

доц. д-р Драгомир Василев

ТЕХНОЛОГИЧНИ ПРОЦЕСИ И АПАРАТИ



Университетско издателство "Васил Априлов" - Габрово

2023

доц. д-р инж. Драгомир Василев

ТЕХНОЛОГИЧНИ ПРОЦЕСИ И АПАРАТИ



**Университетско издателство
„Васил Априлов“ – Габрово
2023**

Настоящият учебник е предназначен за студентите от специалност „Опазване на околната среда и устойчиво развитие“, изучаващи дисциплината „Технологични процеси и апарати“ в Технически университет – Габрово.

© Драгомир Стоянов Василев – автор, 2023

© Университетско издателство “Васил Априлов” – Габрово, 2023

Рецензент: проф. дн инж.-хим. Пантелей Денев

ISBN 978-954-683-682-3

СЪДЪРЖАНИЕ

СЪДЪРЖАНИЕ	3
ЧАСТ 1. ВЪВЕДЕНИЕ	5
ЧАСТ 2. МЕХАНИЧНИ ПРОЦЕСИ	7
2.1. Раздробяване	7
2.2. Видове раздробяващи машини.....	8
2.1. Челюстни трошачки.....	8
2.2. Конусни трошачки	8
2.3. Валцови трошачки	9
2.4. Чукови трошачки	9
2.5. Колерганги	9
2.6. Топкови мелници	9
2.7. Вибрационни мелници	10
2.8. Струйни мелници.....	10
2.9. Колоидни мелници.....	11
2.3. Класификация (сортиране) на прахообразните материали.....	11
2.4. Класификатори на твърди прахообразни материали.....	11
2.4.1. Сита.....	11
2.4.2. Пневматични класификатори.....	12
2.4.3. Хидравлични класификатори.....	13
2.5. Смесване на твърди материали.....	13
2.6. Транспортиране на твърди материали.....	14
ГЛАВА 3. ХИДРОМЕХАНИЧНИ ПРОЦЕСИ	17
3.1. Нееднородни системи.....	17
3.1.1. Класификация на дисперсните системи.....	17
3.1.2. Свойства на дисперсните системи.....	17
3.1.3. Получаване на дисперсни системи.....	19
3.1.4. Разбъркване.....	19
3.2. Разделяне на нееднородни системи.....	20
3.2.1. Движение на твърди частици в течност или газ.....	20
3.2.3. Разделяне на газови нееднородни системи.....	21
3.2.4. Разделяне на течни нееднородни системи.....	29
ГЛАВА 4. ТОПЛООБМЕННИ ПРОЦЕСИ	33
4.1. Теплообмен.....	33
4.1.1. Теплопроводност.....	34
4.1.2. Конвективен теплообмен.....	34
4.1.3. Основно уравнение на топлопреминаването.....	35
4.1.4. Лъчист теплообмен.....	35
4.2. Нагряване и охлаждане.....	36
4.2.1. Методи за нагряване.....	36
4.2.2. Охлаждане.....	42
4.3. Теплообменни апарати.....	43
4.3.1. Видове теплообменни апарати.....	43
4.3.2. Изчисляване на топлообменен апарат.....	47
4.4. Кондензация и изпаряване.....	48
4.4.1. Кондензация.....	49
4.4.2. Изпаряване.....	52
ГЛАВА 5. МАСООБМЕННИ ПРОЦЕСИ	56
5.1. Общи сведения за масообменните процеси.....	56

5.1.1. Молекулна и конвективна дифузия.....	58
5.1.2. Материален баланс и движеща сила на масообменен процес.	59
5.1.3. Основно уравнение на масопренасянето.	60
5.2. Абсорбция.....	60
5.2.1. Физични основи на процеса абсорбция.	61
5.2.2. Принципи на схеми на абсорбция.	62
5.2.3. Материален и топлинен баланс на процеса абсорбция.	63
5.2.4. Кинетични закономерности на абсорбцията.	64
5.2.5. Видове абсорбери и абсорбционни инсталации.	64
5.3. Дестилация.	67
5.3.1. Общи сведения и определения.	67
5.3.2. Проста и последователна дестилация.	70
5.3.3. Ректификация.	72
5.3.4. Специални методи на дестилация и ректификация.	75
ЛИТЕРАТУРА.....	77

ЧАСТ 1. ВЪВЕДЕНИЕ

В зависимост от наличността на химично превръщане на материалите при процесите, те се разделят на основни (без химични превръщания) и реакционни (осъществява се химична промяна). Основните процеси практически се явяват общи за различните индустриални технологии.

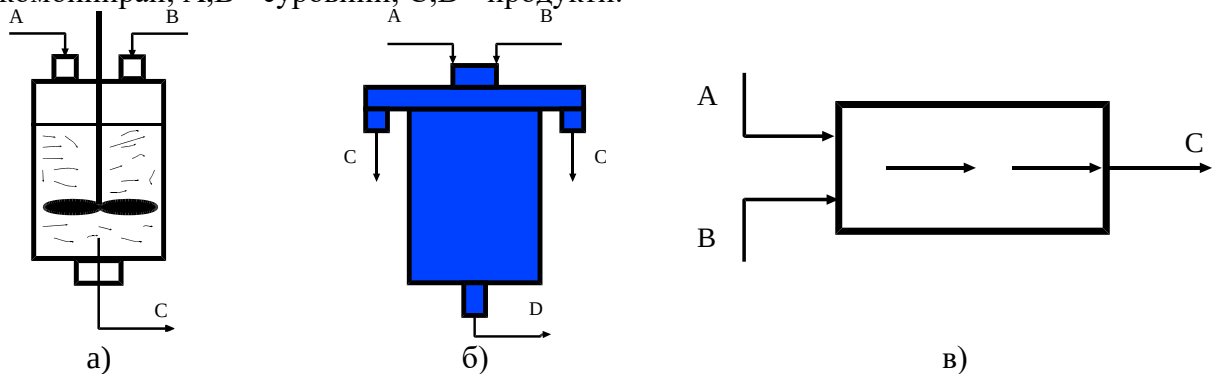
Основните процеси да се категоризират в зависимост от кинетичните закономерности, които ги управляват:

- **Механични процеси.** Подчиняват се на законите на механиката на твърдото тяло. Използват се главно за подготовка на суровините и материалите (раздробяване, смесване, разделяне и транспортиране на твърди вещества);
- **Хидромеханични процеси.** Подчиняват се на законите на хидродинамиката (науката за движение на течностите и газовете). Такива процеси са преместването и разбъркването на флуиди, разделянето на газови и течни нееднородни системи чрез утаяване, филтруването, центрофугирането и др.;
- **Топлообменни процеси.** Подчиняват се на законите на топлопредаването (науката за начините на разпространението на топлината). Едни от най-важните топлообменни процеси са нагриването, охлаждането, изпаряването, кондензацията и др.;
- **Масообменни (дифузионни) процеси.** Подчиняват се на законите на дифузията, които определят пренасянето на вещества от една фаза в друга през гранична повърхност. Към тази група се отнасят процесите: абсорбция, адсорбция, дестилация, екстракция, сушене, кристализация, йонообмен, осмоза и др.;
- **Химични процеси.** Те са свързани с превръщането на едно вещество в друго и се подчиняват на законите на химичната кинетика. Скоростта им се определя от най-бавния етап на последователно протичащите химични реакции и дифузионни процеси.

Много често по тази класификация даден процес може да се отнесе към различни групи, понеже е резултат на комплекс от взаимодействия. Класически пример за това е изпаряването, което от енергетична гледна точка е топлинен процес. От технологична гледна точка, обаче той е дифузионен процес, понеже молекулите на разтворителя преминават от течно състояние в газово състояние (от една фаза в друга).

Според мястото в индустриалните технологии процесите могат да се класифицират в следните девет групи – процеси на: разделяне; смесване; раздробяване; агломериране; формоване; топлопренасяне; транспортиране; складиране; опаковане.

За индустриалните технологии е от значение и начинът, по който технически се организира и провежда процеса. От тази гледна точка процесите се делят на периодични, непрекъснати и комбинирани - фиг.1.1, където: (а) е периодичен процес; (б) - непрекъснат; (в) - комбиниран; А,В - суровини; С,Д - продукти.



Фиг.1.1. Видове процеси, според начина на провеждане.

При периодичните процеси компонентите А и В се подават в апарата, извършва се процес (взаимодействие), след което продуктът С се извежда. Апаратът се подготвя за нова порция изходни суровини и отделните операции се повтарят в описаната последователност. В този случай входните и изходните потоци в апарата, както и температурата, концентрацията, съставът, налягането и свойствата на суровината се изменят непрекъснато във времето.

Периодичните процеси имат редица недостатъци, като много ръчен труд, невъзможност за механизация и автоматизация, продукция с различни качествени показатели и др. Поради своите недостатъци те се използват предимно за лабораторни цели и при малотонажни производства.

Много по-голямо приложение намират непрекъснатите процеси, при които отделните операции се извършват едновременно в различни части на апарата или в различни апарати на непрекъснато действаща инсталация. Изходните суровини А и В се подават равномерно и непрекъснато, като непрекъснато се извежда и продуктът С. Параметрите на процеса в отделните точки на апарата са постоянни в течение на времето.

Непрекъснатите процеси имат значителни предимства. Те са интензивни, производителни, могат да се механизират и автоматизират, получават се продукти със стабилни качествени показатели. Тези процеси се използват при многотонажните производства.

В индустриалните технологии са намерили приложение и т.н. комбинирани процеси, които заемат средно място между периодичните и непрекъснатите процеси. Компонентите А и В се подават в апарата непрекъснато, както се извежда и продуктът С, докато продуктът Д се извежда периодично. Следователно при комбинираните процеси част от операциите се водят непрекъснато, а друга част - периодично. Очевидно комбинираните процеси имат предимствата и недостатъците на периодичните и непрекъснатите процеси.

В зависимост от агрегатното състояние на взаимодействащите вещества процесите се разделят на два главни вида: хомогенни и хетерогенни. При хомогенните процеси има само една фаза, обикновено газова или течна. При хетерогенните фазите са две и три, най-често: газ-течност, газ-твърдо, течност-твърдо и течност-течност (не смесващи се течности).

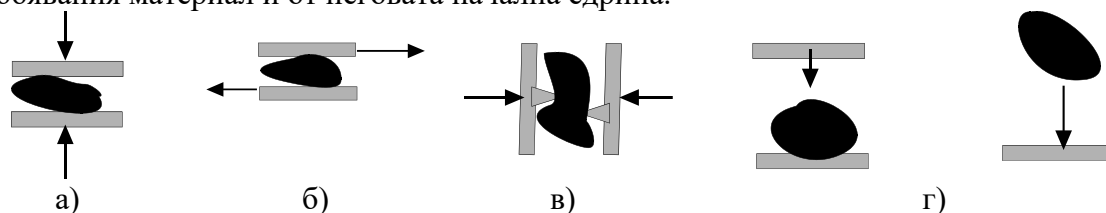
В зависимост от измененията на параметрите на процесите (температура, концентрация, налягане и др.) в течение на времето процесите биват стационарни и нестационарни. При стационарните процеси стойностите на всеки параметър са постоянни във времето, при нестационарните те са функция не само на положението на всяка точка в пространството, но и на времето.

Процесите се класифицират също така и в зависимост от стойностите на параметрите на технологичния режим. Под технологичен режим се разбира съвкупността от параметрите (температура, концентрация, налягане, катализатор, разбъркване и др.), които оказват влияние на скоростта на процеса, производителността (добива) и качеството на продукта. Според това делене технологичните процеси биват: ниско и високотемпературни; каталитични и не каталитични; обратими и необратими; екзотермични и ендотермични; при ниски, нормални и високи налягания и др.

ЧАСТ 2. МЕХАНИЧНИ ПРОЦЕСИ

2.1. Раздробяване

За хетерогенните процеси с участието на твърди материали един от главните методи за интензифициране на процесите е увеличаване на реакционната повърхност. Това се постига най-вече чрез намаляване размера на частиците (раздробяване). Раздробяването (увеличаването на дисперсността) се осъществява чрез използване на различни механични въздействия - фиг.2.1, където: а) - смачкване; б) - стриване; в) - разкъсване (разчупване); г) - удар. Конкретният избор на един или друг метод зависи от физичните свойства на раздробявания материал и от неговата начална едрина.

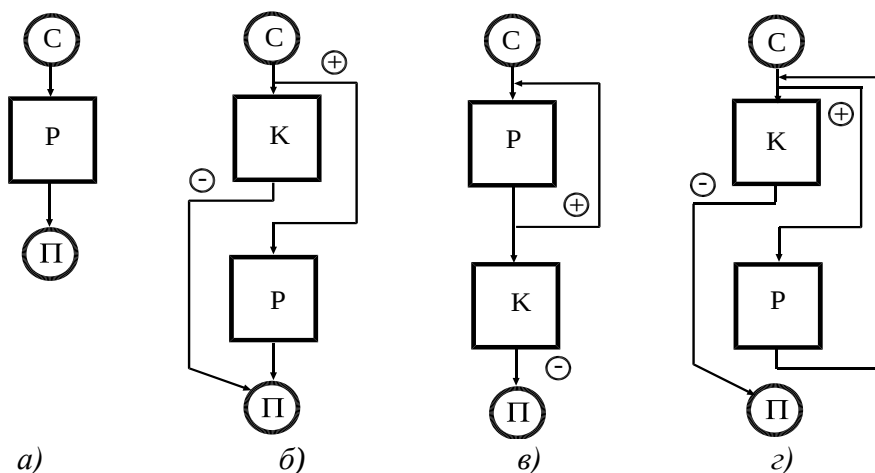


Фиг.2.1. Основни методи на раздробяване.

Раздробяването се характеризира със "степен на раздробяване". Той представлява отношението на условния диаметър на частицата преди и след раздробяването. Понякога е необходима много голяма степен на раздробяване, което не може да се постигне с един етап и се налага използване на многостайни схеми, при които общата степен на раздробяване е произведение от степените на всеки етап.

Раздробяването е твърде енергоемък процес, поради което основният принцип е "да не се раздробява нищо излишно". Това налага преди и по време на раздробяването да се извършва размерна класификация (разделяне на фракции според средния размер на частиците) на твърдия материал. Тя се постига чрез пресяване през едно или няколко сита с различни размери на отворите (ситова класификация). Когато методът се използва за анализ, се нарича ситов анализ. Енергията, необходима за раздробяването, се използва най-вече за деформиране на частиците и за намаляване на техните размери. Съществуват редица хипотези за определяне на разхода на енергия при раздробяване на твърди материали (пропорционално на новообразувана повърхнина, на обема, на теглото и др.), но никоя от тях не се е наложила в практиката, поради наличието на трудно определяеми емпирични коефициенти.

Раздробяването може да се извършва в отворен и в затворен цикъл, характеризирани се с включването на ситова класификация в определено място на схемата. Типови схеми на раздробяване са показани на фиг.2.2., където: (а), (б) - отворени цикли; (в), (г) - затворени цикли; С - суровина; Р - раздробяване; К - ситова класификация; П - продукт.

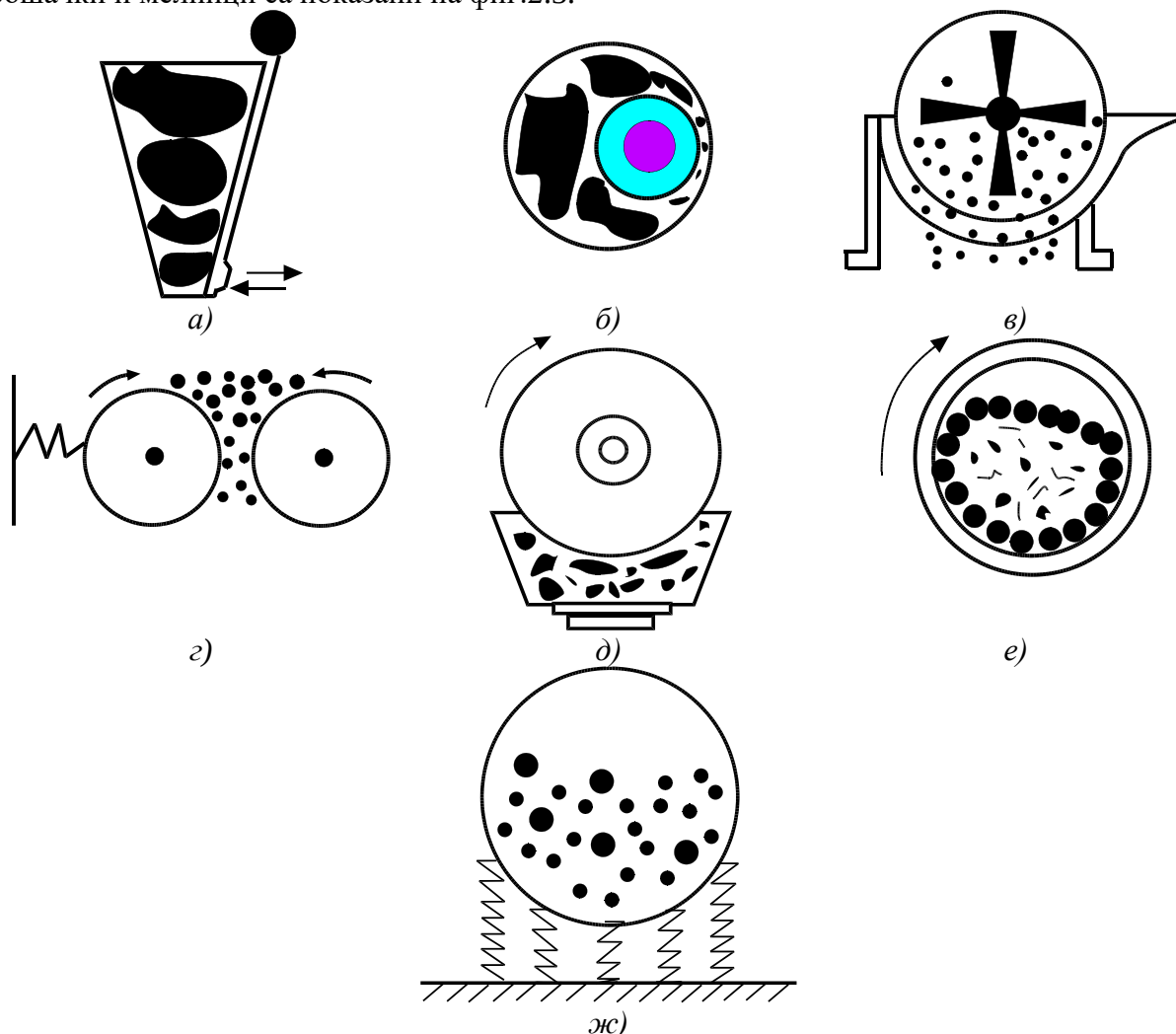


Фиг.2.2. Схеми на раздробяване.

Изборът на съответния вариант зависи от необходимата степен на раздробяване. При вариант (а) суровината преминава само веднъж през раздробяващата машина. Когато се извършва предварителна класификация (б), само част от суровината (едрата фракция) се подлага на раздробяване. При затворен цикъл (в) суровината преминава многократно през раздробяване (многократни контролни класификации). Най-малки са енергийните разходи, когато се извършва предварителна и многократни контролни класификации (г).

2.2. Видове раздробяващи машини.

Раздробяващите машини могат да се класифицират както по метода на раздробяване, така и по предназначение (трошачки и мелници). Принципните схеми на основните трошачки и мелници са показани на фиг.2.3.



Фиг.2.3. Схеми на основни раздробяващи машини.

2.1. Челюстни трошачки

Използват се главно за едро и средно трошене. Суровината се натрошава между една неподвижна и една подвижна челюст. Методът е смачкване и частично - удар и стриване. Работи с периодично действие и няма широко приложение.

2.2. Конусни трошачки

Използват се за всички видове трошене. Методът е смачкване и отчасти - стриване. Работният им орган представлява два пресечени конуса, разположени един в друг. Външният е неподвижен, а вътрешният се върти, описвайки сложна траектория (приближаване и

отдалечаване от външния конус). При приближаването материалът се раздробява, а при отдалечаването - се премества. Тези трошачки са с непрекъснато действие, имат по-висока производителност и степен на раздробяване.

2.3. Валцови трошачки

Работят по методите на смачкване и разчупване. Използват се за средно и дребно трошене. Работните органи са два вала (гладки или набраздени), въртящи се един към друг. Набраздените валове са за меки и крехки материали, а гладките - за твърди. Най-често единият вал е стационарен, а другият се притиска чрез пружини. Това позволява при попадането на по-голяма и по-твърда частица процепът да се отвори и да се запази целостта на машината.

2.4. Чукови трошачки

Работят по метода на трошенето. Работният орган представлява чукове, закрепени върху въртящ се ротор. Следователно е познато и названието чукови мелници. Използват се за крехки материали и с тях, освен трошене, може да се извършва и грубо смилане.

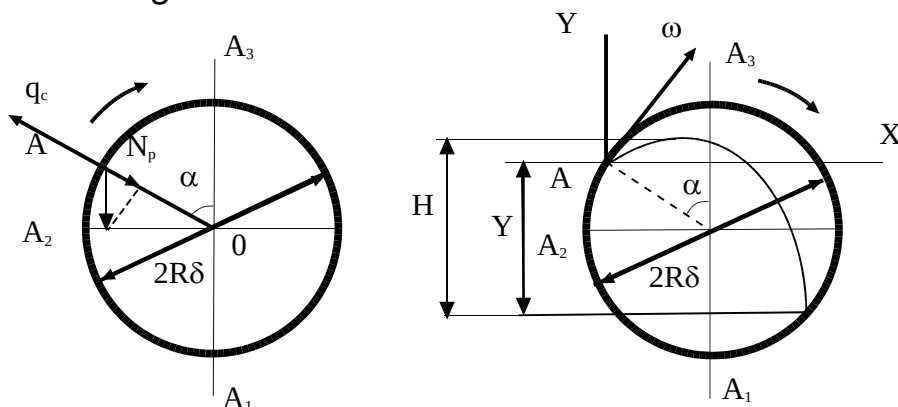
2.5. Колерганги

Основните работни органи представляват два или три валци, които се опират в една хоризонтална чаша. Валците се търкалят по нейната повърхност и същевременно се въртят около оста си. Материалът попада между валците и чашата и се раздробява чрез смачкване и стриване. Възможно е да се върти и чашата, за да се осъществява търкалянето на валците. Колергангите се използват като за трошене, така и за смилане.

