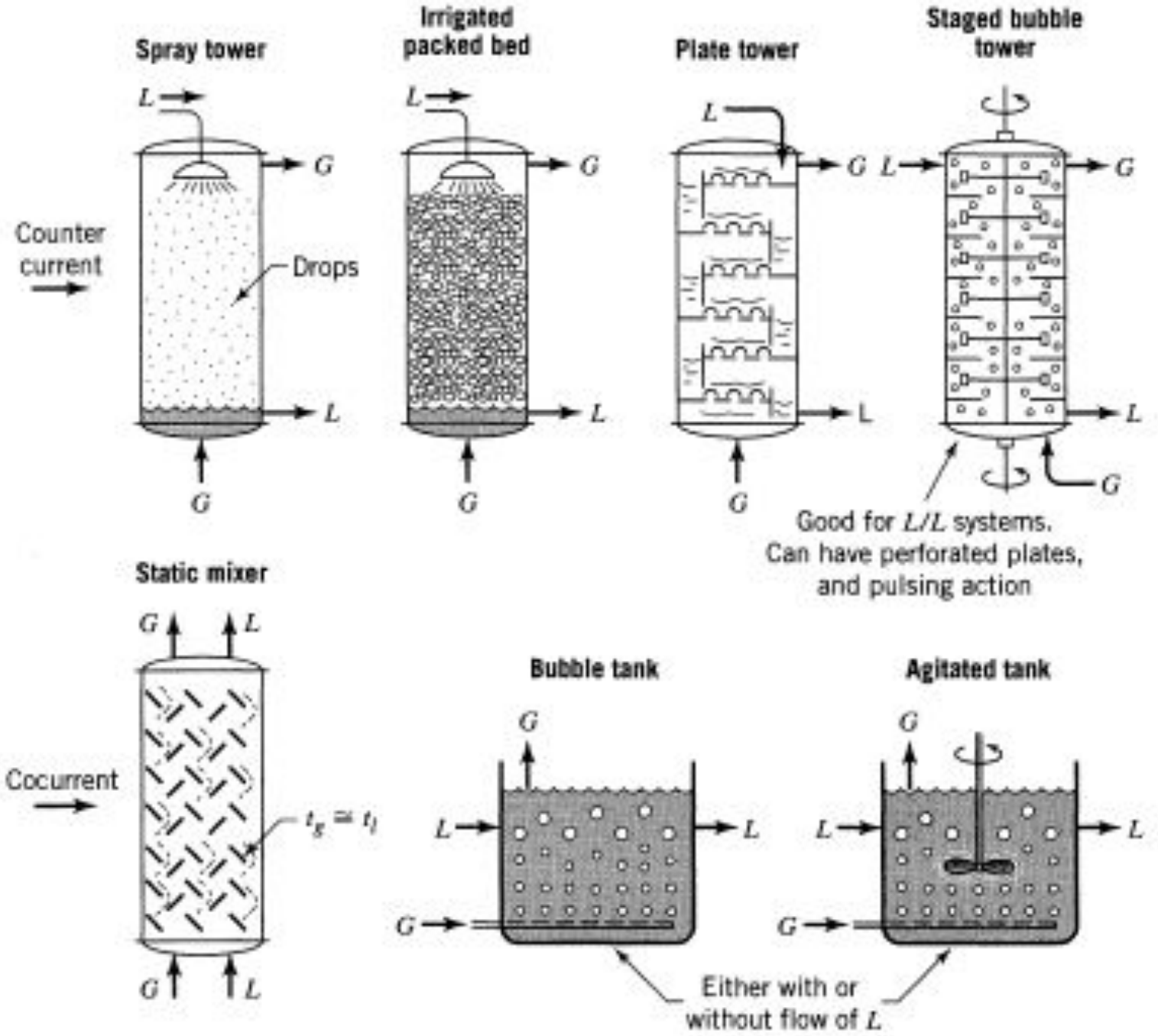


Figure 24.1 Tower and tank contactors for G/L reactions.

Двухфазная система

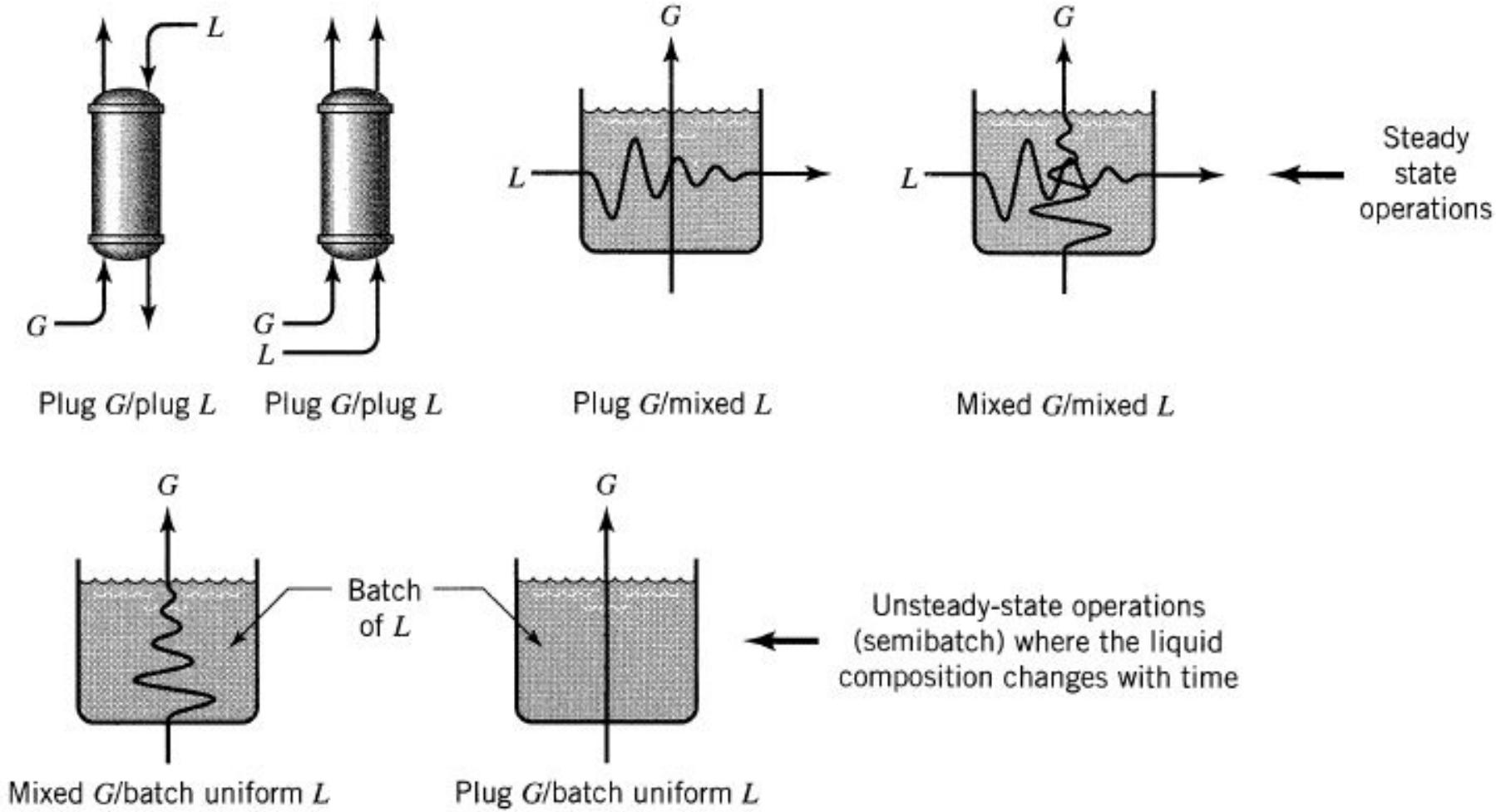


Figure 24.2 Contacting patterns for G/L contactors.

Contacting pattern. We idealize these as shown in Fig. 24.2.

- Towers approximate plug G/plug L.
- Bubble tanks approximate plug G/mixed L.
- Agitated tanks approximate mixed G/mixed L.