2.6. Топкови мелници

Представяват барабани (цилиндрични, цилиндрично-конични), запълнени частично със смилачи тела (топки или пръти). Под действие на центробежната сила при въртене на барабана смилачите тела се притискат към вътрешната страна на барабана, издигат се на известна височина и падайки смилат материала с ударно и частично стриващо действие. Височината на издигане на топките (прътите) зависи от скоростта на въртене на барабана (фиг.2.4.). Следователно в т.А на откъсване от повърхността на барабана радиалната компонента на масата на топката (F_p) трябва да бъде по-голяма от центробежната сила (F_u). Ако масата на топката е равна на q , радиусът на барабана (R_δ) и ъгловата му скорост ω , то

$$F_p = q \cdot \cos \alpha \text{ и } F_u = q \cdot \frac{\omega^2 \cdot R_\delta}{g}$$



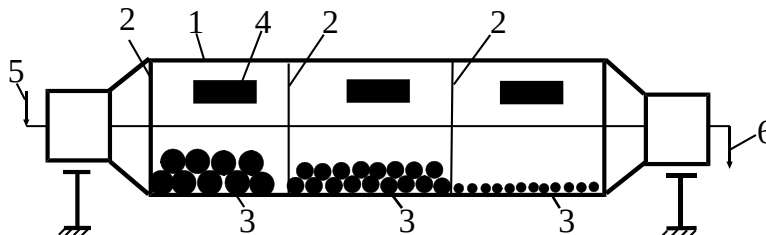
Фиг.2.4. Схема за определяне скоростта на въртене на топкова мелница.

При малка честота на въртене на барабана топките се издигат на малка височина и смилането е бавно поради това, че е главно в резултат на стриване. При много голяма честота на въртене смилачите тела ще се увеличат от барабана и няма да се отделят от стената му ($\alpha = 0$, $\cos \alpha = 1$). Тази честота се нарича критична.

Най-широко приложение в практиката са намерили топковите мелници с непрекъснато действие. При тях от единия край на барабана непрекъснато се подава суровината, а от другия смления продукт се разтоварва с поток въздух или вода (в зависимост от средата, в която се осъществява смилането – въздушна или водна). Това определя и техните габаритни размери.

Еднокамерните топкови мелници могат да бъдат цилиндрични или цилиндрично-конични. Степента на смилане зависи от честотата на въртене, от количеството и големината на топките и от продължителността на процеса. В еднокамерните мелници топките са с размер 25-150 mm и се подменят периодично, защото бързо се износват.

При използване на пръти като смилачи тела, тяхната дължина е с 25-30 mm по-малка от вътрешната дължина на барабана и имат диаметър към 60 mm. Честотата на въртене на прътовите мелници е с 25-30 % по-малка, отколкото на топковите мелници при равни диаметри, с цел да се осигури ефективно смилане при търкаляне на прътите, без те да се издигат на голяма височина.



Фиг.2.5. Схема на многокамерна мелница с непрекъснато действие.

Многокамерните топкови мелници (фиг.2.5.) представляват големи цилиндрични барабани (1), разделени на секции от решетки (2) с различни по размер отвори. Смилачите тела (3) са с различни размери във всяка секция и се зареждат през люковете (4). Суровината (5) постъпва непрекъснато в първата секция, смилане се до определени размери и преминава във втората секция. Там процедурата се повтаря. Решетките задържат топките и едрите парчета суровина, но пропускат междинен продукт с определени размери. Крайният продукт (6) непрекъснато се извежда в края на мелницата.

Многокамерните мелници се използват за получаване на прахообразен материал (ПМ) със зададен размер на частиците без използване на класифициращи устройства.

2.7. Вибрационни мелници

При тях около 80 % от обема е запълнен с топки. Те се привеждат в колебание от въртенето на вал с дебалансирана маса. При въртенето на вала с честота $15-50\text{ s}^{-1}$ корпусът на мелницата започва да вибрира и суровината се смилане от топките под действие на удар и страване.

2.8. Струйни мелници.

Тяхно действие се базира на удари в твърда преграда или удари по между си на частиците на суровината, които предварително са получили голяма скорост на движение. Тя се постига чрез газов поток (въздух, инертен газ, прегрята пара), който се подава със звукова или свръхзвукова скорост.

Една примерна схема на струйна мелница от втория тип е показана на фигурата. Суровината постъпва в шнеково устройство, а от там - в захранваща фуния. От фунията суровината с помощта на газова струя попада в зоната на смилане. В тази зона, през две срещуположни дюзи, се подава високоскоростния газов поток. Срещата на двете газови струи смилане частично суровината. При движението на газа след това нагоре най-едрият частици се отделят веднага в сепаратора и се връщат за досмилане. Газовият поток отнася останалите частици в бункер, където се осъществява ново, по-fino сепариране. Готовият продукт се отвежда за разделяне, а по-едрият частици се връщат отново в системата.

Този тип мелници осигуряват много fino смилане, но разходът на енергия е голям. По тази причина се използват само за смилането на особено ценни суровини.

2.9. Колоидни мелници.

В тези мелници суровината се смила в процепа от 0,05 mm между бързовъртящ се дисков ротор и неподвижен корпус (статор). При високите честоти на въртене на ротора (около 300 s^{-1}) в тесния процепа се получават огромни сили на срязване, които разкъсват материала до размер на частиците 1-2 μm .

2.3. Класификация (сортиране) на прахообразните материали.

При провеждането на процесите в индустриалните технологии, в които участват твърди вещества, много често се изисква еднородност по размер на частиците. Разделянето на твърдите зърнести материали на класове в зависимост от едрината на частиците или зърната се нарича класификация. Тя бива ситова (когато се извършва механично разделяне със сита), хидравлична и пневматична (разделяне на класове, които имат еднаква скорост на утаяване в течност или газ).

Пресяване се нарича операцията, при която се извършва механично разделяне на прахообразна смес с помощта на повърхности (сита), които имат определени по форма и големина отвори. Тези от частиците, които са с размери, по-малки от размерите на отворите в ситото и преминават през него образуват подситов клас, а частиците, задържани се на повърхността на ситото формират надситов клас.

За да се определи гранулометричният състав на насипния ПМ се прилага ситовия анализ. При него се използва набор от сита и се осъществява разделянето на частиците според техните размери. След пресяването се претеглят фракциите материал на всяко сито и се изчисляват в проценти спрямо изходното количество на пробата. Данните се представят таблично или графично.

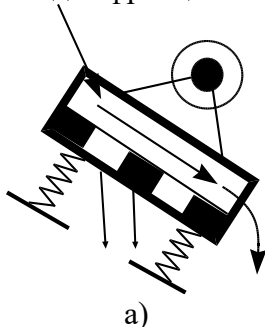
2.4. Класификатори на твърди прахообразни материали.

2.4.1. Сита.

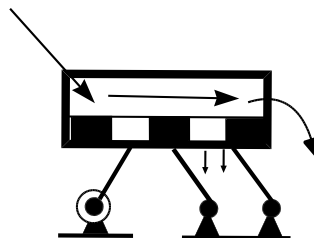
Ситата се изработват чрез щанцоване на отвори в метални листове или чрез плетене на нишки от специална стомана, цветни метали, коприна, найлон и др.

Използваните сита в индустриалните технологии биват: неподвижни и подвижни; плоски и цилиндрични (барабанни); наклонени и хоризонтални; разделящи суровината на две или повече фракции (класа).

Тръскащото сито (фиг.2.6.а) бива висящо или с долно окачване. Представлява наклонено или хоризонтално плоско сито (1), което се привежда в принудително люлеене от двигател с ексцентриков вал (2). При това движение пресяваният ПМ се движи по ситото, разделяйки се на две фракции.



а)



б)

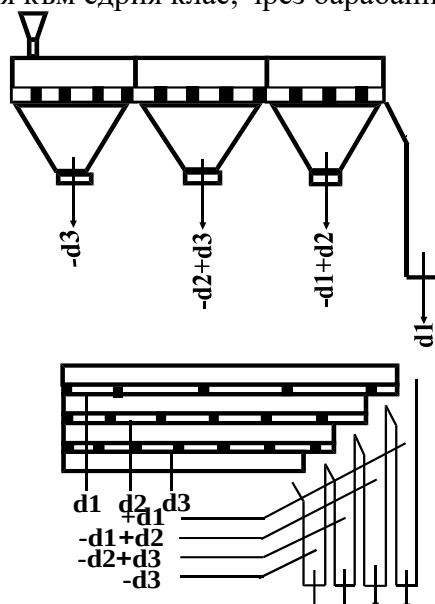
Фиг.2.6.Схеми на сито, разделящо ПМ на две фракции: тръскащо (а) и вибрационно (б).

Вибрационните сита (фиг.2.6.б) се считат за най-ефективно работещи. Основната им отличителна черта е високата честота на колебанията ($10-50\text{ s}^{-1}$), които получават пресевните повърхности (1) при въртенето на вала с дебалансирана маса (3). Наклонът им може да бъде $0-40^\circ$ и се определя от свойствата на разделяния ПМ. Ситото е монтирано на опорни пружини или амортизатори (4). Високата честота на вибрациите спомага за висока ефективност на пресяването и голяма производителност.

Когато ПМ се разделя по едрина на повече от два класа, той се пресява през няколко сита. Възможни са следните случаи:

А. Пресяване от едрия към дребния клас, при което се използват плоски сита, разположени едно под друго (фиг.2.7.а);

Б. Пресяване от дребния към едрия клас, чрез барабанни сита (фиг.2.7.б);

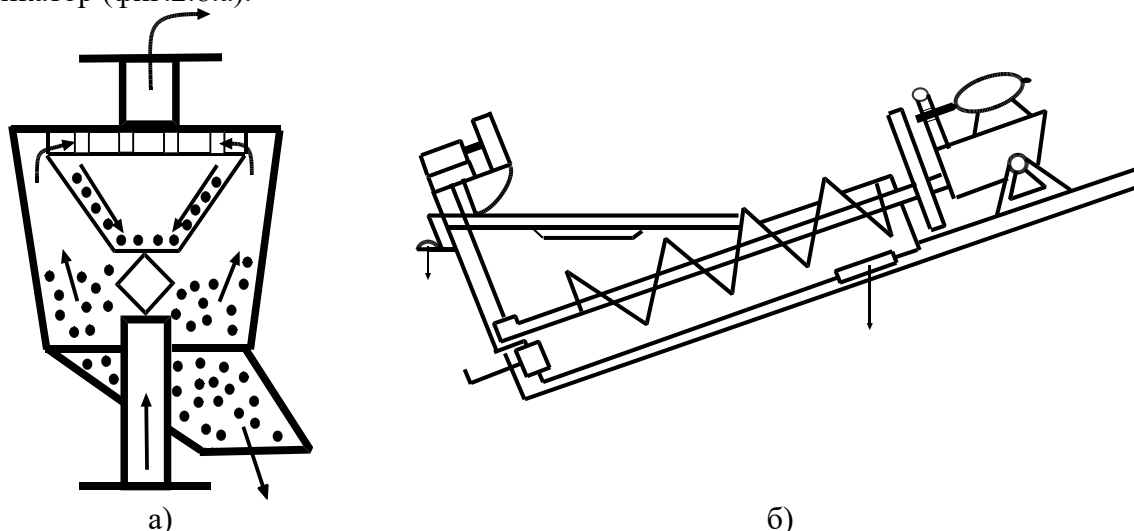


Фиг.2.7.Схеми на комбинирано сито, разделящо ПМ на повече от две фракции.

В. Смесено пресяване, което представлява комбинация от първите два случая - отначало се отделя най-едрият клас, а по-нататък се пресява от дребния към едрия или обратно.

2.4.2. Пневматични класификатори.

Принципът на тяхното действие се базира на различието на едновременно действащите силата на теглото и центробежната сила на твърдите частици в газообразна (най-често - въздушна) среда. Най-разпространен апарат от този тип е въздушно-проходния класификатор (фиг.2.8.а).



Фиг.2.8.Схеми на пневматичен (а) и хидравличен (б) класификатор.

Той се състои от корпус (1) с формата на пресечен конус, в който се намира циклон (2). Праховъздушната смес постъпва през тръба (3) в конуса на апарата. В резултат на намаляването на скоростта, най-едрият клас се утаява и непрекъснато се извеждат през изход (4). Потокът, който носи по-ситните частици, получава въртеливо движение в завихрителя (5). По-едрият клас се удържа в стените на циклона, губят кинетичната си

енергия и падат по вътрешната повърхност на апарата и се извеждат също през изход (4) или като самостоятелна фракция. Най-ситните частици се отнасят от газовия поток и се отделят в други апарати, например батерийни циклони, електрофилтри и др.

2.4.3. Хидравлични класификатори.

При класификацията в течна (най-вече - водна) среда се използват главно греблови, чашеви и спирални класификатори. Принципна схема на спирален класификатор е дадена на фиг.2.8.б. Той се състои от полуцилиндрично корито, в което бавно се въртят един или два шнека (спирали). Водно-праховата смес (суспензия) постъпва в коритото през вход в долния край на апарата. Едрите частици се утаяват и се извеждат от шнека през изход в горния край на коритото. Ситните частици се отнасят от потока течност и преливат през праг. Наклонът на коритото може да бъде до 18° , а честотата на въртене на шнека е $2-8 \text{ min}^{-1}$.

Поради своята проста конструкция, лесно регулиране, по-голяма относителна производителност и други, спиралните класификатори са предпочитани пред другите известни апарати за хидравлична класификация.

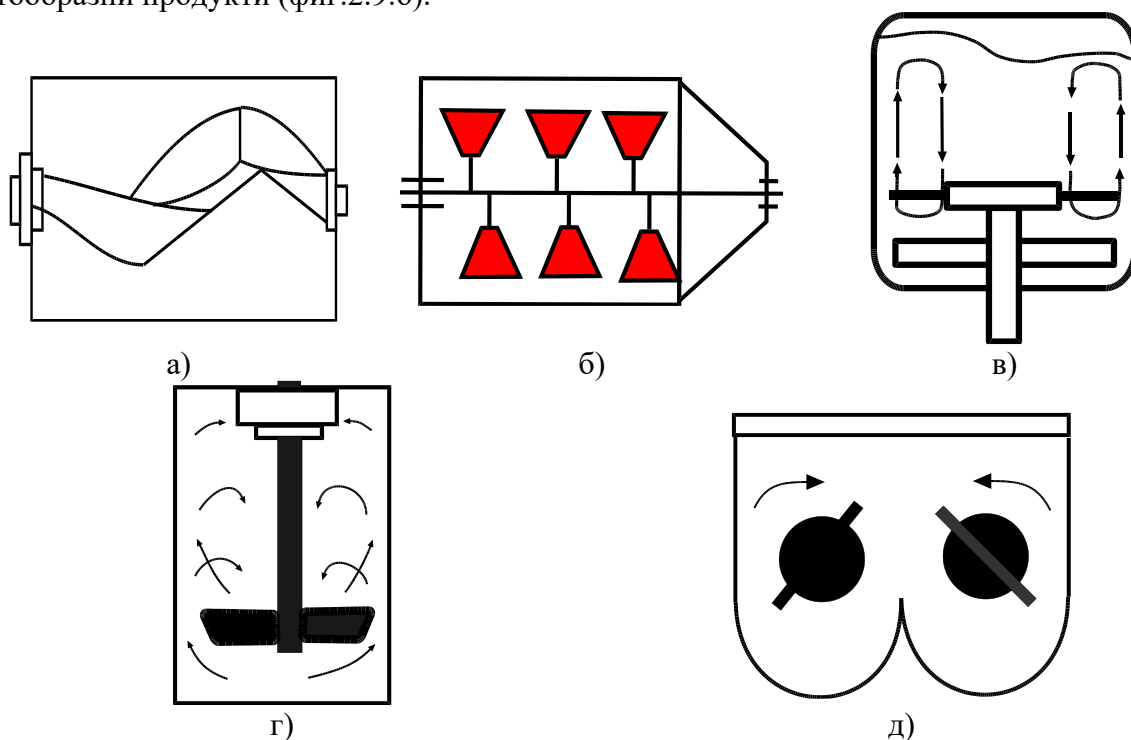
2.5. Смесване на твърди материали.

В редица производства се използват многокомпонентни смеси от твърди или пастообразни вещества. От точното дозиране и доброто хомогенизиране зависят до голяма степен показателите на технологията и качеството на получавания продукт.

Конструкцията на апаратите за смесване на твърди насипни материали (пастообразни вещества) зависят главно от метода на смесване, физикомеханичните, химичните и други свойства на отделните компоненти и техните смеси, необходимото качество, интензивността на смесване и др. За смесване на прахообразни и пастообразни материали се използват различни по конструкция периодично или непрекъснато действащи смесители.

При двойния колергангов смесител (фиг.2.9.а), освен смесване се извършва и частично смилане на материала.

Смесителите с лопаткови работни органи се използват както за сухи, така и за пастообразни продукти (фиг.2.9.б).



Фиг.2.9.Схеми на смесители: (а) - двоен колергангов; (б) - лопатков; (в) - с псевдокипящ слой; (г) - пропелерен; (д) - роторен.

Смесителите с псевдокипящ слой (фиг.2.9.в) намират все по-широко приложение за хомогенизиране на прахообразни материали. Те са непрекъснато действащи машини, при които чрез вала се задвижва ротор, състоящ се от горен диск и долен диск. При въртенето на ротора с голяма периферна скорост (5-8 m/s) прахообразният материал се изхвърля към периферията на корпуса, премества се на горе и от там през централния отвор на горния диск отново попада в интензивна циркулация. Това състояние на прахообразния материал наподобява кипенето на течност, което е дало названието на смесителя.

Пропелерният смесител (фиг.2.9.г) се използва главно за смесване на прахообразни материали.

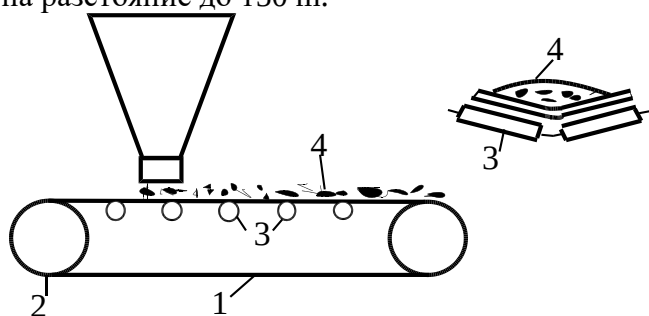
Роторните смесители (фиг. 2.9.д) имат един или два ротора с различна форма, които се въртят един срещу друг. Намират приложение за хомогенизиране на пастообразни материали.

Освен посочените, в практиката са намерили приложение и други смесители, например шнековите.

2.6. Транспортиране на твърди материали.

В промишлеността широко се използва механизация на транспорта на суровините, полупродуктите и готовите изделия. Голямото разнообразие от материали и процеси предопределя съществуването на различни транспортни инсталации. В зависимост от агрегатното състояние те са предназначени за твърди, течни и газообразни вещества. Могат да работят периодично или непрекъснато и да пренасят материалите хоризонтално, под ъгъл или вертикално. Твърдите материали могат да бъдат в насипно състояние, амбалирани, профилирани и др., което изисква специфични конструктивни решения на транспортните съоръжения. В този раздел ще бъдат разгледани само съоръженията за транспортиране на твърди прахообразни (зърнести) материали.

Транспортната лента (фиг.2.10.) представлява безкрайна лента от гумиран плат (1), която е опъната между два барабана (2). Единият от тях е свързан с електродвигател, привещащ лентата в движение. Опорните ролки (3) са предназначени да предадат на лентата коритообразна форма. Това спомага за увеличаване на количеството на пренасяния зърнест материал и за намаляване на механичните загуби. Насипният материал (4) от захранващия бункер (4) се подава в единия край на лентата през отвор с регулируемо сечение. Транспортната лента се използва за пренасяне на материали в хоризонтална посока или под известен ъгъл (20-25°) на разстояние до 150 m.



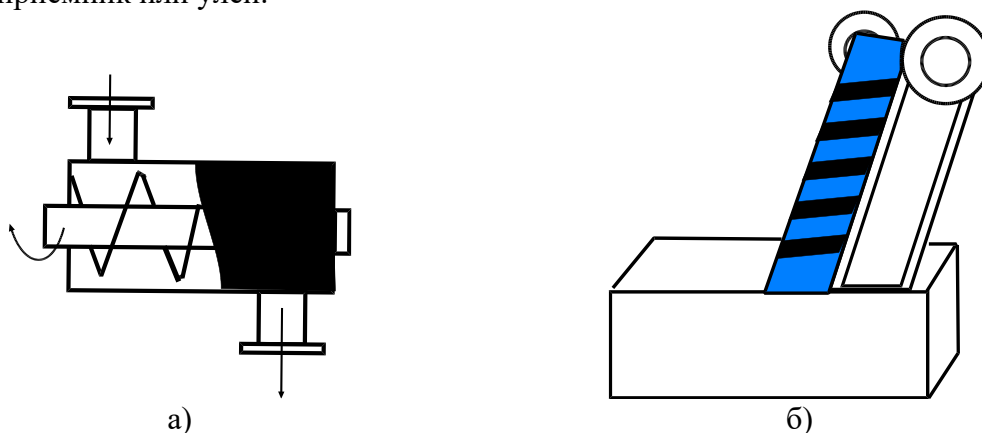
Фиг.2.10.Схема на транспортна лента.

За транспорт на прахообразни или ситнозърнести материали в хоризонтална посока или под наклон до 45° се използва шнеков (винтов) транспортър (фиг.2.11.а), а за пренасяне във вертикална посока - кофъчен елеватор (фиг.2.11.б).

Шнековият транспортър се състои от корпус (1), в който се върти вал (2) със спирално навита и закрепена към него лента (3). Материалът постъпва през вход (4) и при въртенето на вала с лентата се придвижва към разтоварващия изход (5), като едновременно с това се разбърква и хомогенизира.

Кофъчният елеватор включва безкрайна лента (1), на която на равни разстояния са закрепени кофички (2) за материала. Лентата е опъната между два барабана, единият от

които е задвижващ. При неговото въртене лентата с кофичките се привежда в движение, така че кофичките преминават през съда за материала (3), пълнят се и се издигат във вертикална посока. След преминаване на горния барабан (4) те се обръщат и материалът се разтоварва в специален приемник или улей.



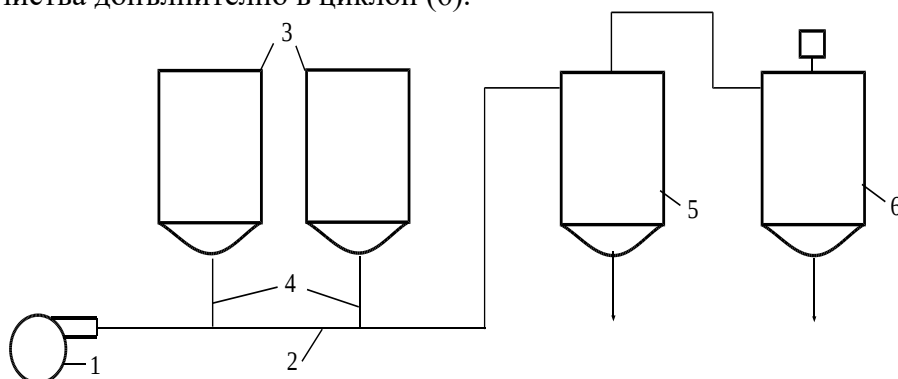
Фиг.2.11.Схема на: а) шнеков (винтов) транспортър ; б) кофъчен елеватор

За транспорт на насипни и зърнести материали все по-широко се използва пневмотранспорт, който се осъществява от въздушен поток в неподвижни херметични тръбопроводи. Пневмотранспортът е по-съвършен в сравнение с механичния транспорт. Производителността на пневмотранспортните инсталации достига стотици тонове, разстоянията - до няколко километра и височината - повече от 100 m. Основен недостатък е повишеният разход на електрическа енергия.

Пневмоинсталациите работят при ниско (до 5000 Pa), средно (до 10000 Pa) и високо (над 10000 Pa) налягане. Биват още прости (с един тръбопровод) и разклонени (с два и повече тръбопровода).

Класифицирането на пневмотранспортните инсталации се извършва по различни принципи. В зависимост от начина на създаване на разликата в налягането в началото и в края на тръбопровода те работят под налягане, под вакуум или смесено.

На фиг.2.12. е представена схема на пневмотранспортна инсталация, работеща под налягане. Компресорът (1) нагнетява въздух в тръбопровода (2). Продуктът за транспортиране се подава от бункери (3) през специални шлюзови затвори (4), осигуряващи херметичност на инсталацията. Сместа от въздух и зърнест материал се движи по тръбопровода и постъпва в приемно устройство (5), където се осъществява отделянето на материала от въздуха и извеждането му от инсталацията. Преди изхвърлянето в атмосферата, въздухът се очисти допълнително в циклон (6).



Фиг.2.12.Схема на пневмотранспортна инсталация под налягане.

Пневмотранспортните инсталации под налягане работят при висока производителност и пренасят материал на големи разстояния. При тях транспортът се осъществява от един център към няколко разтоварващи точки. Работят по-икономично от вакуумните. Техен

недостатък е необходимостта от специални устройства, които трябва да осигурят херметичност и условия за зареждане на материала в тръбопровод, намиращ се под налягане.

При вакуумните пневмотранспортни инсталации е възможно пренасянето на зърнестия материал от няколко точки до един общ център. Материалът от бункери, през специални дозиращи устройства се засмуква от вентилатора за високо налягане. Чрез подходящо регулиране на дозаторите е възможно да се изготвят смеси от различни материали в пропорции според технологичния регламент на съответното производство. Сместа от въздух и прахообразни материали по тръбопровода постъпва в циклон, където става тяхното разделяне. Чрез шлюзов затвор отделеният материал (смес от материали) се подава в приемния бункер и се отправя по технологичната линия. Запрашеният въздух преминава през филтър за по-пълно почистване, след което напуска инсталацията през вентилатора. Вакуумът в системата се поддържа чрез клапани.

При смесените пневмотранспортни инсталации с една въздуходувна машина се осъществява транспорт под вакуум от няколко точки до един център и след това под налягане от този център към няколко приемни точки. Въздуходувната машина създава разреждане във вакуумната част и налягане в нагнетяващата част на инсталацията. По такъв начин продуктът се транспортира на големи разстояния.

ГЛАВА 3. ХИДРОМЕХАНИЧНИ ПРОЦЕСИ

Тези процеси се подчиняват на законите на хидродинамиката (науката за движение на течностите и газовете). Такива процеси са преместването и разбъркването на флуиди, разделянето на газови и течни нееднородни системи чрез утаяване, филтруването, центрофугирането и др.

3.1. Нееднородни системи.

Използваните в индустриалните технологии суровини и получаваните междинни (крайни) продукти могат да бъдат както еднородни, така и нееднородни. Нееднородността на една система може да се разглежда в два аспекта: по химичен състав и по агрегатно състояние. Очевидно химически нееднородните системи са съставени от повече от едно химично съединение. Те могат да бъдат хомогенни и хетерогенни, т.е. състоящи се от една фаза или от две фази. Следователно, фаза е хомогенната част на една хетерогенна система.

3.1.1. Класификация на дисперсните системи.

Хетерогенните системи са нееднородни по агрегатно състояние и обикновено се наричат дисперсни системи. Следователно дисперсна система е смес от две или повече вещества в различно агрегатно състояние. Всяка дисперсна система се състои от дисперсна среда (непрекъснатата фаза) и дисперсна фаза, разпределена сравнително равномерно в дисперсната среда. Двете фази във всички части на система са разделени с гранична повърхност. Както дисперсната фаза, така и дисперсната среда могат да се състоят от различни вещества в трите агрегатни състояния. Истинските разтвори също спадат към дисперсните системи, но са хомогенни, макар да са химически нееднородни системи.

Класификацията на дисперсните системи според агрегатните състояния на фазите е показана в табл. 3.1.

табл.3.1. Класификация на дисперсните системи.

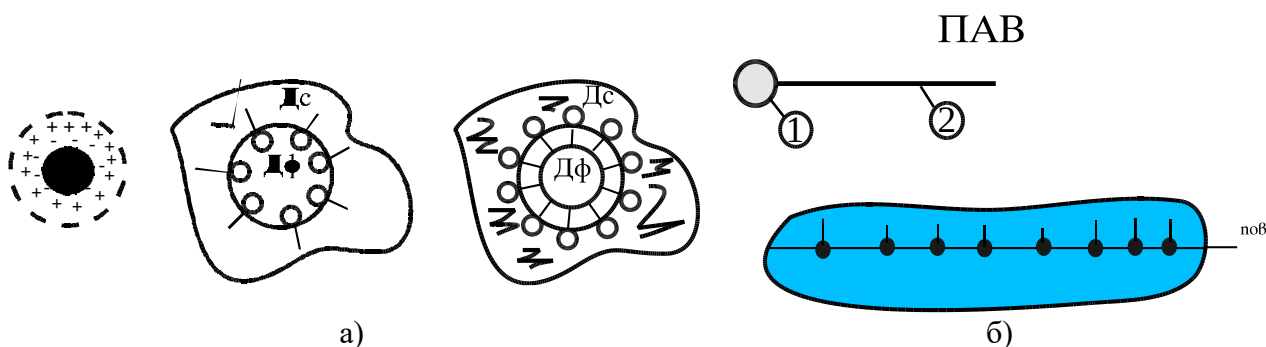
Дисперсни системи	Дисперсна фаза	Дисперсна среда	Примери
1.Газообразни	течност твърдо вещество	газ газ	аерозоли (мъгла, прах, дим)
2.Течни	газ течност твърдо вещество	течност течност течност	пени емулсии суспензии
3.Твърди	газ течност твърдо вещество	твърдо вещество твърдо вещество твърдо вещество	твърди пени течност в кристали минерали, сплави

Практически няма производство, което да не е свързано с обработката на нееднородни системи. Най-често се срещат дисперсни системи с течна и с газова дисперсна среда.

3.1.2. Свойства на дисперсните системи.

Основните характеристики на дисперсните системи, освен с вида на дисперсната среда, са свързани и с големината на частиците на дисперсната фаза (табл.3.2.).

Свойствата на нееднородните (грубо-дисперсни и колоидни) системи са в пряка зависимост от структурата им (фиг.3.1.). Около всяка частица се изгражда двоен електричен слой от адсорбирани йони и противойони (а) или слой от адсорбирани молекули (б) на повърхностно-активни вещества (ПАВ).



Фиг.3.1.Схема на частица от дисперсната фаза: мицел (а); суспендирана (емулгирана) частица (б).

табл. 3.1.2. Характеристики на дисперсни системи.

Дисперсни системи	Размери на частиците на дисперсната фаза, nm	Вид на частиците	Еднородност на системата	Стабилност на системата
1.Грубо-дисперсни системи 1.1.Груби 1.2.Фини 1.3.Мътилки	над 100000 500-100000 100-500	твърди частици, капчици мехурчета	хетерогенни	нестабилни
2.Колоидно-дисперсни системи	1-100	макромолекули, групировки от атоми, молекули, йони	микро-хетерогенни	с различна стабилност
3.Молекулно-дисперсни системи	под 1	молекули, йони	хомогенни	стабилни

При колоидните дисперсии частицата, заедно с адсорбираните йони и противойоните привлечени от тях, се нарича мицел.

А. Кинетични свойства.

Частиците на грубите дисперсии и особено на колоидните дисперсни системи се намират в непрекъснато хаотично движение, наречено брауново. То е резултат на топлинното движение на молекулите на разтворителя, което се предава на частиците на дисперсната фаза.

Б. Оптични свойства.

Поради големия размер на частиците, дисперсните системи разсейват светлината във всички посоки (тиндалов ефект).

В. Електрични свойства.

Както беше вече показано, частиците на дисперсните системи имат определен електрически заряд, дължащ се на адсорбираните йони (ПАВ). Този заряд се нарича дзета потенциал. Поставени в електрично поле, заредените частички получават насочено движение. Този процес се нарича електрофореза.

Г. Стабилност на дисперсните системи.

Стабилността на дисперсните системи е много важна при използването им в различните индустриални технологии. Факторите, които влияят върху стабилността са: природата на дисперсната система (агрегатното състояние на дисперсната среда и дисперсната фаза); плътността и вискозитетът на дисперсната среда и дисперсната фаза; концентрацията на дисперсната фаза, размерите на частиците ѝ и вида (характера) на повърхностния слой; външните влияния (разбъркване, температура, добавяне на вещества, потенциална разлика и др.).

При своето хаотично движение, частиците на дисперсната фаза се срещат. Когато при тези срещи частиците се отблъскват (поради електростатични сили на отблъскване между обвивките), нееднородната система е сравнително стабилна във времето. Независимо от това, частиците на дисперсната фаза под влияние на силата на тежестта, макар и с различни скорости, се утаяват, при което нееднородната система се разделя. Този процес се нарича седиментация. Колкото една система има по-фина дисперсна фаза и колкото по-малка е разликата между плътността на фазата и средата, толкова системата е по-устойчива на седиментация.

Когато при срещата частиците не се отблъскват, се наблюдава тяхното уголемяване. Този процес за грубите дисперсии се нарича агрегация (агломерация), а за колоидите - коагулация (флокулация). Уедрените частици седиментират по-бързо. Следователно тези процеси могат да се използват за ускоряване разделянето на нееднородните системи, когато това е необходимо в дадена индустриална технология.

Грубо-дисперсните системи са нестабилни и с течение на времето се разделят. Фино-дисперсните системи и особено колоидните системи, са сравнително стабилни във времето.

Една емулсия губи своята стабилност на два етапа. В началото се получават агрегати (коагулация, флокулация), които в последствие се сливат в по-големи капчици (коалесценция). Процесът продължава до пълното разделяне на емулсиите (разслояване). В зависимост от плътността на фазите дисперсната фаза може да се оформи над или под дисперсната среда.

При емулсиите названията дисперсна фаза и дисперсна среда са в известна степен условни. При повишаване на концентрацията на дисперсната фаза е възможно да се получи сливане на капките, тяхното окрупняване и преминаване на дисперсната система в състояние, при което дисперсната фаза заема положението на дисперсната среда. Това явление се нарича инверсия на фазите.

Колоидна система, намираща се в течно състояние (преди коагулацията) се нарича зол. След коагулацията системата преминава в състояние гел. Когато това преминаване е обратимо се нарича тиксотропия на колоидната система, като процесът се нарича пептизация.

3.1.3. Получаване на дисперсни системи.

Нееднородните системи се получават на различни етапи на индустриалните технологии. Получаването им може да е целенасочено (когато технологията го изисква), но може да е самоволно (следствие от други въздействия върху суровините). Независимо то това, методите за получаване на нееднородни системи са два.

Когато дисперсната фаза се разпределя по механичен път в дисперсната среда, методът за получаване на нееднородната система е диспергиране, например: при надробяването, пресяването и пресипването на твърдите материали; при разтварянето и сушенето им; при механичното надробяване на течности; при барботажните процеси; при абсорбцията и дестилацията; при процесите на горене и пр. Размерът на частиците на дисперсната фаза, получена по този метод, е в границите 5-50 μm .

Когато нееднородната система се получава чрез уедряване (агломериране) на по-малки частици, методът се нарича кондензиране. При този метод размерът на частиците на дисперсната фаза е по-малък (0.01-0.3 μm).

3.1.4. Разбъркване.

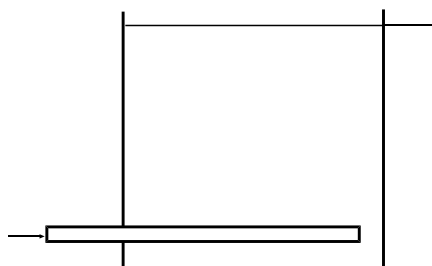
Разбъркването е широко използван процес в индустриалните технологии: за получаване на хомогенни разтвори; за хомогенизиране на нееднородни системи; за интензификация на химичните, топлообменни и масообменни процеси и др. В практиката са намерили място най-различни методи за разбъркване, които могат да се класифицират в следните групи: с механични бъркалки; с пропускане на газ (пневматично разбъркване); с многократна циркулация и др.

Най-голямо приложение са намерили механичните бъркачки.

Всяка бъркачка има пусков период, работен период и период на спиране. Най-голяма е мощността необходима през пусковия период (преодоляват се инерцията на разбъркваната маса, триенето и съпротивлението в нея, инерцията на въртящите се части и триенето в лагерите).

Сравнително висока ефективност се постига и при пневматичното разбъркване, изразяващо се в пропускане на газ през течна смес. То се прилага при смеси, които имат малък вискозитет, не съдържат летливи компоненти и не променят състава си в нежелана посока при преминаването на газа през тях.

Пропускането на газови потоци през течни среди под формата на малки мехурчета се нарича барботиране, а апаратите (фиг.3.4), в които се провежда – барботьори или аератори (когато газа е въздух). Газовата струя се разпределя в обема на сместа през перфорирани елементи, разположени на дъното на барботьора по схема, осигуряваща равномерното разпределение на мехурчетата в целия обем на подлежащата на разбъркване течна система. Отворите насочват газа частично тангенциално, с цел по-добро разбъркване. Барботирането, като процес, освен за семесване може да се използва и в други индустриални технологии.



Фиг.3.4.Схема на барботьор.

Ефективността на разбъркването се определя с достигнатата степен на еднородност на разбъркваната среда във всичките ѝ точки. Степента на еднородност се определя по отношение на някакъв фактор (например, температура, концентрация на даден компонент и др.), който се контролира в различни точки на сместа.

3.2. Разделяне на нееднородни системи.

В промишлеността често се налага разделяне на дисперсната фаза и среда на хетерогенните системи. Разнообразието на нееднородните системи и различните размери на отделяната дисперсна фаза обуславят и множеството методи, използвани за тяхното разделяне.

Изборът на метод за разделяне на нееднородната система зависи от желаната степен на разделяне; от природата на дисперсната система; от агрегатното състояние; от размерите на частиците; от концентрацията на дисперсната фаза; от температурата; от вискозитета и плътността на дисперсната среда и др.

Количественият показател, който характеризира разделянето на нееднородната система, е степента на разделяне (θ , %), която се определя по следната формула:

$$\theta = \frac{m_1 \cdot 100}{m_2} ,$$

където: m_1 е количеството на отделената дисперсна фаза; m_2 – началното количество дисперсна фаза в нееднородната система.

3.2.1. Движение на твърди частици в течност или газ.

При технологичните процеси утаяване, класификация и други, се наблюдава движение на твърди частици в течна или газова среда под действие на различни сили. Това движение зависи от съпротивлението на средата, което е насочено срещу движението на телата и се определя от съпротивлението на инерционните сили и силите на триене.

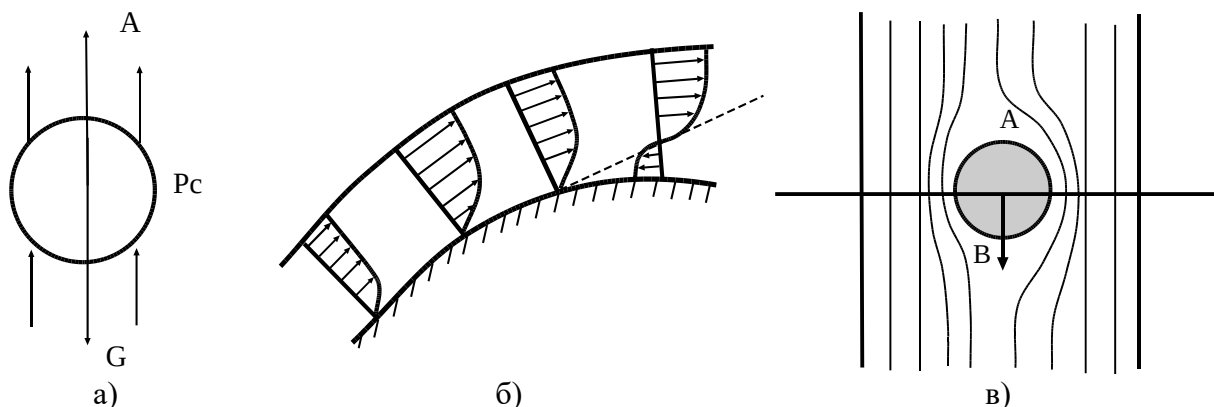
При много малки скорости на движение на частиците в течна среда (например, утаяване на частици с малки размери), общата сила P , която действа от страна на потока върху сферична частица с радиус r се определя от следния израз:

$$P = P_1 + P_2 = \frac{4}{3} \cdot \pi r^3 \cdot \rho \cdot g + 6 \cdot \pi \cdot r \cdot \mu \cdot \omega_0,$$

където: ρ е плътността на частицата, kg/m^3 ; g – земното ускорение, m/s^2 ; μ – вискозитетът на средата, $\text{Pa}\cdot\text{s}$; ω_0 – скоростта на потока далеч от частицата, m/s .

P_1 е силата на изтласкване на частицата, която действа и в неподвижна течност. P_2 е пълната сила на съпротивление. Тя се проявява само при движение на потока и се явява кинетичната компонента на общата сила, която действа на сферичната частица:

$$P_2 = P_k = 6 \cdot \pi \cdot r \cdot \mu \cdot \omega_0$$



Фиг.3.5. Обтичане на сферична частица от ламинарен поток (а); схема на откъсване на граничния слой (б); движение на частицата в турбулентен поток (в).

При обтичане на телата течението извън граничния слой се характеризира със закономерностите за идеалните течности, като силите на триене могат да се пренебрегнат. При разглеждане на граничния слой е необходимо да се вземат предвид и силите на триене, които предизвикват забавяне на движението на течността близо до обтекаемата повърхност.

При нарастване на налягането по дължината на обтекаемата повърхност течността от граничния слой, поради малката си кинетична енергия, не може да се придвижи значително към областта на повишено налягане. Близо до повърхността на обтичане течността започва да се движи в посока, противоположна на външното течение. Това явление играе ролята на клин, който се забива между повърхността на частицата и граничния слой (фиг.3.5.б). В резултат на това става откъсване на граничния слой и се увеличава рязко дебелината му.

Турбулентността на основния поток води до неустойчивост на ламинарния граничен слой, който преминава в турбулентен граничен слой със значително по-голяма дебелина.

При откъсване на граничния слой от повърхността на обтичаната частица с развитие на турбулентността близо до тази повърхност се понижава налягането. В резултат на това възниква вихрообразване в областта на понижено налягане (фиг.3.5.в).

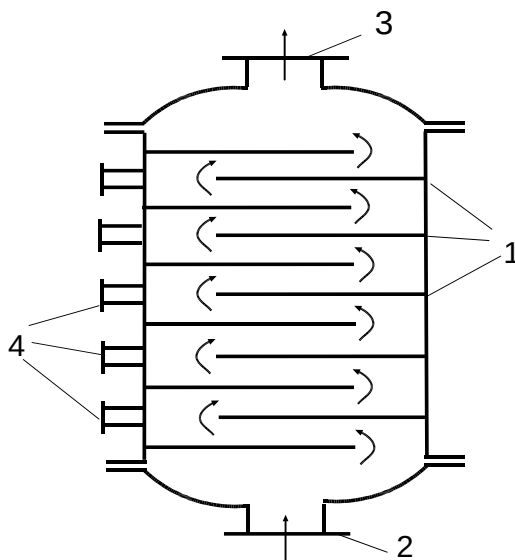
3.2.3.Разделяне на газови нееднородни системи.

Газовите нееднородни системи в индустриалните технологии са изключително многообразни. Това се дължи главно на различните физични свойства на твърдата фаза и различния химичен състав, температура и влагосъдържание на газовата среда. При разделянето на газовите нееднородни системи се поставят за решаване различни задачи - от отделяне само на грубите фракции до улавяне на фино- дисперсните частици. Газовите нееднородни системи се различават също по концентрацията на дисперсната фаза и обемните разходи на потоците, движещи се по технологичните линии. Всичко това обуславя многообразието на методите и апаратите, в които се извършва разделянето на газовите нееднородни системи.

3.2.3.1. Гравитационно утаяване.

В газовите нееднородни системи дисперсната фаза има обикновено много по-голяма плътност в сравнение с дисперсната среда. Всяка частица, под влияние на земното ускорение, ще се утаява в средата и движещата сила на този процес е равна на разликата в плътностите на частиците и средата.

Гравитационният механизъм на прахоотделяне се основава на естественото утаяване на праха под действието на силата на тежестта при бавно движение на газовия поток. Към гравитационните апарати се отнасят обезпрашителните камери, които имат различни конструктивни модификации. В тях се създават такива условия, при които силата на тежестта преобладава над силата на взаимодействие на частиците твърда фаза с потока, в резултат на рязкото намаляване на скоростта на газа в камерите. В обезпрашителните камери (фиг.3.7.) утайтелното пространство се формира от листове (1), които са на разстояние 40-100 mm един от друг.



Фиг.3.7.Схема на обезпрашителна камера.

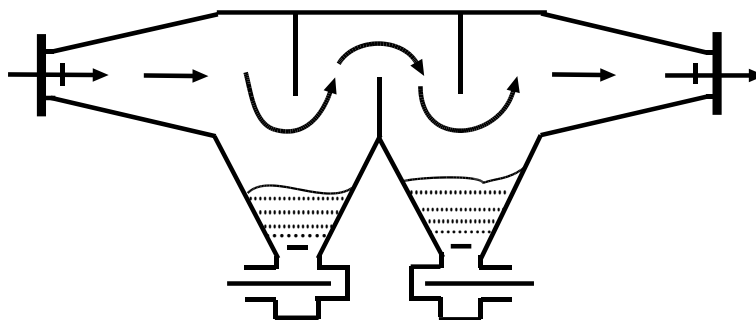
По такъв начин се увеличава ефективността на прахоотделянето, защото се образуват много утайтелни пространства с малка височина, но с голяма площ. Запрашеният газ влиза през вход (2), последователно преминава през тях, очиства се и напуска камерата през изход (3). Отложеният прах по листовете се почиства през отворите (4).

Обезпрашителните камери се използват за грубо очистване на газовете и позволяват да се уловят частици с размери над 100 μm . Ефективността на очистването в тях не превишава 40-50 % при скорост на газа 1-2 m/s.

3.2.3.2. Инерционно утаяване.

Принципът на действие на инерционните прахоуловители е основан на използване силите на инерция при рязко изменение на посоката на нееднородния газов поток. Твърдите частици имат по-голяма маса и следователно по-голяма инертност. При изменение посоката на движение на сместа, те запазват първоначалната посока на движение и се отделят от газа. Това се постига, например чрез поставяне на прегради по пътя на газовия поток (фиг.3.8.).