Fluid–Particle Reactors: Design

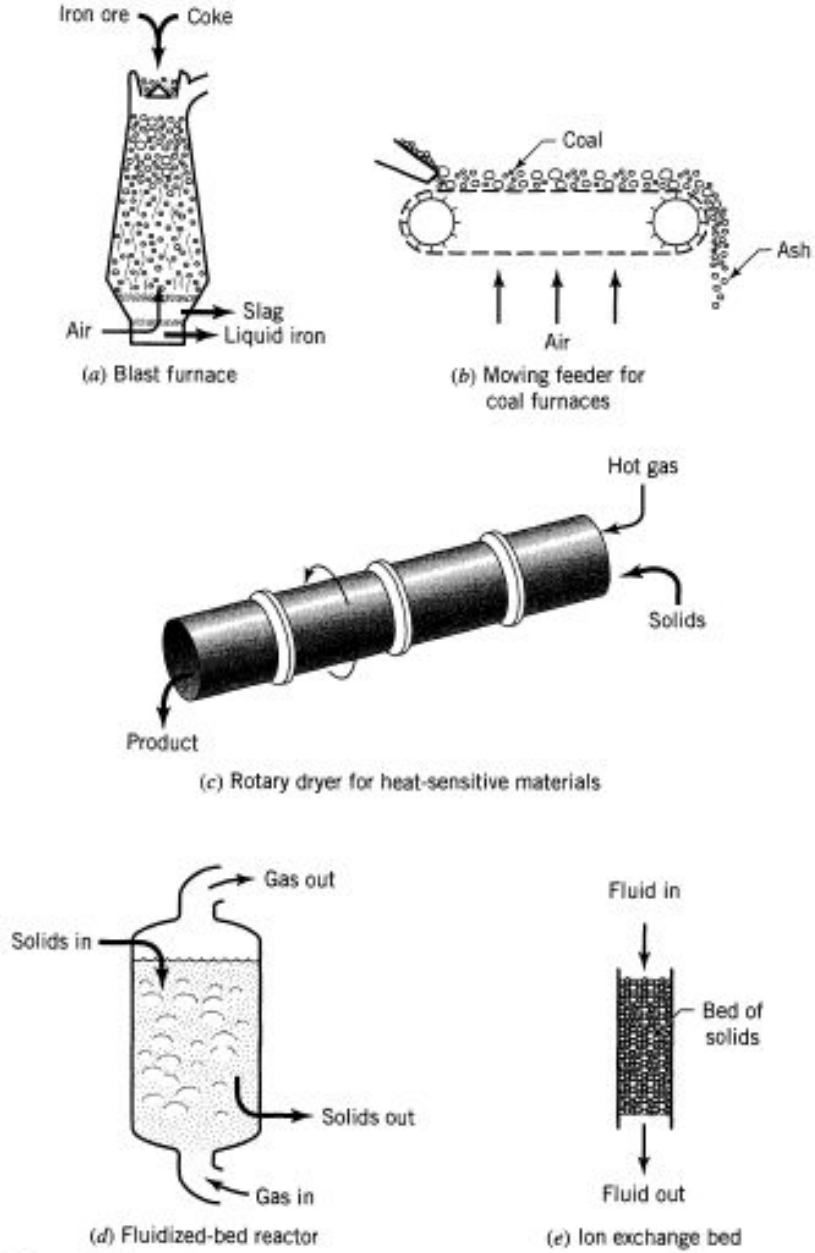


Figure 26.1 Various contacting patterns in fluid–solid reactors: (*a*–*d*) countercurrent, crosscurrent, and cocurrent plug flow; (*d*) intermediate gas flow, mixed solid flow; (*e*) semibatch operations.

Solids and Gas Both in Plug Flow. When solids and gas pass through the reactor in plug flow, their compositions change during passage. In addition, such operations are usually nonisothermal.

The plug flow contacting of phases may be accomplished in many ways: by countercurrent flow as in blast furnaces and cement kilns [Fig. 26.1(*a*)], by cross-flow as in moving belt feeders for furnaces [Fig. 26.1(*b*)], or by cocurrent flow as in polymer driers [Fig. 26.1(*c*)].

Solids in Mixed Flow. The fluidized bed [Fig. 26.1(*d*)] is the best example of a reactor with mixed flow of solids. The gas flow in such reactors is difficult to characterize and often is worse than mixed flow. Because of the high heat capacity of the solids, isothermal conditions can frequently be assumed in such operations.

Semibatch Operations. The ion exchange column of Fig. 26.1(*e*) is an example of the batch treatment of solids in which the flow of fluid closely approximates the ideal of plug flow. On the contrary, an ordinary home fireplace, another semibatch operation, has a flow which is difficult to characterize.

Batch Operations. The reaction and dissolution of a batch of solid in a batch of fluid, such as the acid attack of a solid, is a common example of batch operations.

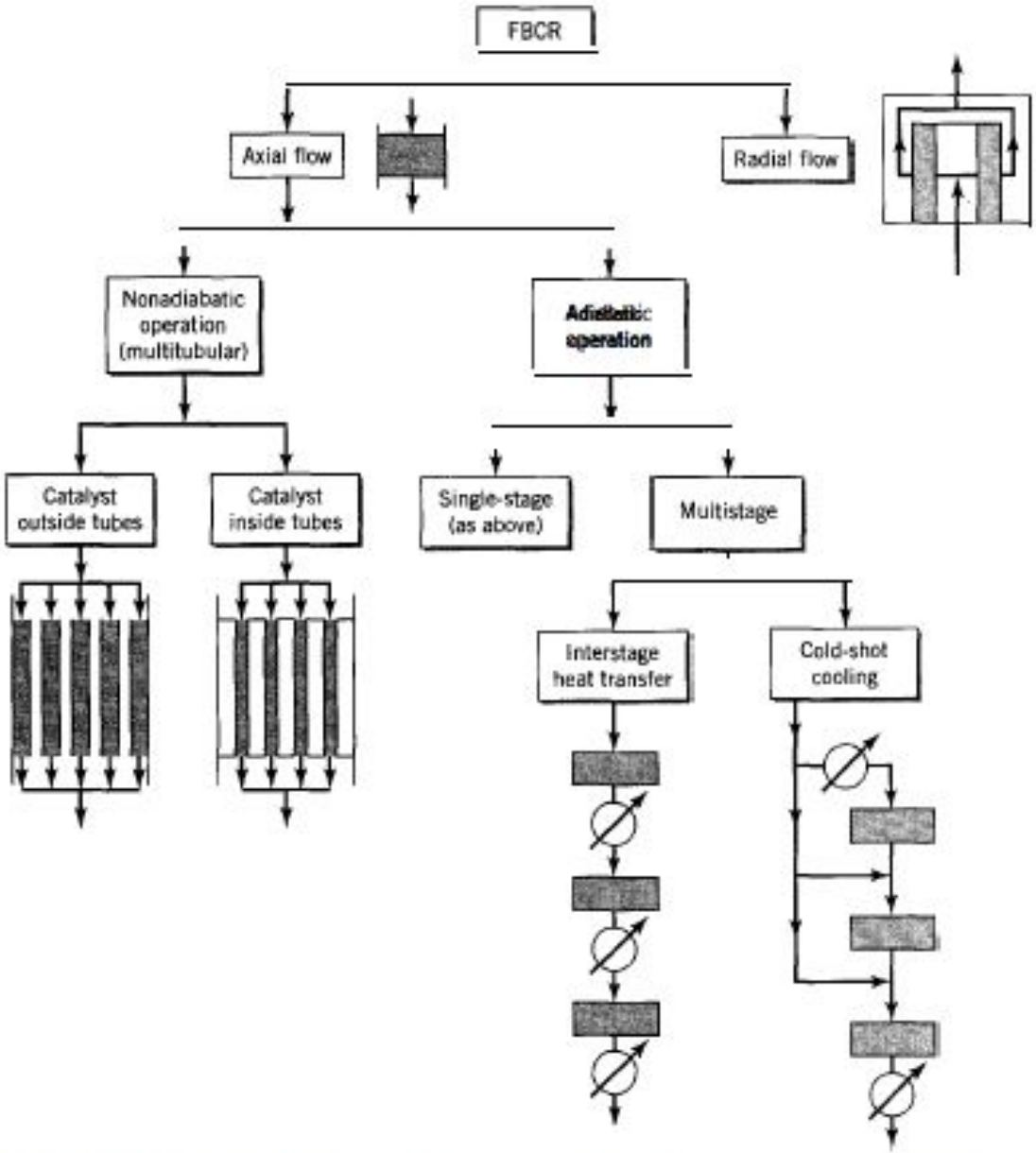


Figure 21.1 Fixed-bed catalytic reactors (FBCR) for two-phase reactions: modes of operation (each rectangle or shaded area represents a bed of catalyst; each circle represents a heat exchanger)