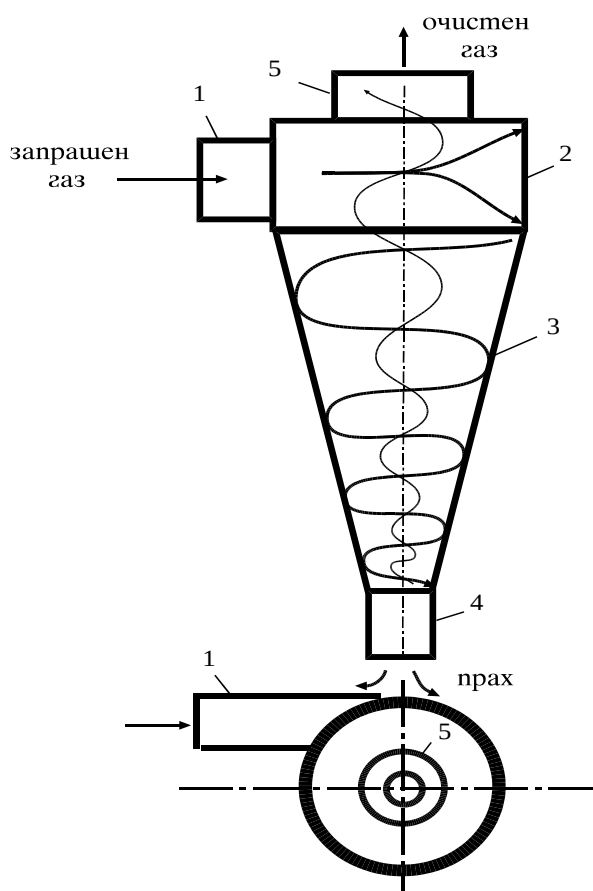
Инерционните преградни прахоуловители са с различни размери и конструкции. Степента на очистване на газовете в тях достига 65-85 % за частици с размер над 20 μm . Оптималната входяща скорост на газа е 12-20 m/s. При скорост под тези стойности степента на разделяне на газовата нееднородна система намалява, поради намаляване на действието на инерционните сили.



Фиг.3.8.Схема на инерционен преграден прахоуловител.

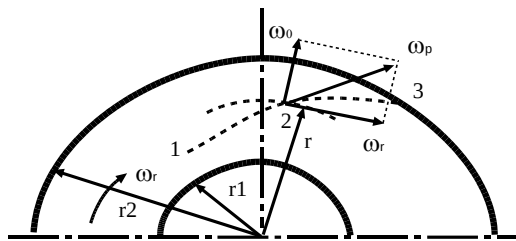
Центробежната сила, използвана като инерционна сила за разделяне на газови нееднородни системи, дава значително по-големи възможности от преградните прахоуловители. Непрекъснатото утаяване на газови нееднородни системи по този метод е възможно чрез предаване на въртеливо движение на нееднородната смес. Апаратите, използвани за тази цел, се наричат ЦИКЛОНИ. В тях газовият поток се завърта, като се подава тангенциално в цилиндричната част на циклона или чрез използване на специални винтови завихрители.

Запрашеният газ, през щуцер (1), постъпва тангенциално в циклона (фиг.3.9.) със скорост 15-20 m/s, в резултат на което придобива въртеливо движение и се премества отгоре надолу в цилиндричната (2) и след това в коничната част (3) на апарата. Съдържащите се в газовата смес твърди частици се отхвърлят от центробежната сила към стените на циклона, удрят се в тях, губят кинетичната си енергия и се свличат надолу, откъдето през тръба (4) се извеждат от апарата. Очистеният газ непрекъснато напуска циклона през централната тръба (5). Вътре в апарата възникват два спирални потока - низходящ (по периферията) и възходящ (в централната част).



Фиг.3.9.Схема на циклон.

Твърдите частици, които попадат в циклона, се движат по сложна траектория под едновременното действие на центробежната сила, силата на тежестта, съпротивлението на движещия се газов поток и Архимедовата сила. При условията за разделяне на газовата нееднородна система в циклона силата на тежестта и Архимедовата сила могат да се пренебрегнат.



Фиг.3.10.Схема на движението на частица в циклон.

Всяка частица (фиг.3.10.) под действието на газовия поток би трябвало да се движи, по окръжност с център оста на апарата, със средна скорост ω_r и едновременно да се премества радиално под действие на центробежната сила със скорост ω_o . В резултат на това сложно движение частицата се движи към стената на циклона със скорост ω_p , която е с посока по допирателната във всяка точка на траекторията на движение на частицата.

Очевидно ω_o ще играе ролята на утаяващ фактор. За да му се даде оценка ще трябва да се съпоставят центробежната сила $\left(F_{\phi} = \frac{m \cdot \omega_r^2}{r} \right)$ и силата на тежестта ($G = m \cdot g$):

$$\frac{F_{\phi}}{G} = \frac{m \cdot \omega_r^2}{r \cdot m \cdot g} = \frac{\omega_r^2}{r \cdot g} = Fr_{\phi} = K_p$$

Полученото отношение, показва колко пъти Fr_{ϕ} е по-голяма от теглото на частицата и представлява отношението на центробежното ускорение към земното ускорение. То е безразмерна величина, аналогична на критерия на Фруд ($\omega^2 l / g$) и се нарича ФАКТОР НА РАЗДЕЛЯНЕ (центробежен критерий на Фруд) - K_p .

Обикновено циклоните имат диаметър на цилиндричната част 0,8-1,0 m. Височината им е 4-5 пъти по-голяма от диаметъра. Те се използват главно за прахогазови смеси с диаметър на частиците над 5-10 μm . В зависимост от свойствата на твърдата фаза и нейния дисперсен състав, к.п.д. на циклона се движи в широки граници - 0,5-0,95.

Ефективността на циклоните с малък диаметър (0,15-0,20 m) е значително по-висока, поради което все по-голямо приложение намират батерийните циклони (няколко малки циклона, разположени в общ корпус).

Циклоните са високоефективни газоочистващи съоръжения с производителност 18-20 m^3/s . Имат проста конструкция, лесно се обслужват и могат да работят до температура 400°C. Към недостатъците им се отнасят голямото хидравлично съпротивление, шумната работа, абразивното действие на твърдите частици върху стените и др.

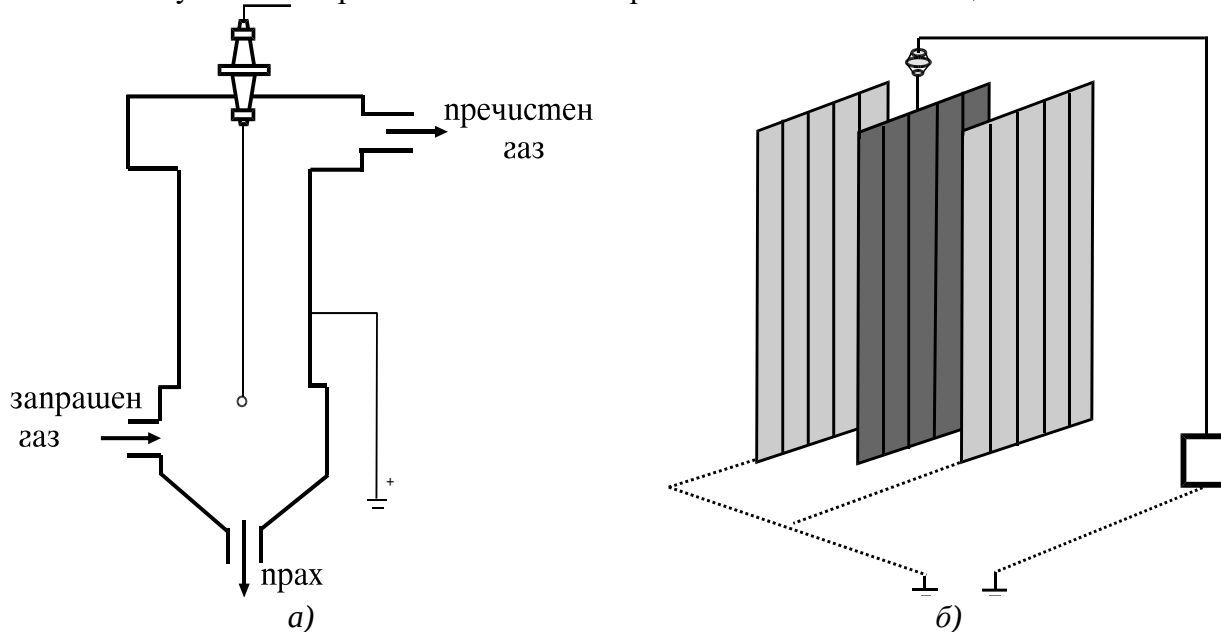
3.2.3.3. Утаяване в електрично поле.

Този метод за разделяне на газови нееднородни системи с твърда и течна дисперсна фаза се основава на явлението йонизация на газовите молекули в електрично поле, създавано между два електрода. Апаратите, в които се осъществява утаяването в електрично поле, се наричат електрофилтри, а самият процес - електроочистване или електрофилтруване.

Електрофилтрите се използват главно за отделяне на малки частици ($< 2 \mu m$). Те се състоят от два електрода с различна по големина повърхност. При свързването на електродите с източник на постоянен ток между тях възниква нееднородно електрично поле. Ако единият електрод е метален проводник, а другият - тръба или пластина (фиг.3.11.), то напрежението на полето ще намалява от проводника към другия електрод. При определена стойност на потенциалната разлика в газовото пространство между електродите възниква

електричен разряд. Това явление се нарича коронно изпразване и е съпроводено със съскане и светене около корониращия (отрицателния) електрод.

Около вътрешния електрод се получават както положителни, така и отрицателни газови йони. Те имат достатъчна скорост, за да йонизират при удар неутралните частици. По този начин се увеличава броят на йоните - извършва се лавинна йонизация на газа.



Фиг.3.11.Схеми на електрофилтри: (а) - тръбен; (б) - пластинчат.

Под действие на електричното поле положителните йони се движат по посока на отрицателния електрод, а отрицателните йони към положителния тръбен или пластинчат електрод. Тъй като силата на полето намалява към положителния електрод, скоростта на отрицателните йони също намалява и те не предизвикват ударна йонизация. Следователно, в по-голямата част от пространството ще има основно движение на отрицателно заредени йони.

При пропускане между електродите на газова нееднородна система, газовите йони при съприкосновение с твърдите или течни частици ще им предават своя заряд и ще ги увличат със себе си. Извън короната има предимно отрицателни йони и затова носените частици се зареждат най-вече отрицателно. Те се отлагат на положителния електрод, който се нарича утаителен. Полепналият прах по електродите се отделя механично - чрез периодически вибриране или измиване.

Тръбните електрофилтри се състоят от множество вертикални метални тръби (утаителни електроди) с диаметър 0,15-0,30 m и дължина 3-4 m. Корониращите електроди са от метален проводник с диаметър 1-2 mm и са разположени по осите на тръбите.

При пластинчатите електрофилтри ролята на утаителни електроди играят вертикални листове с различен профил или мрежи. Между тях са разположени на обща рамка проводниците, свързани с отрицателния полюс.

Тръбните електрофилтри имат предимство, че при тях е възможно да се използва по-високо напрежение на електричното поле, което води до по-висока относителна производителност. Пластинчатите електрофилтри са по-компактни, имат по-лесен монтаж и са по-достъпни за почистване на електродите от отложения прах.

В зависимост от вида на улавяните частици, електрофилтрите биват сухи и мокри. Сухите електрофилтри са предназначени за почистване на газови нееднородни системи от твърди частици, а мокрите - от течни капчици.

За електрофилтрите важно значение имат критичното напрежение (E_k), при което се появява короната около проводника, времето (τ), за което частицата достига утаителния електрод и се отлага върху него и степента на разделяне (очистване) на прахогазовата смес.

За получаване на достатъчна плътност на йонния поток, работното напрежение (E_p) трябва да бъде 1,5-2,5 пъти по-високо от E_k . Обикновено $E_p = 35-70$ kV за разстояние между електродите 0,1-0,2 m.

Степента на почистване (θ) на тръбен електрофилтър се определя от израза:

$$\theta = 1 - e^{\frac{-2 \cdot \omega_{\text{ут}} \cdot L}{R \cdot \omega_r}},$$

където: $\omega_{\text{ут}}$ е скоростта на утаяване на частиците; L и R - дължината и радиуса на утайтелния електрод; ω_r - скоростта на газа.

Висока степен на почистване (висок к.п.д.) може да се постигне при големи стойности на $\omega_{\text{ут}}$ и L и малки стойности на R и ω_r .

В практиката θ има стойност 0,9-0,99, а разходът на електроенергия е 0,75-0,80 kW за 1000 m³ газ. Електрофилтрите работят при температура до 400 °C и запрашеност до 50 g/m³. Имат висока производителност и могат напълно да се механизират и автоматизират. Капиталните вложения и експлоатационните разходи при електрофилтруването обаче са високи, поради което то трябва да се разглежда като алтернативен процес на другите методи за почистването.

3.2.3.4. Мокро почистване.

Принципът на този метод се състои в контактуването на запрашения газов поток с течност (най-често вода), която умокря твърдите частици и ги изнася от апарата във вид на суспензия. Мокрото почистване е ефективен метод и същевременно - лесно осъществим. При някои конструкции апарати се улавят частици с размери под 1 μm. Може да се прилага и при повишена температура и влажност на газа. В някои случаи се осъществява едновременно почистване на газа от прах, абсорбция на газообразни примеси и охлаждане на газа. Най-съществен недостатък на мокрото прахоулавяне е, че твърдите частици се отделят във вид на суспензия и ако са ценни трябва да се отделят от течността, което оскъпява процеса. При почистване на агресивни газове, апаратурата и комуникациите трябва да се изработват от антикорозионни материали.

Поради сложния механизъм на мокрото почистване засега не е разработен точен аналитичен метод за изчисляване ефективността на мокрите прахоуловители.

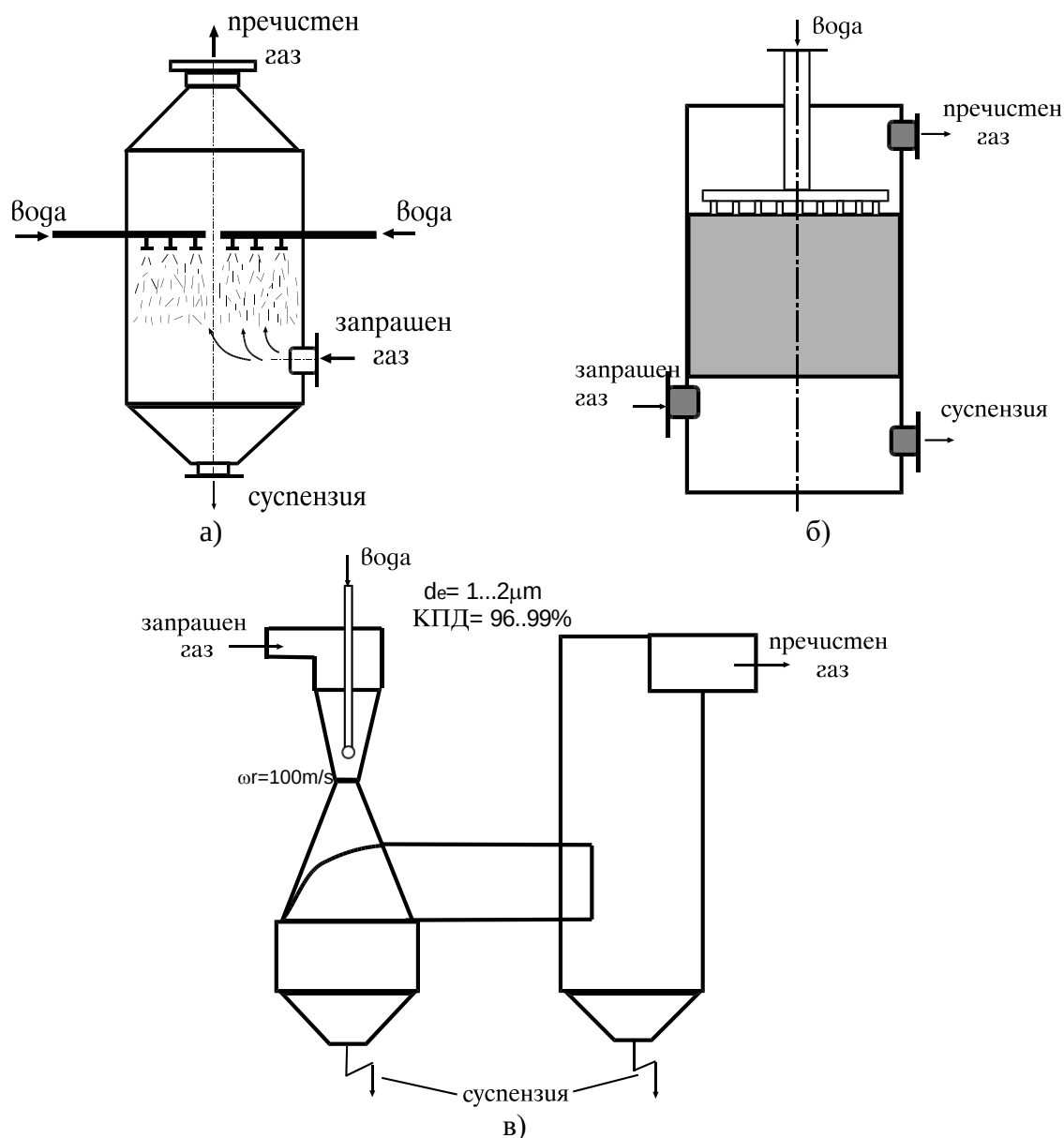
В индустриалните технологии се използват различни по конструкция мокри прахоуловители: колони с дюзи или с пълнеж, барботажни колони (пенни апарати) и скрубери.

В колоните с дюзи (фиг.3.12.а) газовете преминават през завеса от разбита на капки вода. Най-често се използва противоточна схема на взаимодействие между течността и газа. При нея капките течност, получавани от разпръсквателни устройства (дюзи), падат срещу потока от запрашен газ. Изискването към капките е те да бъдат достатъчно

Ефективността от работата на колоните с дюзи зависи от височината им, разхода на вода и степента на капкообразуване, както и от гранулометричния състав на праха. Те осигуряват висока степен на почистване при улавяне на частици с диаметър над 10 μm. Скоростта на газа в колоната трябва да бъде под 1,5 m/s.

В колоните с пълнеж (фиг.3.12.б) върху една или няколко решетки се поставят керамични тела с различна форма с цел увеличаване на контактната повърхност между газа и течността. Диаметърът на колоните е 0,2-3 m, а височината - 2-40 m.

Чрез разпръсквател течната фаза се подава равномерно по цялото сечение на колоната и се стича по пълнежа. В противоток се движи газовата фаза. Поради особената си форма, пълнежът осигурява достатъчна специфична повърхност (повърхността в единица обем) и свободен обем (незаетото пространство от единица обем пълнеж). За да се подобри контактът между течната и газовата фаза е необходимо да се увеличи скоростта на газа, т.е. турбулентността на потоците.



Фиг.3.12.Схеми на апарати за мокро почистване:
(а) - колона с дюзи; (б) - колона с пълнеж; (в) - скрубер на Вентури.

Колоните с пълнеж имат просто устройство, голяма производителност, сравнително малки загуби от хидравлични съпротивления, лесно се обслужват и предпазват от корозия. Те се използват главно за фино прахоулавяне, за улавяне на мъгли, добре разтворим прах и най-вече при съвместно осъществяване на процесите "прахоулавяне", "охлаждане на газове" и "абсорбция".

Барботажните прахоуловители работят по същия принцип, както и барботьорите, използвани за разбъркване.

В практиката са намерили приложение също и различни скрубери: центробежни, механични, ежекторни, скрубери на Вентури (фиг.3.12.в). Последните са най-ефективните апарати за мокро почистване на газове и постепенно стават доминиращи.

В скруберите на Вентури се осъществява интензивно разбиване на течността на капки от газовия поток и последващо улавяне на частиците прах от получените капки. Конфузорът (1) служи за постепенно увеличаване на скоростта на газа. В него е разположено и устройството за подаване на водата (2). В гърловината (3) на скрубера на Вентури, газът придобива най-голяма скорост. В турбулентния поток се извършва разбиване на водата на ситни капчици. Те се смесват интензивно с частиците от прахогазовата смес в резултат на турбулизацията на потока. Поради разликата в скоростите на частиците прах и капките, се

извършва улавяне на праха от капките вода. В дифузора (4) скоростта на сместа от газ и капки намалява и става частично улавяне на капките в бункера-капкоуловител (5). Доочистването на газа от капките става в циклона-капкоуловител (6), а очистеният газ напуска апарата през изход (7). Водната емулсия се извежда през хидрозатвор (8).

Ефективността на очистването в скрубера на Вентури зависи от скоростта на газа в гърловината. За твърди частици с размер 1-2 μm и висока степен на очистване (96-99 %), скоростта на газовия поток в гърловината трябва да бъде над 100 m/s.

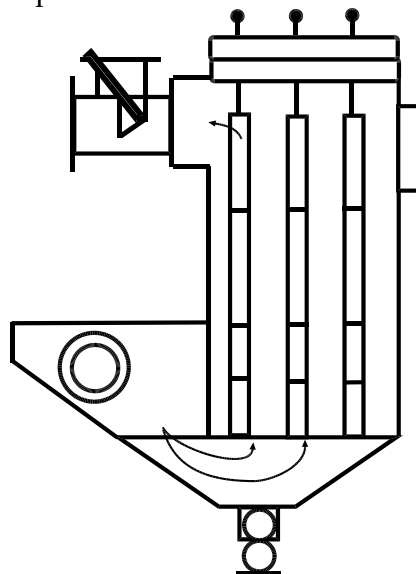
3.2.3.5. Филтруване на газови нееднородни системи.

Този процес се използва, когато разделянето е невъзможно да се осъществи в обезпрашителни камери и циклони. При филтрите се използват порести прегради, които пропускат газа и задържат на повърхността си твърдите частици.

Филтруващите прегради могат да се групират по следния начин:

- 1) еластични (тъкани от природни и синтетични влакна);
- 2) полутвърди (пакети метални мрежи, слоеве от влакна и др.);
- 3) твърди (плоски и цилиндрични порести прегради от керамика, пластмаси, спечени или пресовани метални прахове);
- 4) зърнести (слоеве от кокс, пясък и др.).

От филтрите, които използват тъканна преграда, най-широко приложение са намерили ръкавните филтри (фиг.44а). Те се състоят от херметичен метален корпус, разделен на няколко секции, в които се поставят тъканните ръкави. Ръкавите имат диаметър най-често 0,2 m и дължина 3 m. В горната си част те са окачени на обща рамка. Във всяка секция има по 12-25 ръкава. Запрашеният газ постъпва във всички ръкави и се филтрува през тъканта. Твърдите частици се отлагат, а преминалият газ напуска филтъра. Ръкавите се очистват от полегналия прах чрез периодично стръскване или вибриране и пропускане на сгъстен въздух в посока, противоположна на запрашения газ.



Фиг.3.13.Схема на ръкавен филтър.

Ръкавните филтри са високоефективни прахоуловителни апарати ($\eta = 97-99\%$) и могат да се използват за улавяне на частици с размери над 1 μm . Скоростта на филтруване в ръкавните филтри зависи от материала на ръкавите и свойствата на отделяния прах и се движи в границите 50-200 $\text{m}^3/(\text{mI.h})$. Очистеният газ е с ниска концентрация на твърдите частици (под 5 mg/m^3).

Недостатък на ръкавните филтри е големият разход на материал за ръкави и ограниченият диапазон на работни температури. Горната температурна граница се лимитира от свойствата на тъканта, а долната граница се определя от точката на оросяване на прахогазовата смес.

3.2.4. Разделяне на течни нееднородни системи.

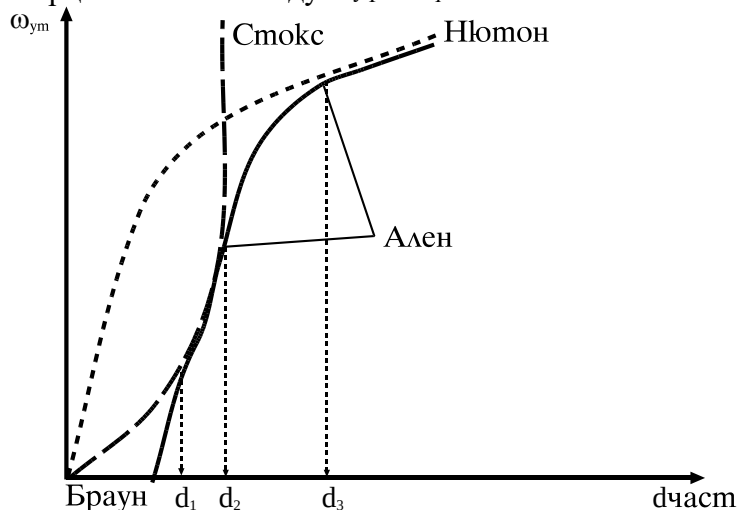
Разделянето на течни нееднородни системи е един от най-широко прилаганите процеси в индустриалните технологии. За тази цел се използват различни методи. Грубите дисперсни системи по своята природа са нестабилни, склонни са към утаяване и разделянето им е сравнително по-лесно. Фините суспензии изглеждат външно еднородни (само под микроскоп се забелязва нееднородността им). Те имат повишена устойчивост, която се дължи от една страна на брауновото движение и от друга - на електрически товари на частиците. В мътилките съществува интензивно брауново движение и при тях е невъзможно саморазделяне при покой. При емулсиите големината на разпределените капки може да се променя в широки граници.

Някои емулсии, в които дисперсната фаза се състои от сравнително малки по размери частици, не се утаяват под действието на силата на тежестта и образуват устойчиви емулсии, изискващи специални методи на разделяне. Следователно изборът на метод и апарат за всеки конкретен случай ще зависи преди всичко от природата на дисперсната система (концентрация на твърдата фаза, размер и природа на частиците, скорост на утаяване и др.). Така, например, за утаяването и центрофугирането от съществено значение е разликата в плътностите на течната и твърдата фаза, а за филтруването - размерите и формата на твърдите частици. Изборът на оборудване също зависи от това дали като първа задача се поставя получаването на бистра течност или твърд продукт, както и от изискването за влагосъдържанието на отделяната твърда фаза.

3.2.4.1. Гравитационно утаяване.

Този процес при течните нееднородни системи се различава от същия процес при газовите нееднородни системи главно с по-голямата плътност на дисперсната среда. Това води до намаляване на скоростта на утаяване.

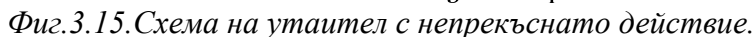
При частици с малки размери (d_1-d_2), кривата съвпада с графичното изразяване на закона на Стокс. Когато частиците са много фини ($<d_1$) се наблюдава отклонение от закона на Стокс, поради влиянието на брауновото движение. За частици с диаметър в диапазона d_2-d_3 се наблюдава пропорционалност между $\omega_{ут}$ и d_y - закон на Ален.



Фиг.3.14. Зависимост на скоростта на утаяване от диаметъра на частиците.

За най-големите частици ($>d_3$), зависимостта съвпада със закона на Нютон - наблюдава се пропорционалност между $\omega_{ут}$ и $\sqrt{d_y}$. Експериментални (емпирични) криви от вида $\omega_{ут} = f(d_y)$ за различните материали се използват за технологични изчисления.

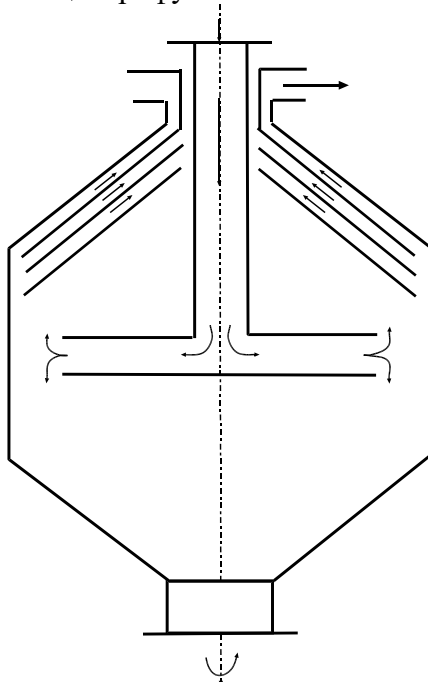
Гравитационното утаяване се извършва в апарати с периодично, полупериодично и непрекъснато действие. Най-голямо значение имат утаителите (сгъстителите) с непрекъснато действие (фиг.3.15.).



Получаваната утайка напуска утайтелите със съдържание на дисперсна среда 35-55 %. Това води до използването на утайтелите като апарати за предварително и частично разделяне на суспензиите. За по-пълно отделяне на течността се използват процесите центрофугиране или филтруване на получените утайки.

В практиката са намерили приложение различни конструкции утайтелни центрофуги. На фиг.3.16. е представена утайтелна центрофуга с непрекъснато действие. Суспензията (или емулсията) постъпва в барабана (1) по централната тръба (2) през вход (3) и попада в работното пространство. Под действие на центробежната сила се получават утайка и избистрена течност. Утайката се извежда през изход (4), а избистрената течност се движи към оста на барабана и през изход (5) напуска центрофугата. За да се интензифицира

разделянето на финодисперсни частици от течната среда потокът се разделя на тънки слоеве. Това се постига като на ротора на центрофугата се постави пакет от конични прегради (6).



Фиг.3.16.Схема на утайтелна центрофуга с непрекъснато действие.

3.2.4.3.Филтруване.

Този процес има доминиращо значение като метод за разделяне на течните нееднородни системи. То представлява хидродинамичен процес, при който се използват порести прегради за задържане на дисперсната твърда фаза и пропускане на течната дисперсната среда.

Филтруването и апаратите за неговото провеждане (филтрите), могат да се класифицират по различни признаци според:

А. Движещата сила на процеса. Филтратът преминава през филтруващата преграда под действието на хидростатичен течностен стълб (с напорни резервоари), повишено налягане над преградата или вакуум под нея, центробежна сила (в центрофуги);

Б. Механизма на процеса. При филтруването може да се образува утайка на повърхността на филтруващата преграда или процесът да е свързан със запушване на порите ѝ;

В. Целта на процеса - може да се получи суха утайка, чист филтрат или и двете заедно;

Г. Принципа на действие - филтруването бива периодично или непрекъснато;

Д. Природата на утайката - несвиваеми и свиваеми;

Е. Посоката на потока - движение отгоре надолу, отдолу нагоре или встрани.

Задържането на дисперсната фаза от филтруващата преграда най-често се извършва механично. При използване като преграда на активен въглен, активна глина, силикагел и др., освен механично задържане се извършва и адсорбция.

Природата и структурата на утайката, както и на филтруващата преграда, играят съществена роля при филтруването. От тях зависи порестостта и способността да се запазва формата и размера на порите при провеждане на процеса. Под действие на пада на налягането утайките и особено тези, които се състоят от много малки частици, се уплътняват. Порите на филтруващата преграда се запушват от тях и пропускливостта по отношение на филтрата намалява. Степента на свиваемост се увеличава с намаляване размерите на частиците и увеличаване на тяхната полидисперсност. При несвиваемите утайки не се наблюдава изменение на порестостта им.

Качеството на филтруването се характеризира със степента на задържане на дисперсната фаза. Тя зависи от природата на филтруващата преграда и утайката и от равномерността на прилаганото налягане.

Върху скоростта на филтруване оказват влияние следните фактори:

А. Природата на преградата (утайката).

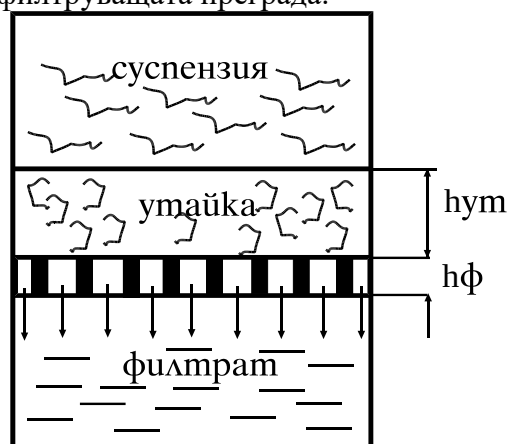
Количеството на преминаващия филтрат през утайката намалява с увеличаване на нейната дебелина и с намаляване размерите на частиците. Това налага периодично или непрекъснато да се регенерира филтруващата преграда чрез отстраняване на утайката.

Б. Температурата.

Повишаването на температурата влияе най-силно върху скоростта на филтруване чрез намаляване на вискозитета на течността. Това спомага за по-лесното преминаване на филтрата през филтруващата преграда. Оптимална температура за филтруване в промишлени условия е 40-60 °С.

В. Налягането.

Съпротивлението, което трябва да преодолява филтратът непрекъснато расте с натрупването на утайка на филтруващата преграда.



Фиг.3.17.Схема на филтруване.

Определянето на скоростта на филтруване значително се усложнява при образуването на свиваеми утайки. При тях налягането на течността се изменя през време на филтруването и характерът на неговото разпределение в утайката и филтруващата преграда се определя трудно по експериментален път. Освен това порестостта и съпротивлението на свиваемите утайки се изменят непрекъснато.

Специфичното съпротивление на утайките (съпротивление на утайка с дебелина 1 m) е променлива величина. Поради това се използват негови средни стойности, които се отнасят за цялата утайка.

Съществена част на филтъра е филтруващата преграда. Засега нейният избор се извършва най-често опитно. Характеристиката на филтруващата преграда (форма и размер на порите, химична устойчивост, съпротивление при филтруването, механична здравина и др.) влияе силно върху ефективността на филтрувалния процес и неговото протичане във времето. Към филтруващата преграда се предявяват определени изисквания и в зависимост от филтрувалното оборудване, за което е предназначена.

Филтрите, според принципа на действие, биват с периодично или непрекъснато действие. В зависимост от използваната филтруваща преграда се делят на филтри със зърнеста, тъканна или твърда пореста преграда. Филтрите могат да работят под свръхналягане или под вакуум. В зависимост от начина на създаване на движещата сила, предизвикваща филтруването, в индустриалните технологии се използват: хидростатични филтри, вакуумфилтри, филтър - преси, барабанни филтри, лентови филтри, филтруващи центрофуги.

ГЛАВА 4. ТОПЛООБМЕННИ ПРОЦЕСИ

4.1. Теплообмен.

Топлината (топлинната енергия) е макроскопска проява на безпорядъчното (топлинното) движение на частиците (молекули, атоми, йони, електрони), изграждащи всяко тяло (всяка система). Естествено, топлинната енергия е компонент от вътрешната енергия на всяка система. Теплообменът (топлопренасянето) е един от основните процеси в индустриалните технологии. При него става необратимо пренасяне на топлина от едно място на пространството (с по-висока температура) в друго (с по-ниска), следователно движеща сила на теплообменния процес е разликата в температурите.

Пренасянето на топлината е сложен процес и може да се осъществи по три различни начина.

Топлопроводност (кондукция) се нарича пренасянето на топлина при непосредствен контакт на две системи (тела), при което частиците на тялото с по-висока температура (по-висока кинетична енергия), чрез удари я предават на частиците на тялото с по-ниска температура и то се загрява. Този вид на теплообмен е най-характерен за твърдите тела, включително и за случаите когато топлина се предава от единия край на твърдото тяло към другия му край.

Конвективният теплообмен (конвекция) се извършва само при директен контакт във флуидни системи (течности, стопилки, газове) чрез пренасяне на топлината от частиците на движещият се флуид. Състоянието и характерът на движение на теплопренасящите частици е от голямо значение за процеса. При свободната конвекция частиците се преместват главно в резултат на разликата в плътността на течността или газа в различни части на обема, поради различните температури. Когато флуида се движи под действие на външни сили (например, помпа), конвекцията се нарича принудителна. Всяка конвекция винаги се съпровожда и от явлението топлопроводност.

Лъчистият теплообмен (излъчване, радиация) представлява процес на пренасяне на топлина във вид на електромагнитни вълни. Той е свързан с двойно превръщане на енергията: топлинната енергия в лъчиста и обратно - лъчистата енергия в топлинна. Характерна особеност на този начин на теплообмен е, че в него могат да участват тела, които не контактуват непосредствено. Лъчистият теплообмен има практическо значение едва, когато температурата на нагрятото тяло е над 200-300° C.

Топлопренасянятия чрез конвекция и излъчване често се обединяват с общото название топлоотдаване.

Количеството топлина, подавано през единица повърхност за единица време, се нарича плътност на топлинния (енергийния) поток.

Във всяко тяло винаги има множество точки с еднаква температура, образуващи изотермични повърхности, които взаимно не се пресичат. Следователно, температурата в тялото се изменя само в посока, която пресича изотермите.

Максимално изменение на температурата се наблюдава по нормалата на изотермичните повърхности. Границата на отношението между изменението на температурата (Δt) и разстоянието между съседни изотерми по нормалата (Δn), когато Δn клони към нула, се нарича температурен градиент.

Температурният градиент представлява вектор, насочен по нормалата към изотермата, като за положителна се приема посоката към повишаващите се температури.

Температурното поле, в което температурата се изменя с времето, се нарича нестационарно.

4.1.1. Топлопроводност.

При изучаване разпространението на топлината чрез топлопроводност, Фурие е установил следния закон: количеството топлина (dQ , J), предадено чрез топлопроводност, е пропорционално на площта (dF , mI^2) от изотермичната повърхност на тялото, времето (τ , s) и температурния градиент $\frac{dt}{dn}$:

$$dQ = - \frac{\lambda \cdot dF \cdot d\tau \cdot dt}{dn}$$

Това уравнение се нарича закон на Фурие или основно уравнение на топлопроводността. Отрицателният знак вдясно се дължи на факта, че по посока на топлинния поток, температурата се намалява и величината dt/dn е с отрицателна стойност.

Коефициентът на пропорционалност (λ) в закона на Фурие се нарича коефициент на топлопроводност. Той характеризира способността на веществото да провежда топлина.

Коефициентът на топлопроводност зависи от физичната природа на веществото, структурата, налягането, температурата и влажността. Той изразява количеството топлина, предадено през 1 mI^2 повърхност на тялото за 1 s при температурен градиент 1 градус на 1 m дължина от нормалата към изотермичната повърхност.

Най-голям λ имат металите - $100\text{-}400 \text{ W}/(\text{m.K})$. Неметалните материали имат λ многократно по-малък от този на металите - $0,02\text{-}3 \text{ W}/(\text{m.K})$. Той зависи от природата им, относителната плътност, порестостта, влажността, структурните особености и др. Водата при 0°C има $\lambda = 0,48 \text{ W}/(\text{m.K})$, топлоизолационните материали - $0,05\text{-}0,20 \text{ W}/(\text{m.K})$, газовете - $0,005\text{-}0,5 \text{ W}/(\text{m.K})$. Въздухът има $\lambda = 0,02 \text{ W}/(\text{m.K})$ и е главно топлоизолиращо вещество в природата и техниката.

4.1.2. Конвективен топлообмен.

Конвективният топлообмен се извършва между повърхността на твърдо тяло и флуид (течна или газообразна среда) при техния непосредствен контакт. Пренасянето на топлинната енергия се осъществява едновременно от движещите се частици газ или течност и чрез топлопроводност. В граничния ламинарен слой топлината се предава само чрез топлопроводност. С увеличаване на скоростта на движение на потока и с намаляване на вискозитета му, намалява и дебелината на ламинарния слой. Това води до интензифициране на топлообмена.

Конвективният топлообмен е сложен процес, който зависи от много параметри, характеризиращи свойствата, състоянието и режима на движение на флуида, както формата и размерите на твърдото тяло. Поради особената сложност на този начин на разпространение на топлината, е осъществено математично описание на конвективния топлообмен главно за стационарен режим. Неговото изчисляване се извършва на базата на уравнението на Нютон:

$$dQ = \alpha_k \cdot (t_1 - t_2) \cdot dF \cdot d\tau$$

Количеството топлина (dQ), предавано от топлообменната повърхност към окръжаващата я среда (или в обратна посока), е право пропорционално на разликата в температурите на повърхността на тялото (t_1) и средата (t_2), времето ($d\tau$) и площта на топлообменната повърхност (dF).

Множителят на пропорционалност се нарича коефициент на топлопредаване (α_k) и има измерителна единица $\text{W}/(\text{mI.K})$. Той характеризира интензивността на топлообмена между повърхността на тялото и средата.

Установено е, че колкото по-енергично (с по-голяма скорост) се движи флуидът около нагриваната (охлажданата) повърхност, толкова по-голям е коефициентът на топлопредаване чрез конвекция.

За да се охарактеризира най-пълно топлопредаването при едновременна конвекция и топлопроводност, е необходимо да се изведат и решат система от диференциални уравнения, характеризиращи различните страни на топлообменния процес.

Коефициентът на температуропроводност, характеризира способността на телата да изравняват температурата си (скоростта на разпространение на температурата под действие на топлинен поток в нестационарни условия) и се определя по формулата:

$$a = \frac{\lambda}{c \cdot \rho},$$

където: c е специфичният топлинен капацитет на флуида, $J/(kg \cdot K)$.

4.1.3. Основно уравнение на топлопреминаването.

Количеството топлина (Q), предавано между два флуида през плоска стена, се изчислява на базата на основното уравнение на топлопреминаването:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau,$$

където множителят K ($W/m^2 \cdot K$) се нарича коефициент на топлопреминаването.

При стационарен режим на топлообмен през плоска стена от един флуид на друг, коефициентът на топлопреминаване се определя по следния начин. Когато температурите на флуидите t_1 и t_2 са постоянни с времето, плътността на топлинния поток ($q = Q/F \cdot \tau$, $J/m^2 \cdot s$) от първия флуид към стената, през стената и от стената към втория флуид ще има една и съща стойност.

Интензифицирането на топлообменните процеси може да се постигне като се увеличава коефициентът на топлопреминаване (K). Затова при изчисляването на топлинни процеси се изследват факторите, които най-силно влияят върху K .

Когато флуидите си обменят топлина са възможни следните случаи: двата флуида да имат постоянна температура при топлообменния процес; единият от топлоносителите да е с постоянна температура; температурата и на двата флуида да е променлива.

Изборът на схема на движение на флуидите е свързан както с изисквания на технологията (характер на изменение на температурите), така и с икономически изисквания (разход на флуид, размер на топлообмена повърхност). Доказано е, че топлообменният процес протича най-интензивно и с най-малки инвестиции при противоток режим на движение на флуидите.

4.1.4. Лъчист топлообмен.

При температури над $600-650^\circ C$ топлообменът в резултат на пренос на електромагнитно излъчване обикновено става съизмерим с конвекцията и топлопроводността. Този вид излъчване на топлина е една от разновидностите на лъчистата енергия, предавана чрез електромагнитни колебания. Топлинните лъчи имат диапазон на дължината на вълната (λ) $0,4-400 \mu m$. Видимите светлинни лъчи са с λ в границите $0,4-0,8 \mu m$. Явлението на разпространение на светлинните и инфрачервените лъчи, чиято енергия преминава в топлина, се нарича топлинно излъчване. То е резултат на вътрешноатомни процеси, които се интензифицират с повишаване на температурата.

Всички тела с температура над $0 K$ непрекъснато излъчват и поглъщат лъчиста енергия. При твърдите тела и течностите в лъчистия топлообмен участват тънки повърхностни слоеве, докато газовете и парите притежават обемен характер на излъчването и в него участват всички частици.

Общото количество енергия, излъчвано от тяло с произволна повърхност (F) и при всякакви дължини на вълната ($\lambda = 0-\infty$), се нарича интегрален или пълен поток на излъчването (Q, W). Количеството лъчиста енергия, излъчвано от единица повърхност за единица време е известно като интензивност на излъчването (относителен поток на излъчването):

$$E = \frac{q}{F} I, W/m$$

4.2. Нагряване и охлаждане.

Процесите нагряване и охлаждане са едни от най-разпространените в индустриалните технологии. Почти няма технологичен процес, в който в една или друга степен да не се подава или отвежда топлина. Нагряването, например, е основен метод, който се използва за ускоряване на топло- и масообменните процеси.

Топлината се пренася от вещества, наречени **ТОПЛОНОСИТЕЛИ** (нагряващи агенти). Топлоносителите биват течни или газообразни и трябва да отговарят на редица изисквания: да имат голям специфичен топлинен капацитет (с малка маса да се пренася голямо количество топлина); да са с ниско налягане на парите; да осигуряват висок коефициент на топлоотдаване; да са химически и термоустойчиви; да са взривобезопасни; да не са отровни; да не кородират съоръженията; да са евтини и достъпни и др. Нито един от известните до сега топлоносители не отговаря на всички посочени изисквания. Ето защо, с какъв нагряващ агент ще се работи зависи от конкретния случай.

Топлообменните процеси нагряване и охлаждане се осъществяват в съоръжения, наречени **ТОПЛООБМЕННИ АПАРАТИ** (топлообменници).

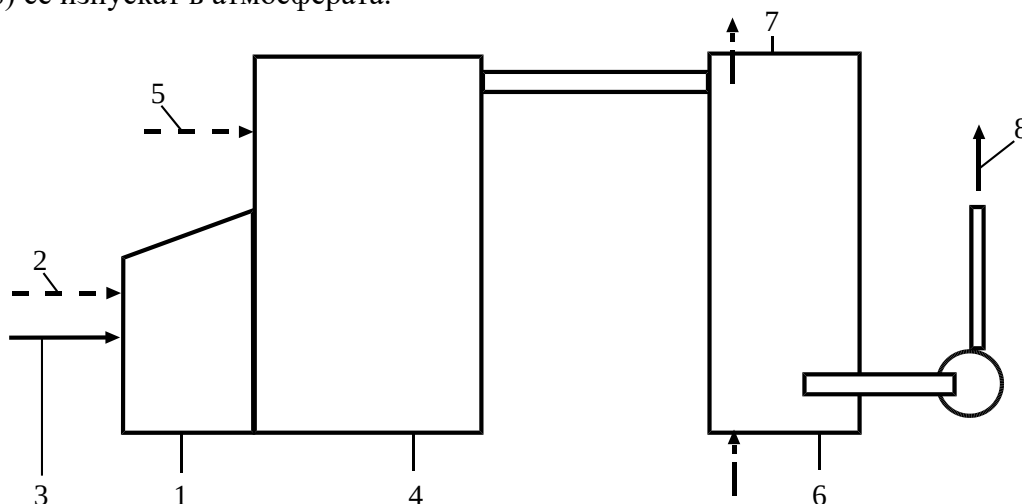
Като източници на топлина се използват различни видове горива (течни, твърди, газообразни), електрически ток, атомна енергия, вторични енергоресурси и др.