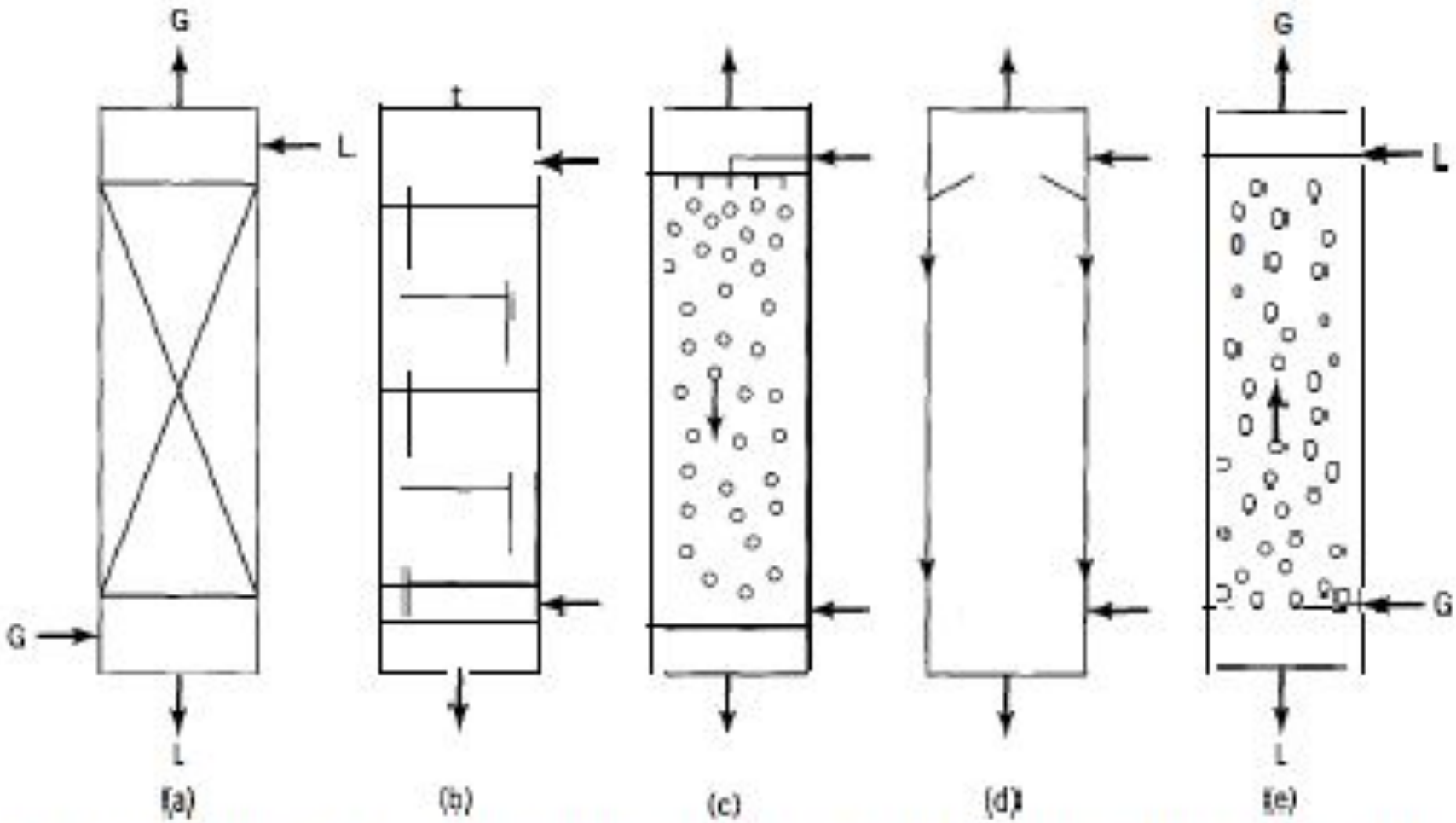


Figure 24.1 Types of tower or column reactors for gas-liquid reactions: (a) packed tower; (b) plate tower; (c) spray tower; (d) falling-film tower; (e) bubble column

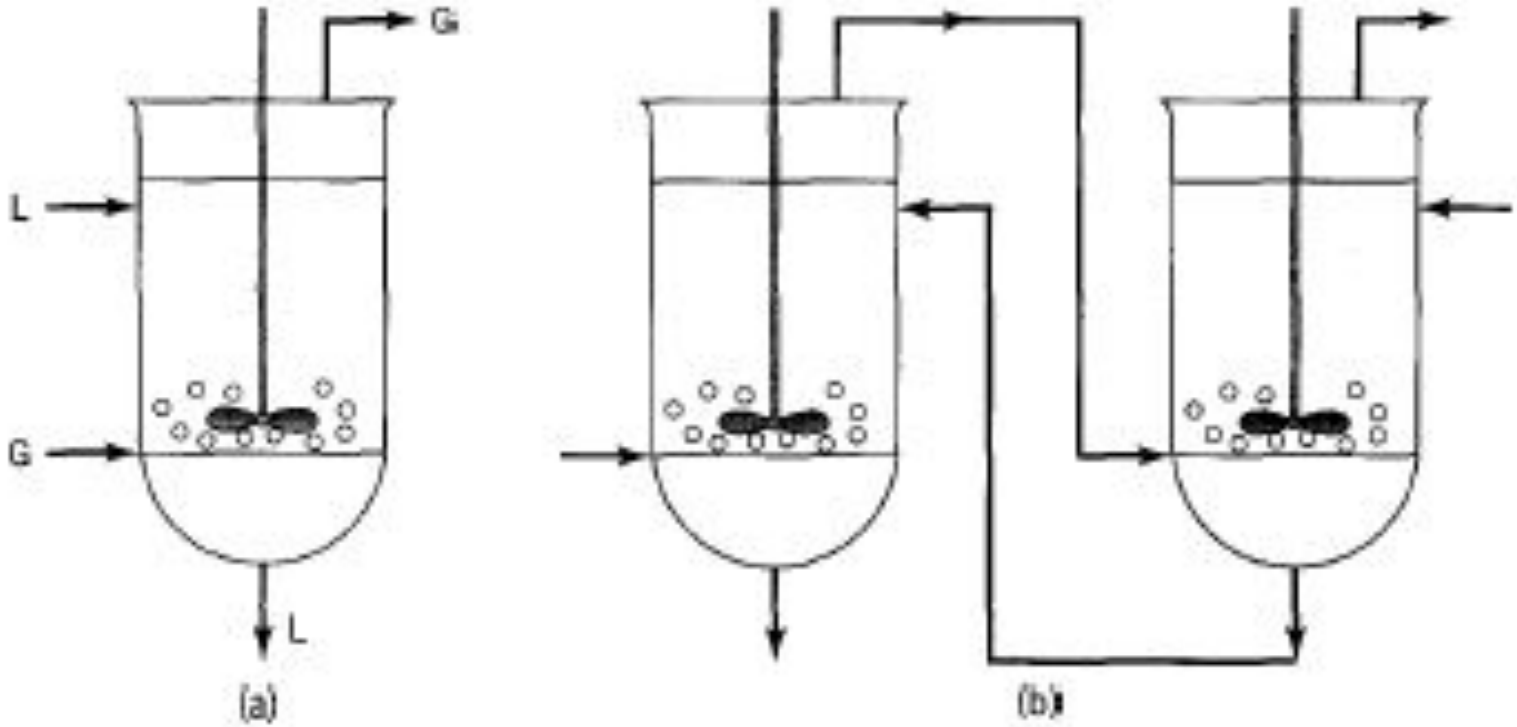


Figure 24.2 Agitated tank reactors for gas-liquid reactions: (a) single-stage; (b) two-(or multi-) stage