4.2.1. Методи за нагряване.

4.2.1.1. Нагряване с димни газове.

Димните газове са продукт от горенето на течните, твърдите и газообразните горива. Нагряването с димни газове е един от най-старите методи. Този метод има редица предимства. Димните газове се получават в големи количества в прости по конструкция устройства. Могат да се нагряват до висока температура ($900-1200\text{ }^{\circ}\text{C}$) и се използват за топлообмен в интервала $180-1000\text{ }^{\circ}\text{C}$. Този метод на нагряване има съществени недостатъци, които ограничават неговото приложение: нисък коефициент на топлопредаване ($\alpha = 15-30\text{ W/m}^2\text{K}$) и малък специфичен топлинен капацитет (трябва да се работи с големи обемни дебити); неравномерно нагряване; трудно регулиране на температурата; замърсяване на нагряваната повърхност и др.

Нагряването с димни газове се извършва съгласно принципната схема, показана на фиг.4.10. В огнище (1) се подава въздух (2) и става изгаряне на горивото (3). В смесителна камера (4) димните газове се смесват с допълнително количество въздух (5) за достигане на температурата им до желаната стойност. В топлообменник (6) димните газове отдават част от топлината си на нагрявания материал (7), като самите те се охлаждат. Охладените димни газове (8) се изпускат в атмосферата.



Фиг.4.10.Принципна схема на нагряване с димни газове.

Нагриването с димни газове се извършва непосредствено върху нагривания материал или чрез междинни топлоносители.

Разходът на димни газове за нагриване се определя на базата на уравнението на топлинния баланс:

$$G_{\text{дг}}(i_n - i_k) = G_{\text{пр}}C_{\text{пр}}(t_k - t_n) + Q_z,$$

където: $G_{\text{дг}}$ е разходът на димни газове, kg/s; i_n , i_k - съответно началната и крайната специфична енталпия на газовете, J/kg; $G_{\text{пр}}$ - дебитът на загривания продукт, kg/s; $C_{\text{пр}}$ - специфичният топлинен капацитет на загривания продукт, J/kg.K; t_k , t_n - съответно крайната и началната температура на продукта, K; Q_z - топлинните загуби, W.

4.2.1.2. Нагриване с вода и водна пара.

Използването на водата като топлоносител се дължи на високия ѝ специфичен топлинен капацитет - 4186 J/kg.K. За невисоки температури нагриването се извършва с гореща вода. За по-високи температури (150-180 °C) най-използваният топлоносител за нагриване е водната пара, чието налягане при тези температури не превишава 1 МРа. Водната пара може да бъде прегрята и наситена (суха и мокра). Като нагриващ агент се използва сухата наситена водна пара, която има най-добри топлотехнически свойства.

Наситената водна пара се получава лесно, достъпна и евтина е, има висок коефициент на топлопредаване ($\alpha = 5000-15000 \text{ W/m}^2\text{K}$), безопасна е при работа, чрез изменение на налягането може лесно да се регулира температурата ѝ, възможно е транспортирането ѝ на разстояние в тръбопроводи и др. Основен недостатък е значителното повишаване на налягането ѝ с повишаване на температурата.

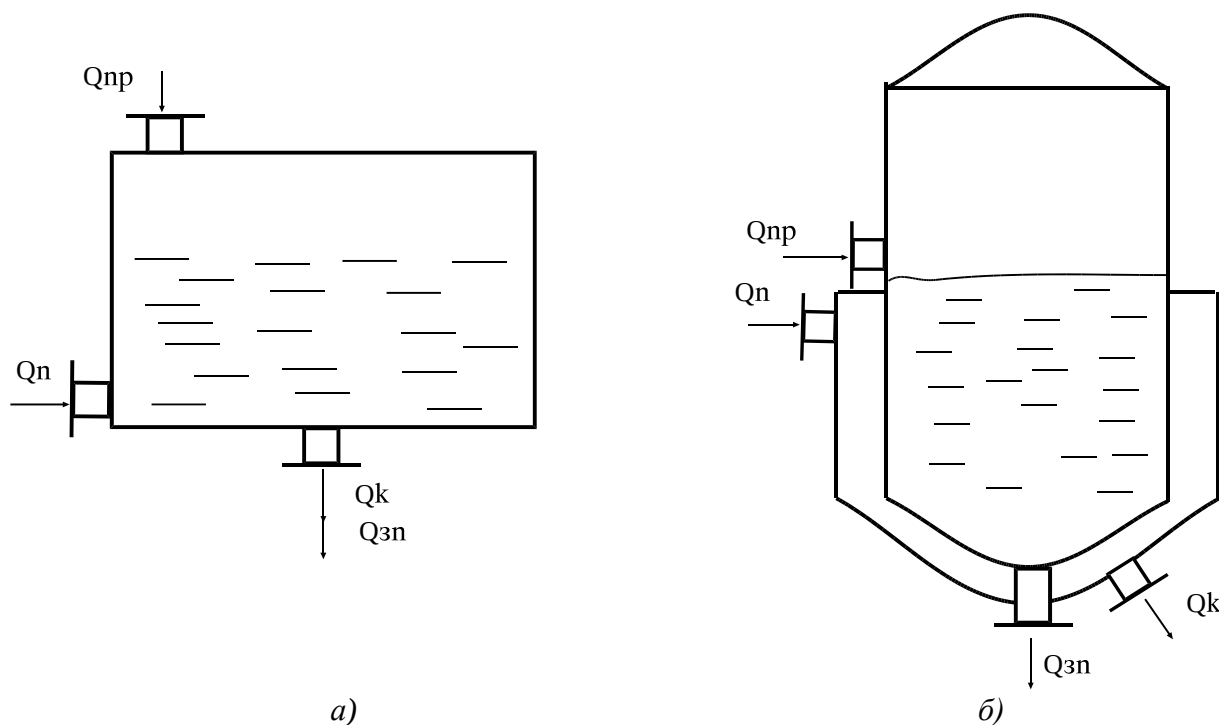
Нагриването с наситена водна пара става пряко (директно) и непряко (индиректно).

При прякото нагриване водната пара се вкарва непосредствено в нагриваната течност, отдава топлината си, кондензира и кондензатът ѝ се смесва с течността. При кондензацията на парата се отделя голямо количество топлина, която е равна на топлината на изпаряване (приблизително 2200 kJ/kg кондензирала водна пара при налягане около 1 МРа). Парата се подава през тръба, която се намира под нивото на течността (например, чрез барботьор). Нагриването е толкова по-ефективно, колкото е по-добър фазовият контакт между парата и нагриваната течност. Това се постига с максимално намаляване на размерите на барботиращите мехурчета пара.

При директното нагриване дебитът на наситената водна пара трябва да се регулира така, че тя да може да кондензира изцяло в течността.

Нагриването с "пряка" пара се използва главно за вода и водни разтвори. Този начин е неприложим, когато е недопустимо смесване на водния кондензат с нагриваната течност или нейното разреждане.

При индиректното нагриване с наситена водна пара топлината се предава на нагривания материал през стена. Парата кондензира и се извежда от паровото пространство на нагривателния апарат като кондензат. От съществено значение за топлообменния процес са посоката и скоростта на движение на парата, разположението на нагривната повърхност и др. За нормалното протичане на топлообмена, кондензатът трябва да се получава на тънък слой и непрекъснато да се стича и отстранява от нагривната повърхност. За да няма загуби на неоползотворена пара трябва да се създадат условия за пълна кондензация на парите, а така също да се отделят некондензиращите газове, за да не се намали коефициентът на топлопредаване. За извеждане на кондензата от апарата, без да се изпуска пара с него, се използват специални кондензатотвеждащи устройства.



Фиг.4.11.Принципна схема на топлинните потоци при нагряване с пара: директно (а); индиректно (б).

Топлинният баланс при нагряване с пара се илюстрира чрез принципната схема, показана на фиг.4.11. и има следния вид:

$$Q_n + Q_{np} = Q_k + Q_{zn} + Q_z,$$

където: $Q_n = G_{n.in}$ е топлинният поток, внесен с парата, W;

$Q_{np} = G_{np} \cdot C_{np} \cdot t_{np}$ - топлинният поток, внесен със загрявания продукт, W;

$Q_k = G_n \cdot C_k \cdot t_k$ - топлинният поток, изнесен с кондензата, W;

$Q_{zn} = G_{np} \cdot C_{np} \cdot t_{zn}$ - топлинният поток, изнесен със загорения продукт, W;

Q_z - топлинните загуби в околната среда, W.

Замествайки в горното уравнение и решавайки получения израз спрямо дебита на парата (G_n) за директното загряване ($t_k = t_{zn}$), се получава:

$$G_n = \frac{[G_{i\delta} \cdot \tilde{n}_{i\delta} \cdot (t_{\phi i} - t_{i\delta}) + Q_{\phi}]}{in - \tilde{n}_{\hat{e}} \cdot t_{zi}},$$

където: C_{np} е специфичният топлинен капацитет на загрявания продукт, J/kg.K; t_{zn} - температурата на загорения продукт (крайна), K; t_{np} - температурата на загрявания продукт (начална), K; i_n - специфичната енталпия (топлосъдържание) на парата, J/kg; C_k - специфичният топлинен капацитет на кондензата, J/kg.K.

При индиректно нагряване с пара ($t_k > t_{zn}$), уравнението ще има следния вид:

$$G_n = \frac{[G_{i\delta} \cdot C_{i\delta} \cdot (t_{\phi i} - t_{i\delta}) + Q_{\phi}]}{in - C_{\hat{e}} \cdot t_{\hat{e}}}$$

Сравнявайки разхода на пара при директното и индиректно нагряване се вижда, че разходът в първия случай е по-малък.

4.2.1.3. Нагряване с междинни топлоносители.

Този метод се използва, когато е необходимо равномерно и безопасно да се поддържа температура над 180°C без да се получават прегрявания. Използваните междинни топлоносители (течности или пари, които циркулират в системата), получават топлина от димни газове, електрически ток и др. и я предават през стена на нагрявания флуид.

Най-често използваните междинни промишлени топлоносители са:

А. Минерални масла. Намират приложение за нагряване до 250-300⁰С. В сравнение с другите топлоносители, те са най-евтини. Използването им се ограничава поради ниските коефициенти на топлопредаване и термична нестабилност (опасност от окисляване, разлагане и възпламеняване).

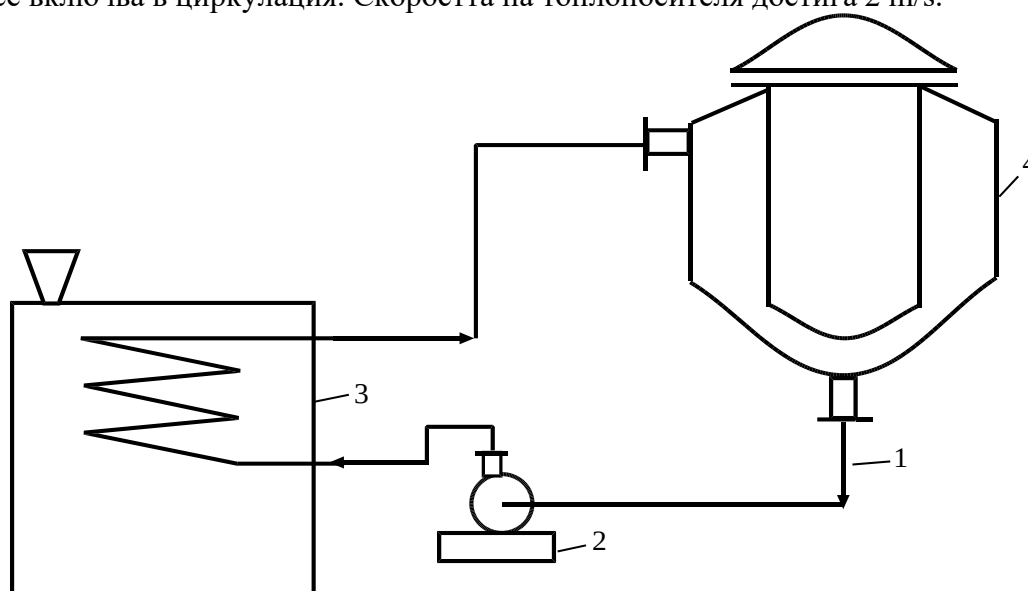
Б. Прегрята вода. Тя се използва под налягане близо до критичното (22,1 МПа) за нагряване до 300-350⁰С при принудителна циркулация. Необходимостта да се работи при високо налягане силно ограничава приложението на прегрята вода като междинен топлоносител.

В. Органични течности. От тях се използват главно индивидуални течности или техни смеси, които имат висока температура на кипене и сравнително ниско налягане на наситените пари, например: глицерин, етиленгликол и др.

Г. Неорганични топлоносители. В промишлеността за нагряване до 400-800⁰С се използват стопилки на: различни неорганични съединения (най-вече нитрати), метали (К, Na), метални сплави и др.

Нагряването с междинни топлоносители може да се осъществи по три начина: при неподвижен топлоносител, чрез естествена или чрез принудителна циркулация. При първия начин предаването на топлината става най-често с използването на течна (маслена) баня. Нагряването става в съд с двойни стени. В пространството между стените се намира топлоносителят. Той се нагрява първоначално и след това отдава топлината си на нагрявания материал.

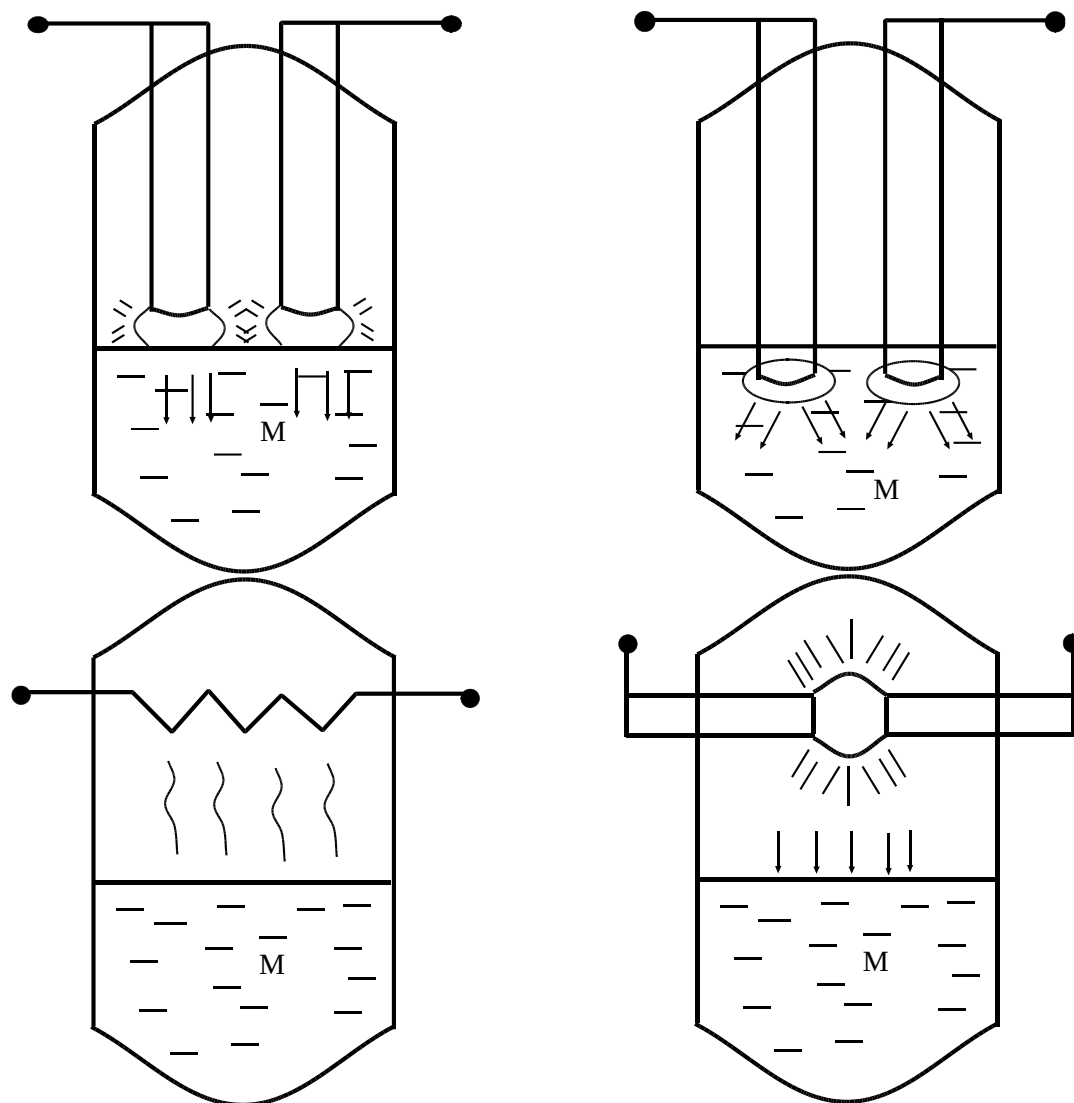
Циркулацията на междинният топлоносител значително интензифицира топлообменния процес. Естествената циркулация се извършва за сметка на разликата в плътностите на топлоносителя в зависимост от температурата в различните части на системата. Скоростта на циркулация в случая е едва 0,2 m/s. Топлообменът при принудителна циркулация на топлоносителя (фиг.4.12.) протича най-интензивно. За целта на тръбопровода с по-ниска температура (1) се монтира циркулационна помпа (2). Чрез нея междинният топлоносител се подава в нагряващо устройство (3), където се нагрява в серпентината за сметка на топлина от някакъв източник. Нагретият топлоносител след това постъпва между двойната стена на топлообменника (4), където отдава топлина, охлажда се и отново се включва в циркулация. Скоростта на топлоносителя достига 2 m/s.



Фиг.4.12. Принципна схема на нагряване с междинен топлоносител и принудителна циркулация.

4.2.1.4. Нагряване с електрически ток.

Използването на електрически ток за нагряване се основава на редица предимства на този метод: възможност за получаване на високи температури (до 3000°C и повече); лесно и равномерно регулиране на стойността и разпределението на температурата; висок термичен к.п.д., достигащ 70-85 %; чистота на работното пространство; прилагане на механизация и автоматизация при провеждане на нагряването и др. В сравнение с другите методи на нагряване решаващ фактор за избор на електронагрева е стойността на електроенергията.



Фиг.4.13.Принципни схеми за нагряване на материали (М) в електрически нагревателни устройства:

Процесът на преобразуване на електрическата енергия в топлина може да се реализира по различен начин, в зависимост от който електрическите нагревателни устройства (печи) се класифицират в 6 групи (фиг.4.13.): (I) съпротивителна печ; (II) дъгови печи (а - с косвено нагряване; б - с пряко нагряване); (III) печи с комбинирано нагряване; (IV) индукционна печ; (V) диелектрично нагряване; (VI) печи с високоенергийно електронагряване (а - електроннолъчево; б - плазмено).

I. Електрически съпротивителни нагревателни устройства. При тях електрическата енергия се превръща в топлина в тела, които са непосредствено включени в електрическата верига.

Те биват:

а) с непряко (индиректно) действие, в които топлината се отделя в специални нагревателни елементи и се предава на материала чрез излъчване и конвекция;

б) с пряко (директно) действие, в които нагряваният материал се включва в електрическата верига и се нагрява от протичащия в него електрически ток. По-голямо значение и разпространение имат електросъпротивителните нагревателни устройства с непряко действие.

В зависимост от температурата на работното пространство нагряването бива: ниско- (100-700 °C); средно- (700-1200 °C) и високотемпературно (над 1200 °C).

Количеството топлина (Q , J), отделено от съпротивителните нагреватели, съгласно закона на Джаул-Ленц, се определя по формулата:

$$Q = I^2 \cdot R \cdot \tau,$$

където: I е силата на тока, A; R - съпротивление на проводника, Ω ; τ - времето, s.

II. Електрически дъгови пещи. При тях материалът се загарява във високотемпературно поле от електрическа дъга. Електрическата дъга представлява една от разновидностите на протичане на електрически ток през газово съпротивление, характеризиращо се с твърде голяма сила на тока при ограничено напрежение.

Дъговите пещи могат да бъдат:

а) с непряко действие, в които дъгата гори между два електрода, а самият материал се намира в непосредствена близост и топлината се предава главно чрез излъчване;

б) с пряко действие, при които дъгата гори между електродите и нагрявания материал, който има ниско специфично съпротивление.

За получаване на висококачествени сплави и чисти метали се използват вакуумни дъгови пещи, в които електрическата дъга гори във вакуум.

III. Електрически пещи с комбинирано нагряване. За този вид пещи е характерно, че материалът, който има сравнително висока стойност на специфичното съпротивление, е същевременно един от електродите на дъгата. Той се нагрява в резултат на съвместното топлоотделяне в електрическата дъга и протичащия през него ток.

Високотемпературното нагряване в електрически дъгови пещи се използва главно за: топене на различни материали (метали); за рафиниране на метали; за получаване на материали (карбиди) и др.

IV. Индукционни пещи. Принципът на тяхното действие се състои в това, че електрическата енергия се превръща в топлина в твърди или течни тела, намиращи се в бързо променящо се електромагнитно поле. Нагряваният материал с ниско специфично съпротивление представлява вторичната намотка на трансформатор. При индукционното нагряване електрическата енергия, подавана в първичната верига (индуктор), се превръща в енергия на бързо променящото се магнитно поле. То от своя страна индуцира променлив електрически ток във вторичната верига. Като краен резултат индуцираната електрическа енергия се преобразува в топлинна енергия във вторичната верига. Индукционните пещи се делят на нискочестотни и високочестотни.

V. Електрически устройства с диелектрично нагряване, в които нагряваният материал се поставя между плочите на кондензатор, включен във верига на високочестотен ток (500-100000 kHz). Те се използват за топлинна обработка на непроводящи материали, съдържащи полярни частици (пластмаси, кожи, хартия, дърво и др.).

VI. Пещи с високоенергийно електронагряване. При пещите с електронно-лъчево нагряване, във вакуумна камера се поставят два електрода, на които се подава високо напрежение (няколко десетки kV) от източник за постоянен ток. Мощният поток електрони, който се получава от нагретия катод, се фокусира със специална система, насочва се към нагряваната повърхност, върху която кинетичната енергия на потока се превръща в топлинна енергия.

Високотемпературно нагряване се осъществява и с помощта на плазма, при която се достигат температури 15000-18000 °C. В плазмената горелка, в поток от неутрален газ (N_2 , Ar и др.), се създава електрическа дъга с голяма мощност. От атомите на газа, които попадат с голяма скорост в зоната на електрическата дъга, се отделят електрони, получават се йони и се образува плазма.