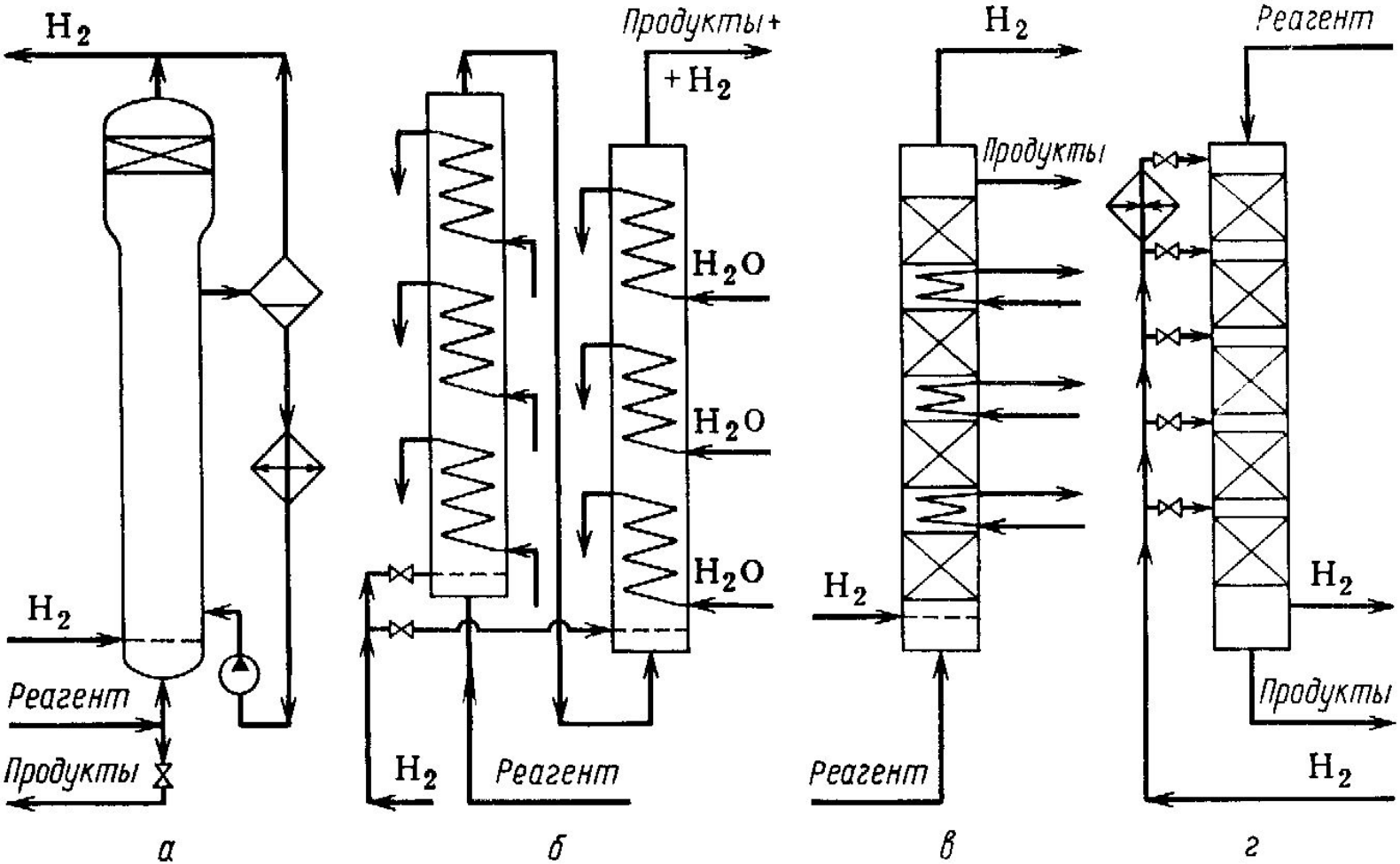


Рис. 145. Реакционные узлы для жидкофазного гидрирования:

а — колонна периодического действия с выносным охлаждением для процесса с суспендированным катализатором; *б* — каскад колонн непрерывного действия с внутренним охлаждением для процесса с суспендированным катализатором; *в* — колонна непрерывного действия с внутренним охлаждением для процесса со стационарным катализатором; *г* — колонна непрерывного действия с охлаждением холодным водородом для процесса со стационарным катализатором

К вопросу о графическом методе расчета каскада реакторов идеального смешения

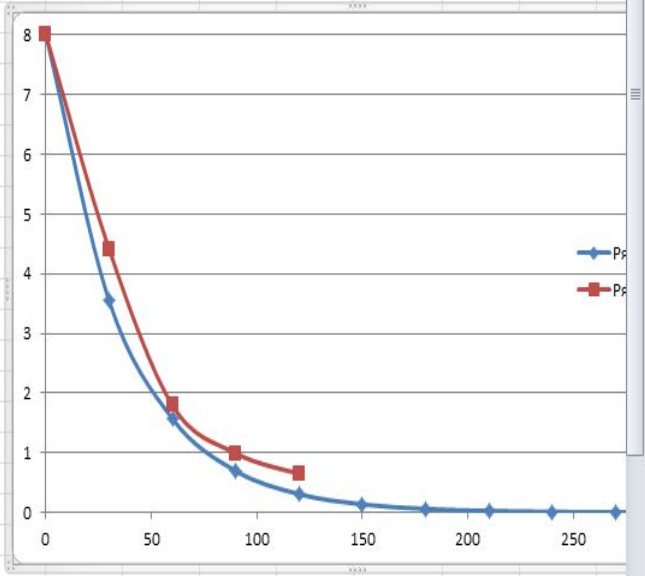
Диаграмма 3

предэкспонента	1,00E+09
энергия активации	1,00E+02
температура, оС	150
температура, К	423,15
константа скорости	0,000452186
время пребывания, с	1800
концентрация на входе в реактор, моль/л	8
кинетическое уравнение второго порядка по реагенту	
левая часть уравнения	0,001994275
правая часть уравнения	0,001994277
МНК для уравнения	-2,0051E-09

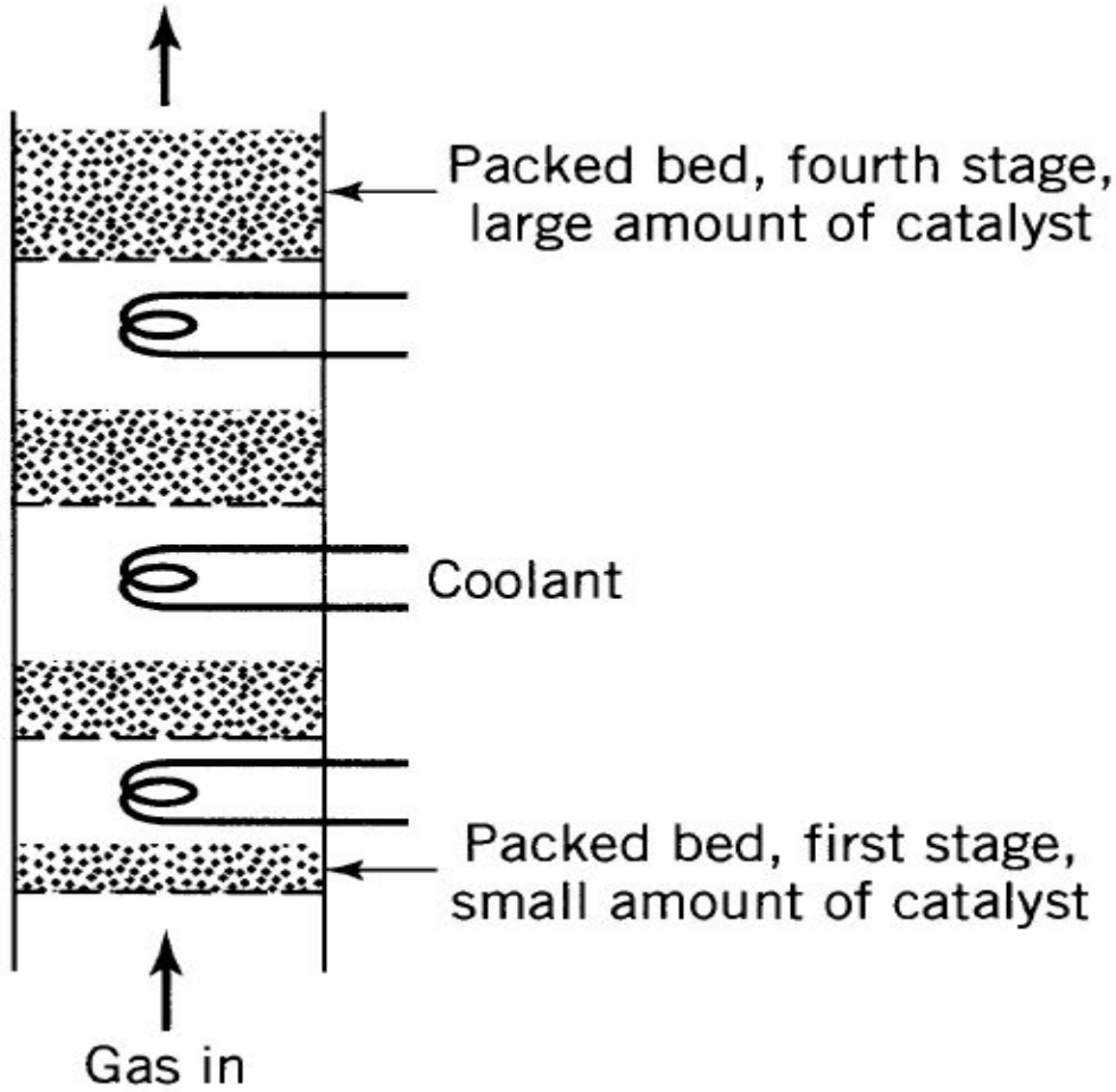
принимаем, что объем аппаратов в каскаде одинаковый

степень превращения	0,4487124
неизвестная величина концентрация на выходе из реактора, моль/л	4,41
концентрация реагента в сырье, моль/л	8
конверсия реагента в каскаде	44,9

время, минут	время, сек	концентрация реагента, моль/л	
0	0	8	8
30	1800	3,54489	4,410301
60	3600	1,570781	1,793159
90	5400	0,696031	0,992075
120	7200	0,308419	0,649119
150	9000	0,136664	
180	10800	0,060557	
210	12600	0,026834	
240	14400	0,01189	
270	16200	0,005269	
300	18000	0,002335	
330	19800	0,001035	
360	21600	0,000458	
390	23400	0,000203	
420	25200	9E-05	

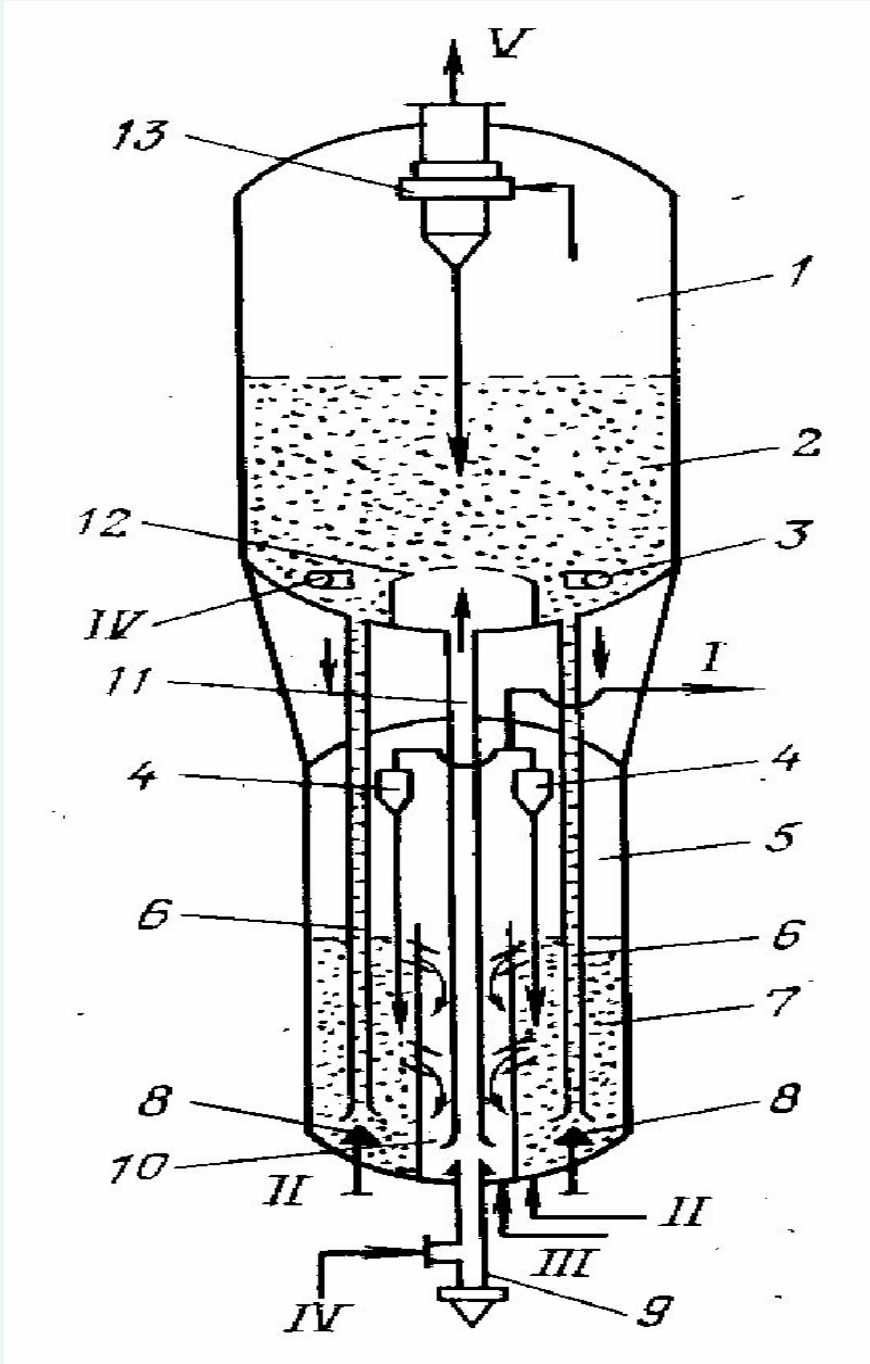


The Packed Bed Catalytic Reactor



(c)

With these points in mind, let us proceed to Fig. 19.1. Figure 19.1*a* is a typical packed bed reactor embodying all its advantages and disadvantages. Figure 19.1*b* shows how the problem of hot spots can be substantially reduced by increasing the cooling surface. Figure 19.1*c* shows how intercooling can still further control the temperature. Note that in the first stage where reaction is fastest, conversion is kept low by having less catalyst present than in the other stages. Units such as these can all be incorporated in a single shell or can be kept separate with heat exchanges between stages.



реактор-регенератор для крекинга вакуумного газойля

Рис.6.83. Схема реакторного блока с однократным
подъемом катализатора и расположенным сверху регенератором:
1,5 - отстойные зоны; 2,7 - кипящий слой;
3 -распределитель воздуха; 4-13 - циклоны;
6 - спускные стояки катализатора;
8 - клапаны для катализатора;
9 - регулирующий клапан; 10 - отпарная секция;
11 - подъемный стояк;
12 - распределительная решетка;
Потоки: I - продукты реакции; II - сырье; III - водяной пар; IV - воздух; V-газы регенерации

Для этого процесса характерна быстрая дезактивация катализатора вследствие отложения кокса на его поверхности, поэтому реактор крекинга работает в паре с регенератором.