Освен за рязане и топене на цветни и труднотопими метали, благодарение на огромната концентрация на енергия, тези методи могат да се използват за получаване на различни материали с нови свойства.

4.2.2. Охлаждане.

В индустриалните технологии много често се налага течностите, газовете и парите да се охлаждат. Охлаждането до обикновени температури може да се извърши по естествен път чрез отдаване на топлина в околното пространство при оставяне на течностите и газовете в покой в открити басейни или резервоари. Най-често, обаче този процес се извършва с използването на достъпни топлоносители (вода и въздух) или с използването на лед и соливи охлаждащи разтвори.

Охлаждането може да се осъществи пряко, когато охлаждащият агент се смесва с охлаждащото вещество или косвено (непряко), когато охлаждащата и охлаждащата среда са разделени от стена. Непрякото охлаждане се осъществява в различни по конструкция топлообменни апарати.

В зависимост от сезона и климатичните условия с използване на въздух може да се постигне охлаждане до 25-30 °С, а с вода - до 15-25 °С.

Използването на лед за охлаждане е целесъобразно, когато е необходимо да се достигне температура на охлаждащата течност, близка до 0 °С. За тази цел ледът често се внася непосредствено в охлаждащата среда. Този начин на пряко охлаждане е допустим, когато охлаждащата течност не встъпва в нежелано взаимодействие с получаваната вода, не се смесва с нея или може да се разрежда. Ледът се нагрива до 0 °С при контакт с охлаждащата течност, топи се, като отнема от течността топлина, равна на топлината на топене.

Топлинният баланс на процеса охлаждане с лед се изразява с равенството:

$$M_{m,CT}.t_n - M_{л.}r = M_{m,CT}.t_k + M_{л.}c_B.t_k,$$

където: M_T и c_T са съответно количеството (kg) и специфичният топлинен капацитет (kJ/kg.K) на охлаждащата течност; t_n и t_k - началната и крайната температура на охлаждаща течност; $M_{л.}$ - масата на леда, необходим за охлаждане, kg; c_B - специфичният топлинен капацитет на водата, kJ/kg.K; r - топлината на топене на леда, която е около 335 kJ/kg.

От уравнението може да се определи $M_{л.}$:

$$M_{\text{л.}} = \frac{M_T \cdot \tilde{n}_T (t_i - t_{\text{е}})}{\tilde{n}_B \cdot t_k + r}$$

Понякога е необходимо охлаждането да се води до температура, по-ниска от тази на обкръжаващата среда. В съвременната хладилна техника диапазонът на ниските температури се дели на две области: умерено охлаждане (до 120 K) и дълбоко охлаждане (под 120 K).

Преминаването на топлина от тяло с по-ниска към тяло с по-висока температура, според втория принцип на термодинамиката, е невъзможно. За осъществяване на такъв "отрицателен" процес трябва да се извърши и компенсиращ положителен процес, с което се цели изкуствено повишаване на температурното ниво. Това се постига чрез използването на обратни кръгови процеси, които могат да се реализират само при внасяне на допълнително количество топлина или работа. При внасяне на топлинна енергия се осъществява абсорбционна или пароежекторна хладилна машина, а при внасяне на механична работа - компресорна хладилна машина.

Умереното охлаждане се осъществява чрез топлообмен с изпаряващи се нискокипящи течности (хладилни агенти). Те отнемат топлина от тялото, което се охлажда, извършват обратния кръгов процес и предават отнетата топлина на околната среда.

Като хладилни агенти дълго време са използвани NH₃, CO₂, SO₂ и CH₃Cl. Сега главно намират приложение голяма група хлорни и флуорни производни на наситените въглеводороди (метан, етан, пропан), които се наричат фреони.

При дълбокото охлаждане понижаването на температурата се постига чрез изоенталпийно разширение на предварително сгъстени газове, което носи названието дроселиране. Може да се използва също така адиабатно разширение с отдаване на външна

работа или съчетаване на двата метода. Повече подробности, относно използваната хладилна техника в индустриалните технологии, може да се намери в специализираната литература.

4.3. Теплообменни апарати.

Теплообменник се нарича всяко съоръжение, в което се извършва някакъв топлообмен. От гледна точка на приетата класификация, теплообменниците са апарати.

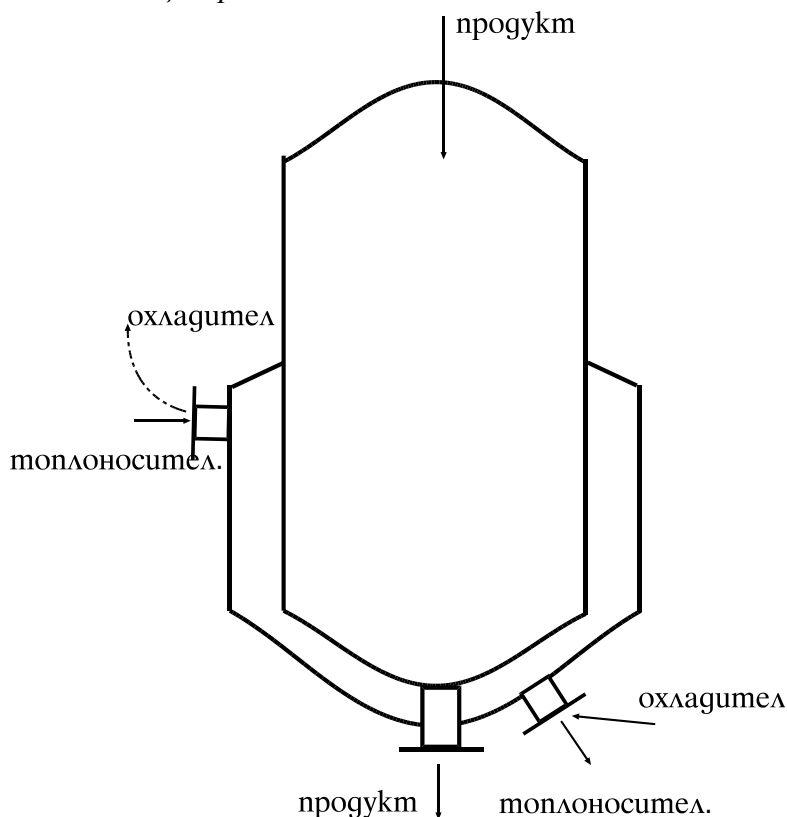
Теплообменните апарати широко се използват в индустриалните технологии, като в зависимост от целта на топлообмена (нагревяване, охлаждане, кондензация, изпаряване, дестилация, сушене и др.) се наричат съответно: нагреватели, охладители, кондензатори, изпарители, дестилатори, сушилни и др.

Теплообменниците се класифицират според:

- а) принцип на действие - повърхностни и смесителни;
- б) конструкция (конфигурация на топлообменната повърхнина) - с риза, кожухотръбни, змиевидни, пластинчати, комбинирани и др.;
- в) предназначение - нагреватели, охладители, кондензатори, изпарители;
- г) взаимно движение на флуидите – правококови, противотоккови, с кръстосан и със смесен ход на топлоносителите.

4.3.1. Видове теплообменни апарати.

4.3.1.1. Теплообменници с риза.



Фиг.4.14.Схема на теплообменник с риза.

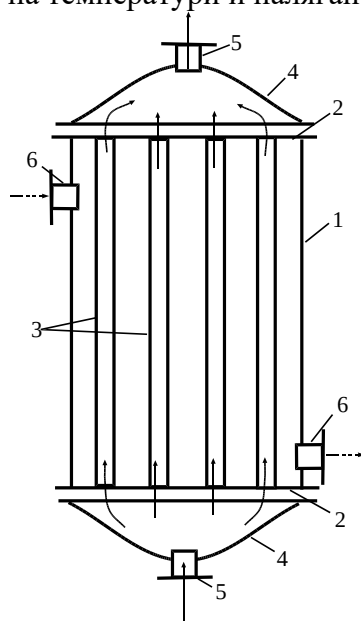
В теплообменниците с риза (фиг.4.14.) се образува затворено пространство между тялото и ризата (кожуха). При нагряване на течността в съда през горния шуцер се подава топлоносител (например, водна пара), а отдолу топлоносителят (кондензатът) се извежда. При използване на апарата като охладител, движението на охлаждащия агент е обратно - отдолу нагоре.

Теплообменниците от този вид имат малка топлообменна повърхност (до 10 mI) и работят при ниско налягане на топлоносителя в ризата (0,6-1,0 МРа). При заздравяване на

конструкцията налягането може да се повиши до 7,5 МРа. Коефициентът на топлопреминаване е сравнително нисък и може да се увеличи чрез разбъркване на продукта. Този тип топлообменници се изработват лесно и успешно се защитават от корозия. Използват се предимно за топлинна обработка на силно вискозни течности.

4.3.1.2. Кожухотръбни топлообменници.

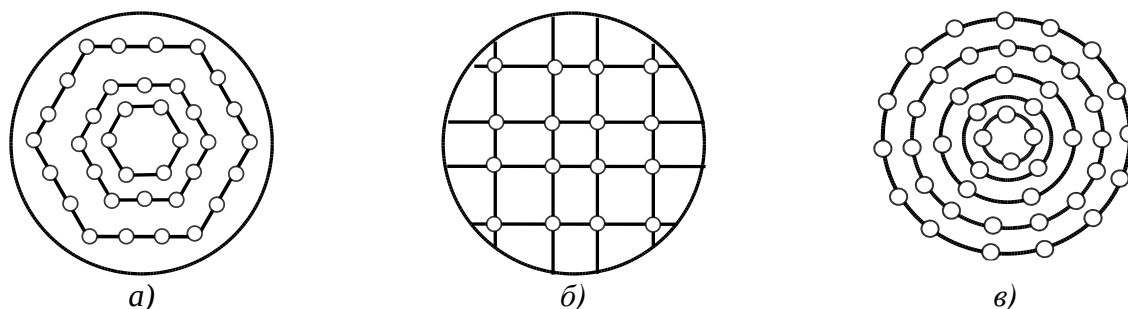
Кожухотръбните топлообменни апарати са прости по устройство, лесни за изработка и надеждни в експлоатацията, като в същото време се характеризират с голяма универсалност. Те могат да се използват за топлообмен между различни флуиди (течности, газове и пари) в широк интервал на температури и налягане.



Фиг.4.15.Схема на кожухотръбен топлообменник.

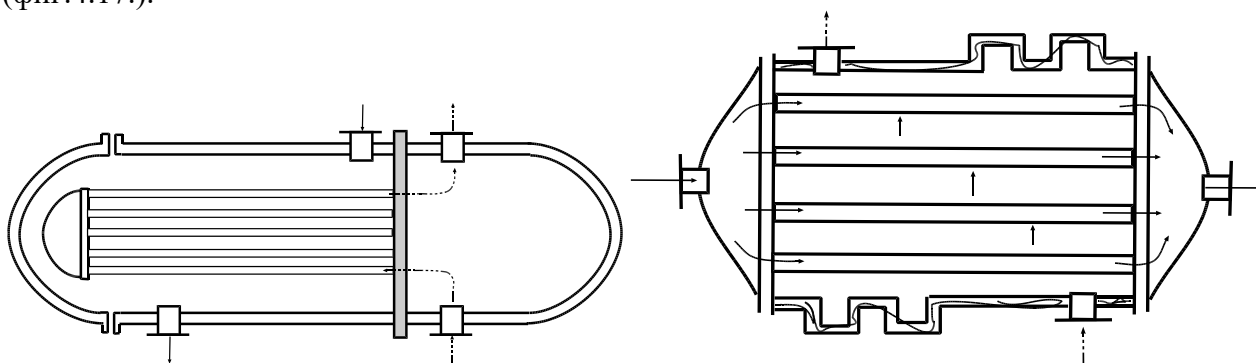
Кожухотръбният топлообменник (фиг.4.15.) се състои от цилиндричен кожух (1), в който от двете страни се намират решетки (2). В отворите им плътно е закрепен сноп от тръби (3). С помощта на фланци към кожуха са монтирани две сферични дъна (камери) (4). По този начин се образуват две изолирани пространства - тръбно и междутръбно. Единият топлоносител (I) чрез щуцер (5) се подава в долната камера, преминава през тръбите и излиза през щуцера (5) на горната камера. Вторият топлоносител (II) постъпва в междутръбното пространство през горния щуцер (6) на кожуха, обвива отвън тръбите и се извежда през долния щуцер (6). Теплообменът между двата топлоносителя се осъществява през стените на тръбите.

За постигане на херметичност и здравина тръбите се закрепват към решетките чрез валцуване или заваряване, като се разполагат по различен начин (фиг.4.16.).



Фиг.4.16.Схема на разположение на тръбите: (а) - в правилни шестоъгълници; (б) - коридорно; (в) - в концентрични окръжности.

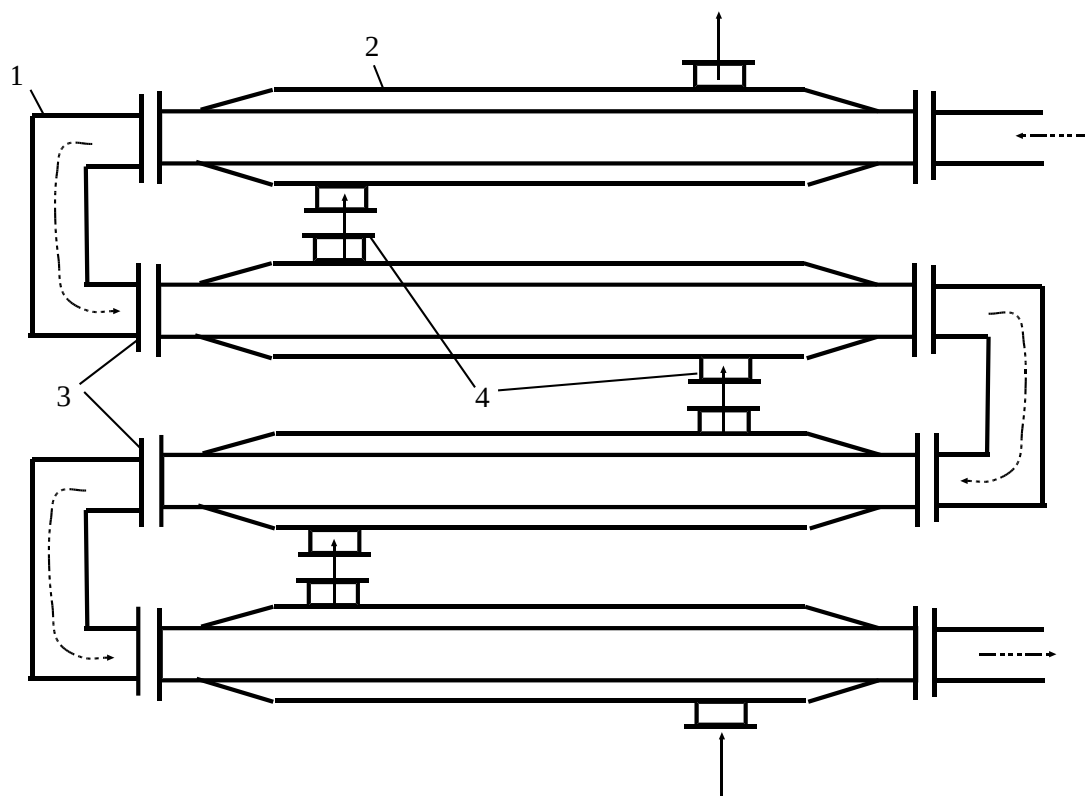
Когато разликата между температурите на кожуха и тръбите е повече от 25-30 градуса, възникват силни термични напрежения, които могат да повредят топлообменника. В такива случаи се използват топлообменници с различни компенсационни устройства (фиг.4.17.).



Фиг.4.17.Схема на кожухотръбни топлообменници с температурен компенсатор.

4.3.1.3. Теплообменници тип "тръба в тръба".

Топлообменниците от вида "тръба в тръба" (фиг.4.18.) се използват главно за нагряване или охлаждане на течности, когато разходът на топлоносители не е голям и няма изменение на агрегатното състояние. Тези топлообменни апарати се състоят от отделни звена, във всяко от които има вътрешна топлообменна тръба (1) и външна тръба (2). Вътрешните тръби са свързани последователно с колената (3), а външните - чрез съединителните щуцери (4), като по този начин се образува топлообменна секция.



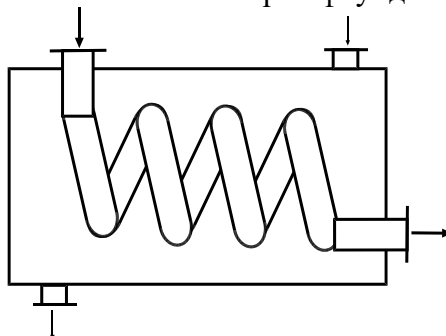
Фиг.4.18.Схема на топлообменник тип "тръба в тръба".

Топлообменът между двата флуида се осъществява през стените на вътрешните тръби. Постигането на висока скорост на топлоносителите, даже при малки разходи, спомага за интензивно протичане на топлообменния процес. Недостатък на тези топлообменници е големият разход на метал и трудното почистване на междутръбното пространство. Ако е

необходима голяма топлообменна повърхност този вид топлообменници се изработват от няколко секции.

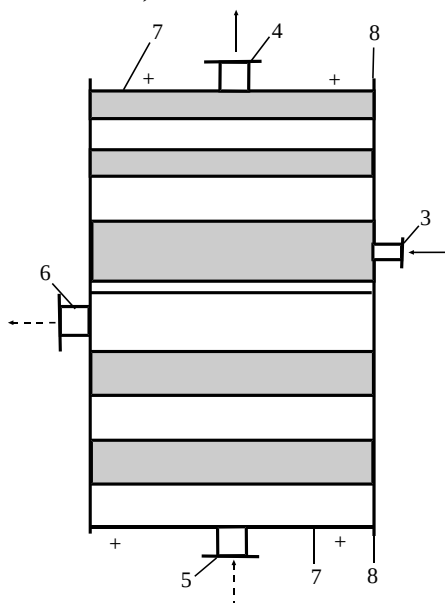
4.3.1.4. Серпентинни топлообменници.

Серпентинните (змиевикови) топлообменници (фиг.4.19.) се отличават с просто устройство и голямо разнообразие. Топлообменният елемент (змиевик) представлява серия от прави тръби, свързани с колена или тръби, извити под формата на спирала или винт. Змиевикът може да бъде изцяло потопен във втория флуид или да се оросява от него.



Фиг.4.19.Схема на серпентинен топлообменник.

4.3.1.5. Спирални топлообменници.



Фиг.4.20.Схема на спирален топлообменник.

Използването на спирални топлообменници (фиг.4.20.) се обуславя от тяхната компактност и възможност да се работи при големи скорости на топлоносителите - за течностите до 2 m/s, а за газовете - до 20 m/s. Топлообменната повърхност се образува от два метални листа (1) и (2), извити под формата на спирала. В правоъгълните канали, образувани между тях, се движат топлоносителите. Теплоносител I влиза и излиза през щупери (3) и (4), а топлоносител II - съответно през щупер (5) и (6). Отстрани каналите са затворени с плоски капаци (7), а отгоре и отдолу - с фланци (8). Работният режим на спиралните топлообменници е предимно противотоков.

В практиката се използват и други типове топлообменници: с оребрени тръби; пластинчати; с въздушно охлаждане и др.

4.3.2. Изчисляване на топлообменен апарат.

Поради голямото разнообразие на топлообменни апарати се използват и различни методи за тяхното изчисляване. Независимо от голямото многообразие, съществува общ подход за топлинни изчисления на топлообменници, работещи при стационарен режим.

Провеждат се два вида топлинни изчисления. При проектните изчисления целта е да се избере конструкцията на топлообменния апарат и да се определи неговата топлообменна повърхност. За изпълнение на целта трябва да се знае: дебитът на технологичния поток; съставът на флуида (физичните му параметри); началната и крайна температури. проверочните изчисления имат за цел да се провери топлообменът за конкретен топлообменник при дадени работни условия. По-често се извършват проектните изчисления и те преминават през няколко етапа.

4.3.2.1. Избор на вида на топлообменния апарат.

Топлообменното оборудване трябва да отговаря на някои общи изисквания:

- точно спазване на температурата чрез автоматични регулатори;
- проста, компактна и удобна за ремонт конструкция;
- осигуряване на интензивен топлообмен при ниски хидравлични съпротивления;
- безопасна работа.

Последното изисква монтирането на манометър (вакуумметър), предпазен клапан, термометри, терморегулатори, нивомер за кондензата, кондезатоотделител и др.

За всеки вид топлообменен апарат има разработена широка номенклатура в зависимост от размерите (топлообменната повърхност), параметрите и използваните материали. Това позволява за всеки конкретен топлообменен процес да се избере апарат, оптимален по размери и материали. В тази връзка могат да се предложат следните най-общии препоръки:

а) когато топлоносителите са с високо налягане, се отдава предпочитание на тръбните топлообменници, като в тръбното пространство е целесъобразно да се пропуска топлоносителят с по-високо налягане;

б) при кондензация на пари интензифициране на топлообмена не винаги се постига с увеличаване на скоростта на топлоносителя, а с по-добро отвеждане на кондензата чрез подходяща конструкция на апарата;

в) при използване на топлоносител, който замърсява топлообменната повърхност, е желателно той да се подава от тази страна на топлообменника, която е по-достъпна за почистване;

г) корозионно действащите топлоносители е целесъобразно да се движат в тръбите на тръбните топлообменници, като по този начин се запазва корпусът на апарата.

Скоростта на флуидите се подбира така, че топлообменът да бъде оптимален, коефициентът на топлопреминаване да бъде висок и режимът да бъде устойчив турбулентен ($Re > 10000$). При изборът на посоката на движение на двата флуида, трябва да се съобрази евентуалната промяна на агрегатното състояние на единия (или и двата). Тогава температурата остава постоянна и посоката на движение на флуидите няма значение за процеса. Когато и двата флуида променят температурата си изборът на посоката на движение има решаващо значение за оптималността на процеса. За предпочитане е противотоквата схема на движение.

4.3.2.2. Определяне на физичните параметри на флуидите.

Интензивността на всеки топлообменен процес силно зависи от параметрите на флуидите. Те се определят (при съответните температури) за всеки флуид поотделно по таблици, графики, номограми, справочници и др. Обикновено се използва средната температура на флуида, а в определени случаи - съответна, според изискванията на критериалното уравнение, температура.

4.3.2.3. Топлинен баланс.