Аппараты функционально разделены на несколько зон:

- реакционная зона, в которой осуществляются реакции крекинга (реактор) и выжига кокса (регенератор), представлена двумя кипящими слоями;

- отстойная зона расположена над слоями катализатора. Она предназначена для сепарации унесенных потоком газа сравнительно крупных частиц твердой фазы (более мелкие частицы отделяются в циклонах);

- отпарная зона служит для десорбции продуктов крекинга или продуктов сгорания с поверхности катализатора. В качестве десорбирующего агента используют водяной пар.

Преимущества реактора КС по сравнению с аппаратами с неподвижным слоем катализатора:

- изотермичность слоя, возникающую вследствие преобладания режима ИС в активной фазе. Практически отсутствие перегревов предотвращает ухудшение селективности и уменьшает опасность взрывного протекания реакций, требующих высокой степени изотермичности;
- текучесть слоя, которая обеспечивает циркуляцию отработанного и регенерированного катализатора между реактором и регенератором;
низкое гидравлическое сопротивление, несмотря на малый размер частиц, вследствие высокой порозности слоя;
- высокие значения коэффициента теплопередачи $К_t$, который в условиях КС на порядок выше, чем для стационарного слоя, и составляет величину 400-800 кДж/м^{2}ч·град. Увеличение скорости теплопереноса исключает вероятность спекаемости частиц катализатора и позволяет существенно сократить габариты теплообменных устройств;
- высокая поверхность межфазного обмена из-за незначительного размера частиц катализатора (0,75-1,5 мкм), что существенно сказывается на увеличении скорости массопередачи. В КС практически отсутствуют внешнедиффузионные и значительно уменьшаются внутридиффузионные торможения;
- возможность организации энерготехнологического процесса для экзотермической реакции, поскольку высокая скорость теплопередачи обеспечивает теплоотвод непосредственно из реакционной зоны, в которой размещают один из контуров котла-утилизатора.

Недостатки реактора КС

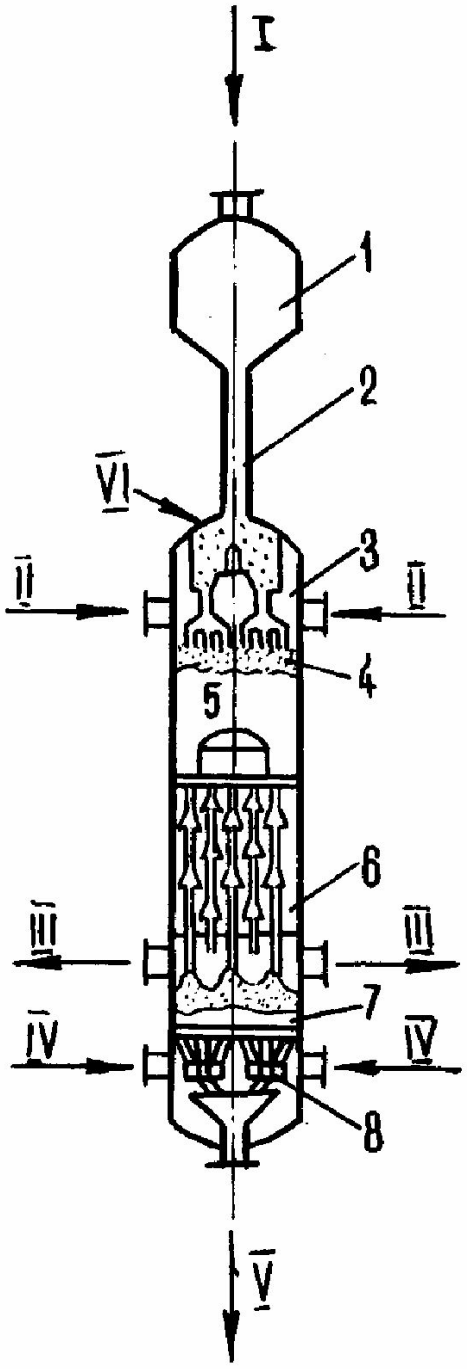
-движение частичек катализатора приводит к его (катализатора) истиранию и вызывает эрозию стенок аппарата. Поэтому для работы в КС необходимо подбирать катализатор, который с одной стороны должен быть износостойким, а с другой по возможности не являться абразивом;

-образующаяся при истирании катализатора пыль засоряет циклоны и увеличивает гидравлическое сопротивление аппарата. Проскок пыли через циклоны приводит к забивке цилиндров компрессоров;

-осевое перемешивание реагентов с продуктами, связанное с образованием каналов, уменьшает скорость процесса и снижает его селективность;

-режим ИС в активной фазе способствует выводу части активного катализатора вместе с закоксованным, что ведет к увеличению габаритов регенератора.

Реакторы с движущимся слоем твердой фазы (ДС)



Реактор ДС представляет собой аппарат шахтного типа, в котором по всему сечению сверху вниз движется гранулированный (размеры гранул 3-5 мм) катализатор в виде непрерывно оседающего под действием силы тяжести слоя

Рис.6.87. Реактор с движущимся слоем катализатора:
1 – бункер; 2 – стояк; 3 – зона ввода сырья; 4 – верхнее распределительное устройство; 5 – реакционная зона; 6 – зона отделения паров от катализатора; 7 – зона отпарки; 8 – нижнее распределительное устройство; потоки: I – регенерированный катализатор; II – сырье; III – продукты реакции; IV – водяной пар; V – отработанный катализатор; VI – инертный газ

Преимущества реактора ДС перед КС:

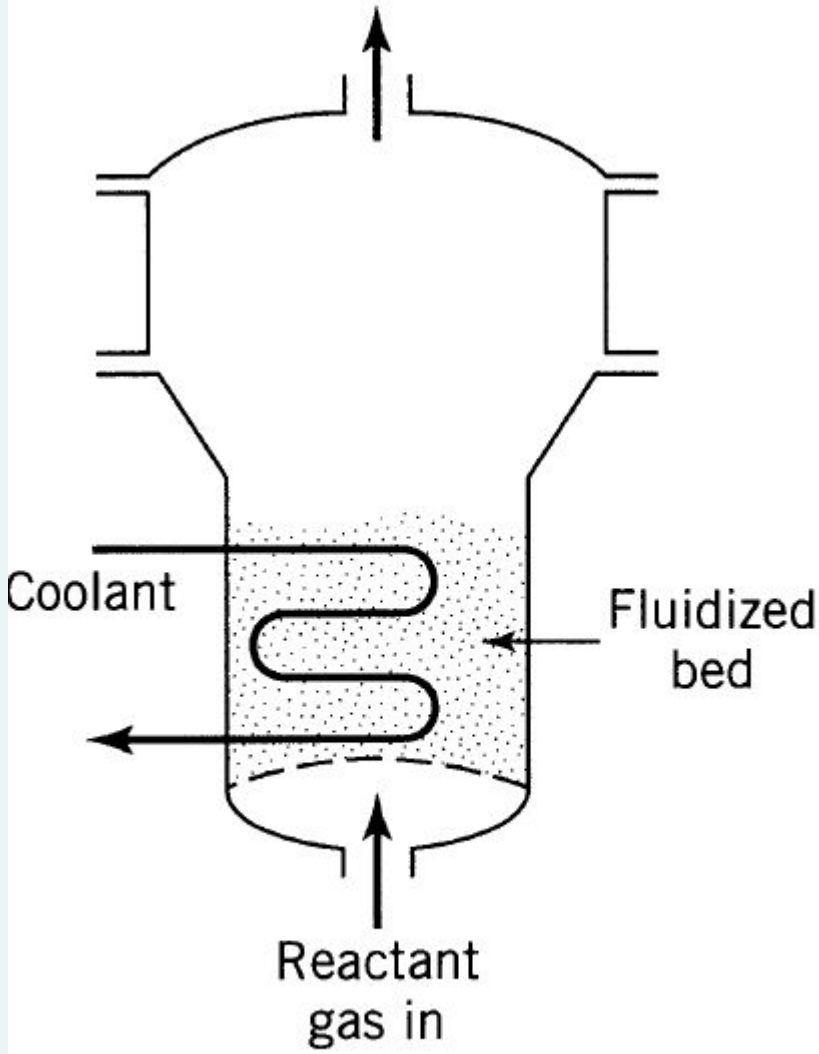
- отсутствие продольного перемешивания, так как катализатор и реагенты движутся в режиме ИВ, поэтому эффективность реакторов ДС выше;
- отсутствие смешения свежего катализатора с закоксованным, что обеспечивает более полное использование активности катализатора и снижает нагрузку на регенератор;

Недостатки аппарата ДС

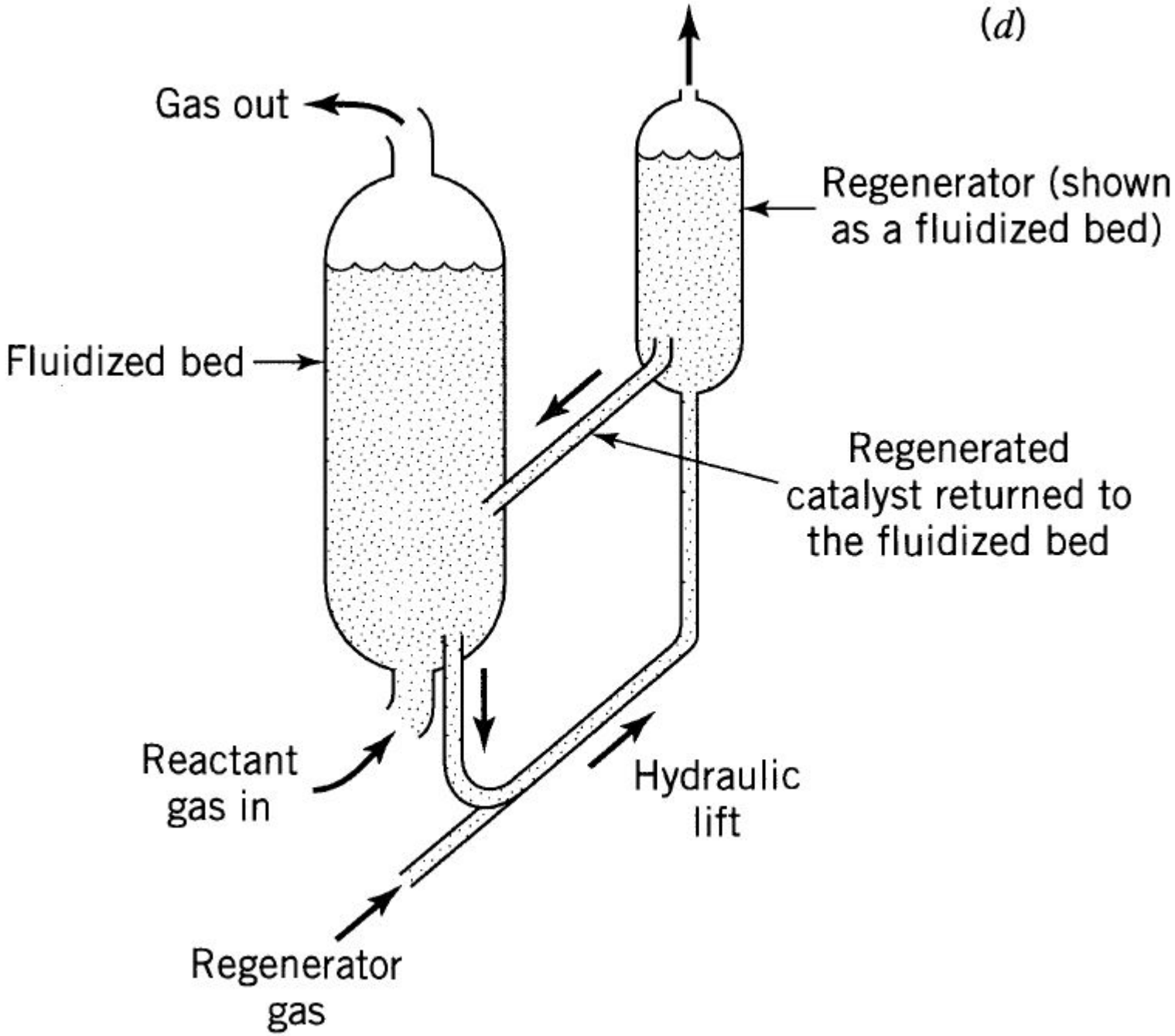
- связаны с трудностями конструирования и эксплуатации выравнивающих слой устройств, поскольку они не всегда обеспечивают равномерность движения и однородность слоя.

Применение реакторов ДС

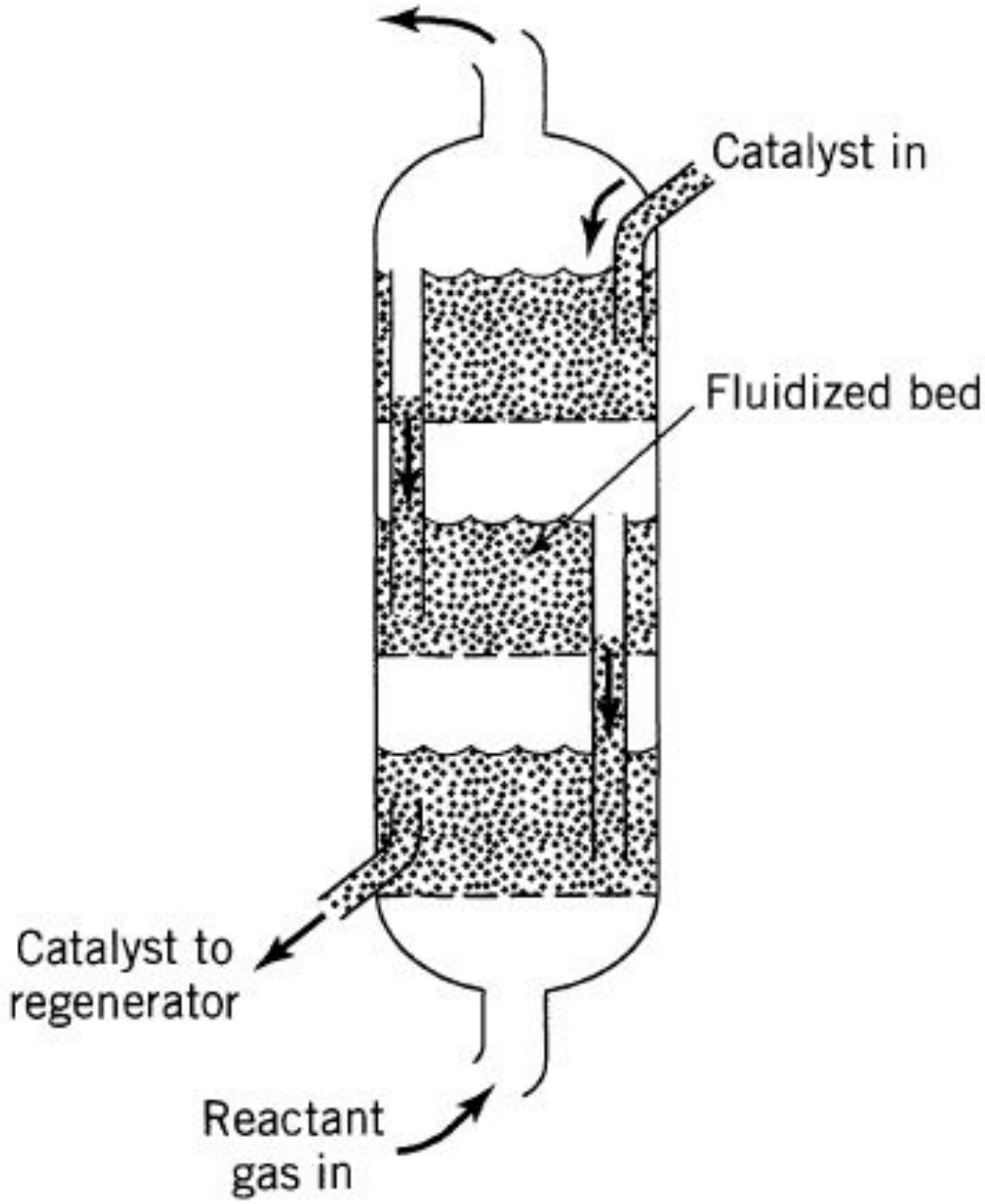
Наибольшее применение реакторы ДС нашли в нефтехимических (крекинг, коксование нефтяных остатков, каталитический риформинг) и углехимических (газификация, ожижение угля) процессах.



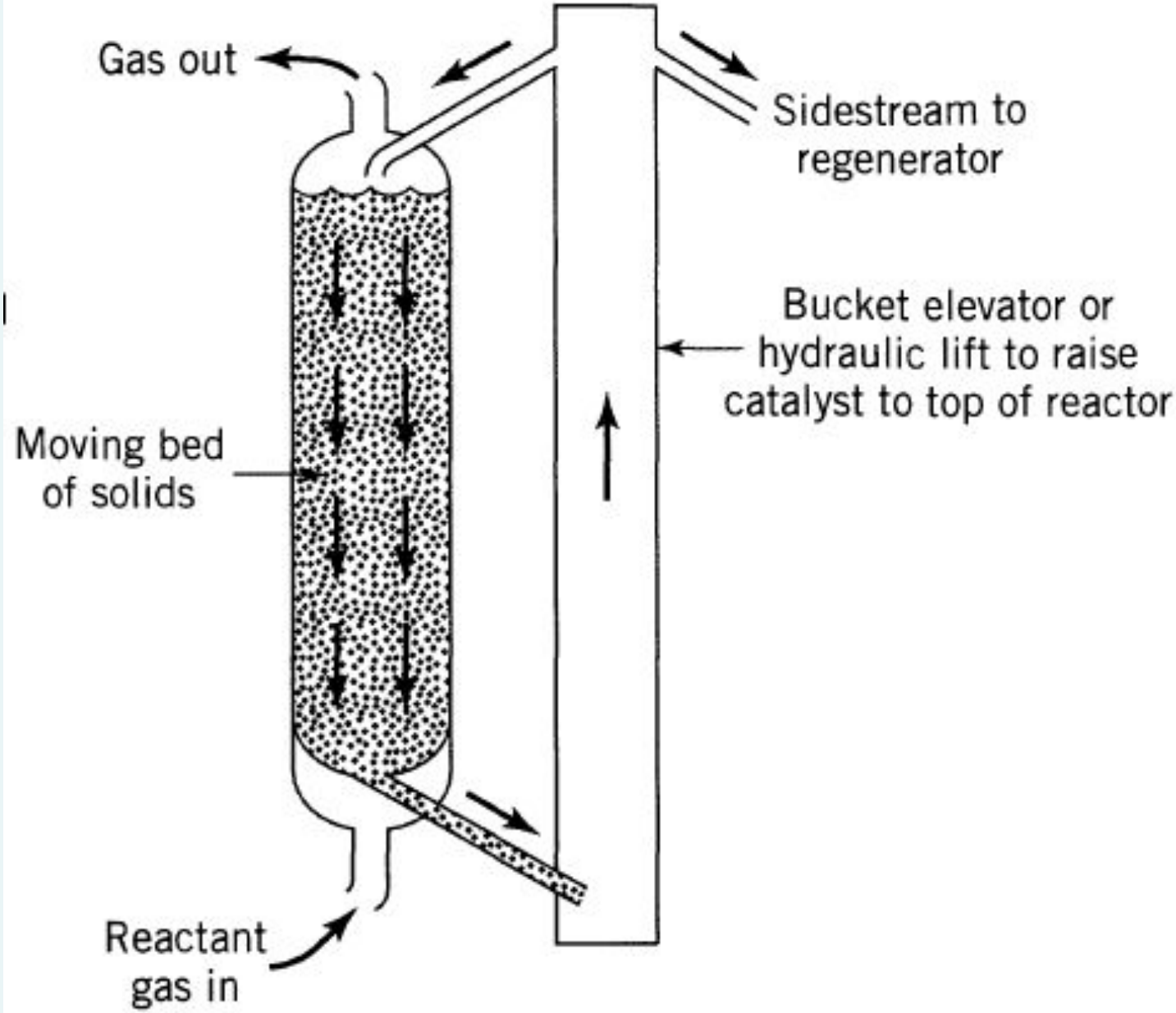
(*d*)


(d)
Gas out
Regenerator (shown as a fluidized bed)
Fluidized bed
Regenerated catalyst returned to the fluidized bed
Reactant gas in
Hydraulic lift
Regenerator gas

(e)


Catalyst in
Fluidized bed
Catalyst to
regenerator
Reactant
gas in

(*f*)


Gas out
Sidestream to regenerator
Bucket elevator or hydraulic lift to raise catalyst to top of reactor
Moving bed of solids
Reactant gas in

(g)

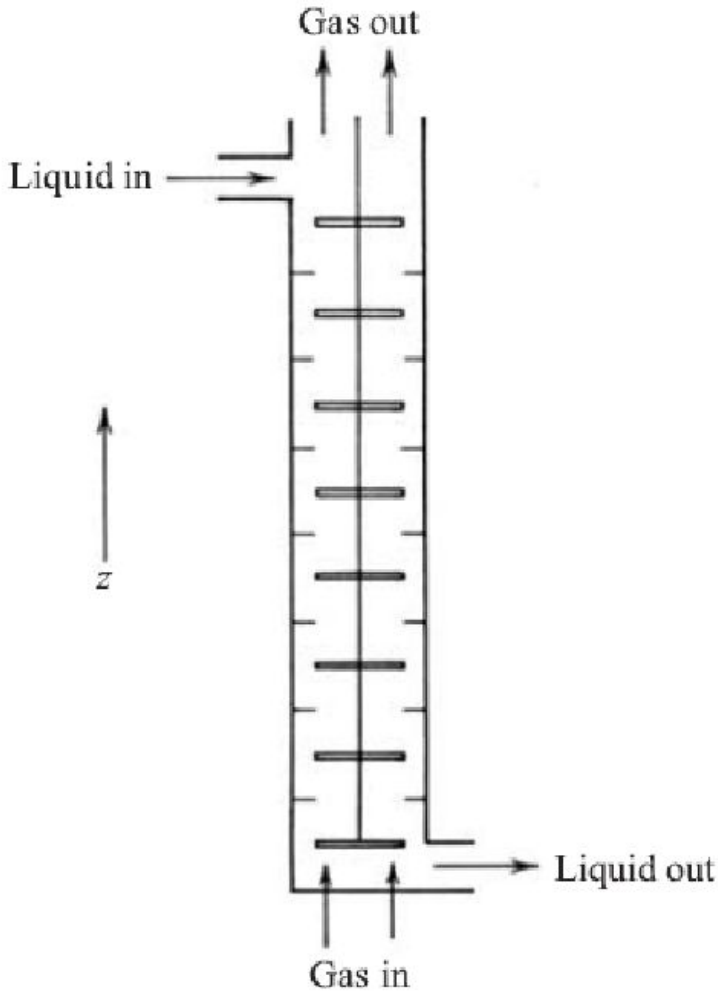


FIGURE 11.5 Rotating-disk column with countercurrent downward flow of a liquid and upward flow of a gas or lower-density liquid.

Figure 19.1*d* shows a fluidized reactor for a stable catalyst which need not be regenerated. The heat exchanger tubes are immersed in the bed to remove or add heat and to control the temperature. Figure 19.1*e* shows operations with a deactivating catalyst which must be continually removed and regenerated. Figure 19.1*f* shows a three-stage countercurrent unit which is designed to overcome the shortcomings of fluidized beds with regard to poor contacting. Figure 19.1*g* shows a moving-bed reactor. Such units share with fixed beds the advantages of plug flow and disadvantages of large particle size, but they also share with fluidized beds the advantages of low catalyst-handling costs.