Количеството топлина, което се обменя в даден топлообменник обикновено се задава по технология или се пресмята по уравнението за топлинния баланс на процес. Най-общото уравнение за топлинен баланс е показано в началото на тази глава (уравнение 4.1.). В зависимост от промяната на агрегатното състояние на флуидите в процеса на топлообмен, топлинният баланс може да се изрази по следните начини:

а) без промяна на агрегатното състояние:

$$G_1 \cdot c_1 \cdot (t_n - t_k) = G_2 \cdot c_2 \cdot (T_n - T_k) \pm Q_{zag}$$

б) с промяна на агрегатното състояние на единия флуид:

$$G_1 \cdot r_1 = G_2 \cdot c_2 \cdot (T_n - T_k) \pm Q_{zag}$$

в) с промяна на агрегатното състояние на двата флуида:

$$G_1 \cdot r_1 = G_2 \cdot r_2 \pm Q_{zag},$$

където:

G_1 и G_2 са масовите дебити на флуидите, kg/s;

c_1 и c_2 - специфичните топлинни капацитети на флуидите, J/kg.K;

Q_{zag} - топлинните загуби (+) или приток (-) за топлообменника от околната среда, W;

r_1 и r_2 - топлината на фазово превръщане на флуидите, J/kg.

4.3.2.4. Определяне на средната температурна разлика.

Движещата сила на топлообменните процеси е температурната разлика между горещия и студения флуид.

4.3.2.5. Изчисляване на коефициента на топлопреминаване.

Обобщеният коефициент на топлопренасяне се определя според описаното в раздел 4.3. Определеният по този начин коефициент K обикновено е по-голям от получаваният на практика. По тази причина се въвежда корекция, намаляваща изчисления K с 20-30 %.

4.3.2.6. Изчисляване на топлообменната повърхнина.

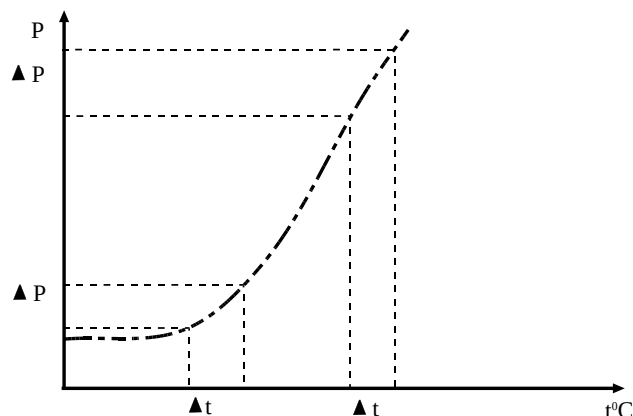
Повърхнината на топлообменните апарати се определя от основното уравнение на топлопреминаването.

4.4. Кондензация и изпаряване.

За индустриалните технологии от съществено значение са случаите на топло-предаване с изменение на агрегатното състояние и по-специално - процесите кондензация и изпаряване.

Кондензацията и изпаряването са технологични процеси, свързани с фазови превръщания. При кондензация системата от газова (парна) фаза преминава в течна, а при изпарение - от течна, частично или пълно, преминава в газова (парна) фаза. Кондензацията на пари или газове може да се проведе чрез охлаждане, чрез свиване на парите (повишаване на налягането) или комбинирано. Изпаряването може да се осъществи чрез внасяне на топлина в системата, чрез намаляване на налягането или комбинирано.

Основни параметри при тези процеси са температурата на системата, налягането, при което тя се намира и топлината на парообразуване, респективно топлината на кондензация. Факторите, които благоприятстват протичането на кондензацията, влияят отрицателно върху изпаряването и обратно. Ето защо кондензацията се провежда при намаляване на температурата или повишаване на налягането, а изпаряването - при противоположно изменение на тези фактори.



Фиг.4.21. Функционална зависимост между налягането и температурата на наситени пари.

Известно е, че температурата (t) и налягането (P) на наситените пари са във функционална зависимост (фиг. 4.21.). От нея се вижда, че в областта на ниските налягания малко изменение на P води до значително изменение на t , докато при високите налягания това изменение е малко. Общият извод е, че чрез промяна на един от параметрите (P или t) може да се променя другия.

4.4.1. Кондензация.

Интензивността на топлопредаването при кондензация зависи от вида на кондензацията:

- а) капкова, когато кондензатът се отлага по стената на капки;
- б) ципеста (слоеста), когато се образува тънък непрекъснат слой;
- в) смесена.

Топлообменните апарати работят обикновено в режим на ципеста кондензация, благодарение на доброто омокряне на охлаждащата повърхност от кондензата. Количеството топлина, при ламинарен режим на движение на кондензата, се предава само чрез топлопроводност.

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta}$$

Следователно образуването на гранична ципа от ламинарно движещ се кондензат, който има голямо термично съпротивление на топлопредаване от парата към охлаждащия поток флуид, води до по-малки коефициенти на топлопредаване в сравнение със случая на капкова кондензация. Това налага при проектиране на кондензатори да се обръща сериозно внимание на разположението на кондензиращата повърхност и посоката на парния поток.

По-важните препоръки за увеличаване на α са:

- хоризонтално разположената тръба дава по-тънък слой кондензат от вертикално разположената;
- разположението на сноп хоризонтални тръби трябва да е шахматно (изместено), за да не се сумира стичащият се кондензат;
- посоката на парния поток не трябва да е срещу стичащия се кондензат;
- при увеличаване на скоростта на парата слоя кондензат намалява дебелината си (разкъсва се);
- грапавостта и замърсяванията на стената увеличава дебелината на кондензата;
- съдържащите се в парите газове рязко намаляват топлообмена.

За отчитане влиянието на изменението на агрегатното състояние при кондензация е въведен критерият на фазово превръщане (на кондензация) (K):

$$K = \frac{r}{c \cdot \Delta t} ,$$

където:

r е топлината на кондензация, J/kg;

c - специфичният топлинен капацитет, J/kg.K;

Δt - разликата между температурата на външната повърхност на слоя (температурата на насищане) (t) и температурата на вътрешната повърхност на слоя (температурата на стената) (f), K.

Отчитайки критерия K , общото критериално уравнение за изчисляване на топлопредаването при кондензация има вида:

$$N_u = A(G_a \cdot P_r \cdot K) n \left(\frac{P_r}{P_{r\text{нò}}} \right)^{0,25}$$

При топлопредаване от чиста пара към вертикална стена или тръба $A = 0,42$ и $n = 0,28$. В случая на кондензация на чиста пара върху външната повърхност на единична хоризонтална тръба $A = 0,72$ и $n = 0,25$.

От горното уравнение, чрез неговото преобразуване, могат да се решават всички възможни случаи на топлообмен при кондензация. Така например, изчисляването на коефициента на топлопредаване от кондензиращата пара към охлаждащата стена при ламинарен режим на движение на ципата от образуващ се кондензат, се извършва по формулата:

$$\alpha = A \cdot \sqrt{\frac{\rho_k^2 \cdot \lambda_k^3 \cdot r \cdot g}{\mu_k \cdot l \cdot \Delta t}},$$

където:

ρ_k , λ_k и μ_k са съответно плътността, коефициентът на топлопроводност и вискозитетът на кондензата;

l - определящият геометричен размер на охлаждащата повърхност на стената;

r - топлината на кондензация.

За вертикални тръби (стени) с определена височина (h), $l = h$ и $A = 0,943$. При кондензация на пара по външната повърхност на хоризонтални тръби с диаметър d , $l = d$ и $A = 0,728$.

Коефициентът на топлопредаване при кондензация на парата върху повърхността на хоризонтален сноп тръби (α_n) винаги е по-малък от случая на единична хоризонтална тръба (α_1). Това се дължи на увеличаване дебелината на ципата кондензат върху долните тръби за сметка на стичането от по-горните редове. Стойността на α_n може да се изчисли приблизително по формулата:

$$\alpha_n = \frac{0,84 \cdot \alpha_1}{n^{0,07}},$$

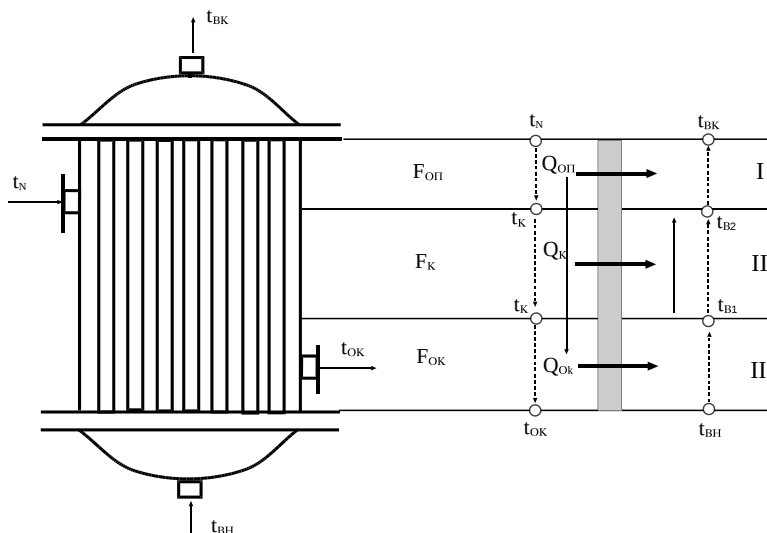
където: n е броят на редовете коридорно разположени тръби по височината на снопа или половината от тях, ако тръбите са разположени шахматно.

Кондензацията като процес, свързан с фазово превръщане, се използва в индустриалните технологии за нагриване (чрез кондензация на водни пари); за разделяне на газови и течни смеси, състоящи се от компоненти с различна температура на кондензация; за създаване на вакуум във вакуум изпарителните и вакуум сушилните инсталации. Последното приложение на кондензацията се дължи на обстоятелството, че парата намалява обема си 500-1000 пъти след кондензацията, което е съпроводено със създаването на вакуум в затвореното пространство на кондензатора и инсталацията, към която той е включен.

Обикновено кондензацията се извършва чрез охлаждане на парите с вода или въздух. Апаратите, в които се провежда кондензацията (кондензаторите) могат да работят при атмосферно налягане или под вакуум, а според посоката на движение на флуидите се делят на правотокови и противотокови. В зависимост от принципа на действие те се разделят на повърхностни и смесителни.

Най-същественото при повърхностните кондензатори е, че охлаждането на кондензиращите пари се извършва през стена и парите кондензират по топлообменната повърхност. Приложение като повърхностни кондензатори намират известните вече топлообменници: кожухотръбни, тип "тръба в тръба", змиевидни и др. Изборът на даден кондензатор зависи от вида и качеството на кондензиращия продукт, предназначението му, налягането и др. Повърхностните кондензатори се използват главно за кондензация на пари на ценни органични разтворители.

В най-общия случай в повърхностен кондензатор протичат последователно три процес: охлаждане на прегретите пари (оп); кондензация (к); охлаждане на кондензата (ок). Съществуването и на трите етапа не е задължително и зависи от изискванията на съответната технология.



Фиг.4.22.Схема на повърхностен кондензатор.

Интензивността на топлообмена е различна в различните етапи, което разделя кондензатора на три зони (фиг.4.22.). Всяка от тях се характеризира със съответна топлообменна повърхнина, коефициент на топлопреминаване, средна температура и количество обменена топлина.

Топлинният баланс на кондензатора (без да се отчитат топлинните загуби) се определя по формулата:

$$Q = Q_{оп} + Q_k + Q_{ок} = Q_v$$

Отчитайки различният характер на топлообмена в трите зони, се преобразува по следния начин:

$$Q = D_n \cdot c_n \cdot (t_n - t_k) + D_n \cdot r + D_n \cdot c_k \cdot (t_k - t_{ок}) = G_v \cdot c_v \cdot (t_{vk} - t_{vh}),$$

където: D_n е дебитът на парата, kg/s; c_n , c_k и c_v - специфичните топлинни капацитети съответно на парата, кондензата и водата, J/kg.K; r - топлина на кондензация, J/kg; t_n , t_k , t_{vh} , t_{vk} - температурите съответно на парата, кондензата, водата (начална) и водата (крайна), K.

Коефициентите на топлопреминаване (K) и за трите зони се изчисляват по известните начини. В първата зона парата се разглежда като газ. Във втората зона изчисленията се извършват по формулите за фазово превръщане (кондензация). В третата зона за кондензата, както и в трите зони за охлаждащата вода, коефициентите за топлоотдаване се определят от критериалните уравнения за конвективен топлообмен без промяна на агрегатното състояние.

Топлообменните повърхнини в отделните зони се определят по основното уравнение на топлопреминаването (формула 4.35.).

Количеството на охлаждащата вода се определя от топлинния баланс. Характерен показател за работата на повърхностните кондензатори е относителния разход на вода за

кондензиране на 1 kg пара $\left(\frac{G_a}{D_n} \right)$.

В смесителните кондензатори предаването на топлината от единия топлоносител (парите) към другия (най-често охлаждаща вода) става при тяхното непосредствено съприкосновение и смесване. Те се използват предимно за кондензация на водни пари. Смесителните кондензатори се делят на две групи: мокри и сухи. При мокрите кондензатори охлаждащата вода, образуващият се кондензат и некондензираните газове (предимно въздух) съвместно се извеждат с помпа от апарата. В сухите кондензатори охлаждащата вода и кондензатът напускат апарата от долната част чрез самотек, отделно от въздуха, който се засмуква с вакуумпомпа от горната част на кондензатора.

4.4.2. Изпаряване.

Процесите изпарение и изпаряване се различават един от друг. При изпарението, течността (разтворителят) се отделя от повърхността на системата при всяка температура и налягането на парите е по-ниско от атмосферното налягане. Изпаряването от своя страна се извършва в цялата маса на течността при температура, съответстваща на температурата на кипене при даденото налягане. За промишлената практика от значение е вторият процес (изпаряването), защото той протича значително по-интензивно от изпарението.

Кипенето е съпроводено от получаването на голям брой мехури върху топлообменната повърхност, тяхното нарастване и откъсване и движението им през слоя кипяща течност. Тези процеси водят до интензифициране на топлоотвеждането от нагриващите повърхности към обема на кипящата течност, което от своя страна увеличава скоростта на парообразуването (изпаряването).

В зависимост от степента на омокряне на топлообменната повърхност от изпаряваната течност, получаващите мехури имат различна форма.

Когато течността омокря добре топлообменната повърхност, получаващият се при кипене мехур има малка основа и почти сферична форма. Такива мехурчета много лесно се откъсват и се издигат през течността. При лошо омокряне на повърхността от течността, получаващият мехур има широка основа и за да се откъсне трябва силно да нарасне. Много често дори не се откъсва целият мехур, а само горната му част. Теплопредаването в първия случай е много по-добро, отколкото когато течността не омокря повърхността. При повишаване на температурата, интензивността на възникване на мехурчета силно нараства и практически цялата топлообменна повърхност се покрива със слой пара. Този режим на кипене се нарича ципест и се характеризира със силно намаляване на топлообмена.

При изпаряването се постига разделяне на разтворите на части с по-голяма и с по-малка концентрация. В идеалния случай при изпаряването разтворът се разделя на разтвор с повишена концентрация и чист разтворител. Този процес обикновено е съпроводен с кристализация на разтвореното вещество от разтвора с повишена концентрация. Следователно в индустриалните технологии изпаряването се използва за концентриране на разредените разтвори, за отделяне на разтворителя от разтвора (дестилация) и за кристализация на разтворените вещества. Понякога то има спомагателна роля за топлоснабдяване на промишлени потребители с пара.

Изпаряваните течности (разтвори) се нагряват до кипене с използване на някои от описаните в раздел 2.1. методи. Най-широко приложение намира водната пара, което се дължи на нейната висока относителна топлина на кондензация и висок коефициент на топлопредаване.

Основна характеристика на процеса изпаряване е топлината на изпаряване (r , J/kg). Това е количеството топлина, което се изразходва за превръщане на 1 kg течност при дадена температура от течно в газообразно състояние.

Температурата на наситените пари на една течност е функция на външното налягане, от която се вижда, че колкото налягането е по-ниско, толкова условията за провеждане на изпаряването са по-благоприятни. Това се използва в индустриалните технологии за икономично провеждане на изпаряването при постепенно намаляване на налягането.

Температурата на кипене на разтворите (t) винаги е по-висока от температурата на кипене на чистия разтворител (t_p) при еднакво външно налягане. Разликата между тези две температури се нарича температурна депресия (Δt_d):

$$\Delta t_d = t - t_p$$

Температурната депресия зависи от вида на разтвореното вещество и от неговата концентрация (Δt_d нараства с увеличаване на концентрацията). Определя се за всеки конкретен случай по опитни данни, таблици, графики и др.

Хидростатичната депресия (Δt_x) изразява разликата (в резултат на хидростатичното налягане) в температурите на кипене, които имат пластовете течност по височина в изпарителния апарат. Обикновено е 2-3 °C. За намаляването ѝ височината на изпарителните апарати се ограничава ($H/D = 1,2-1,5$).

Хидравличната депресия (Δt_T) се получава вследствие намаление на температурите на кипене на разтвора поради намаляване на налягането в апарата. Това повишаване се дължи на хидравличните загуби при многокорпусните апарати. Приема се, че Δt_T е около 1 °C за всеки корпус.

Пълната депресия (Δt) е равна на:

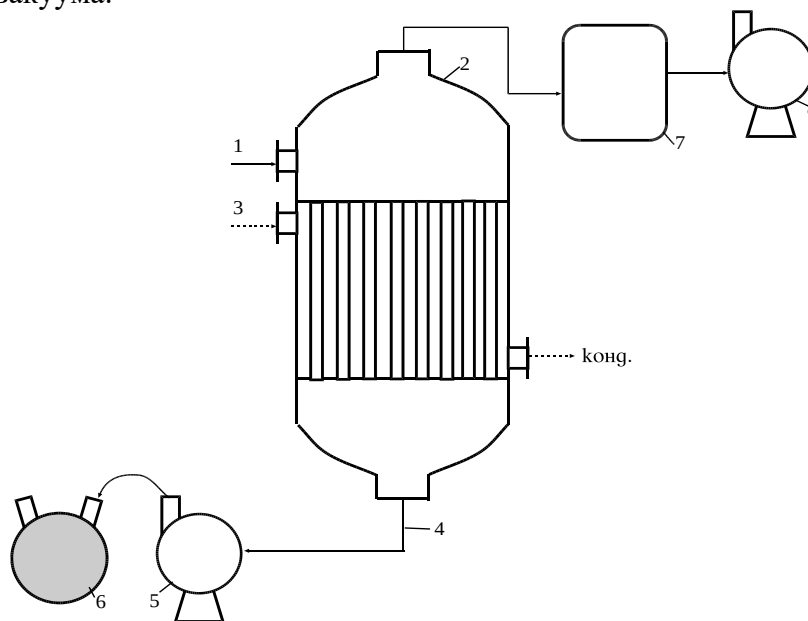
$$\Delta t = \Delta t_d + \Delta t_x + \Delta t_T$$

По горното уравнение на практика се определят температурните загуби в многокорпусните изпарителни инсталации.

Изпаряването може да се провежда в периодичен или непрекъснат режим, във вакуум, при атмосферно и при повишено налягане.

Изпаряването под вакуум има съществено предимство, че се извършва при по-ниски температури на кипене на разтвора. Това дава възможност да се използват за нагриване пари с ниско налягане. Под вакуум се изпаряват и разтвори, които са чувствителни към високите температури.

Вакуумизпарителните инсталации (фиг.4.25.) се състоят от изпарителни апарати и спомагателно оборудване: кондензатори, топлообменници, центробежни помпи, резервоари, кондензоотделители, вакуум помпи и др. Изходният разтвор (1) постъпва в изпарителния апарат (2), където с помощта на пара (3) се извършва кипене и изпаряване. Концентрираният разтвор(4) с помощта на центробежна помпа (5) се подава в резервоара (6). Вторичната пара кондензира в кондензатор (7), който заедно с вакуумпомпата (8) служи за създаване и поддържане на вакуума.



Фиг.4.25.Схема на вакуумизпарителна инсталация.

Изпаряването при атмосферно налягане обикновено се извършва в отворени съдове с парна риза, които се нагряват с водна пара. Получената вторична пара най-често не се използва и се изхвърля в атмосферата.

Изпаряването при повишено налягане води до повишаване на температурата на кипене на разтвора и се използва за разтвори, устойчиви при високи температури. Вторичните пари имат високо налягане и температура и могат да се използват за нагряване на други корпуси на изпарителната инсталация, които са с по-ниско налягане или за други топлотехнически цели.

Изпарителните апарати са най-съществената част на изпарителните инсталации. Изисква се да бъдат прости по устройство и да имат голяма производителност при малък обем.

Изпаряваните течности (разтвори) се различават твърде съществено по своите физични и физикохимични свойства, което обуславя голямото разнообразие от изпарителни апарати. Това затруднява тяхната класификация. Те могат да бъдат категоризирани по различни признаци: начин на действие; начин на подаване на разтвора; взаимно движение на парата и разтвора; наличие на кондензатор; начин на подаване и разпределение на парата; регенерация на топлината; начин на отвеждане на некондензираните газове; вид и разположение на нагревната повърхност; режим и кратност на циркулацията и др.

В тази връзка изпарителните апарати се делят на периодично или непрекъснато действащи; хоризонтални или вертикални; с естествена или принудителна циркулация; работещи под вакуум, атмосферно или повишено налягане и др. В промишлени условия изпаряването се извършва в един апарат (еднокорпусна изпарителна инсталация) или в няколко апарата, последователно свързани като многокорпусна изпарителна инсталация.

Еднокорпусните изпарителни инсталации се характеризират със значителна загуба на топлина. При тях за изпаряване на 1 kg вода се изразходва теоретично около 1 kg наситена пара, а в действителност този разход е приблизително 1,1 kg. Затова те се използват главно в малки по мащаби и периодично действащи производства.

В многокорпусните изпарителни инсталации нагряващата пара постъпва за нагряване само в първия корпус, като всеки следващ корпус се нагрява от вторичната пара на предхождания. За протичане на процеса кипене е необходимо температурата на парата да бъде по-висока от тази на кипящия разтвор. Това може да се постигне благодарение на постепенното намаляване на налягането от корпус в корпус.

Обикновено в първия корпус на многокорпусната изпарителна инсталация се поддържа атмосферно или повишено налягане, а в следващите - вакуум. Вторичната пара от последния корпус е с ниски топлотехнически параметри, поради което тя кондензира в кондензатор и се създава вакуум, осигуряващ оптимален режим на работа на цялата изпарителна инсталация.

Във всеки корпус (без първия) се извършва и самоизпаряване на течността (разтвора). Това се дължи на обстоятелството, че попадайки при по-ниска температура и налягане във всеки следващ корпус, разтворът се охлажда и отделената топлина изпарява част от разтворителя.

Промишлените изпарителни инсталации с непрекъснато действие се класифицират по различни признаци: по броя на корпусите; по налягането на вторичната пара в последния корпус; в зависимост от технологията на обработка на разтвора и др. Най-често многокорпусните изпарителни инсталации се разделят в зависимост от посоката на движение на нагряващата пара и изпарявания разтвор на правотокови, противотокови, с паралелно и смесено захранване на корпусите.

Методиката на изчисляването на еднокорпусните и многокорпусните изпарителни инсталации е представена подробно в специализираната литература. За еднокорпусните изпарителни инсталации е необходимо да се намери: 1) Количеството на разтворителя, който трябва да се изпари (на базата на уравнението на материалния баланс, който може да се състави по отношение на общото количество на разтвора преди и след концентриране или по

отношение на сухите вещества в него - допуска се, че няма загуби); 2) Количеството на нагриващата пара (от уравнението на топлинния баланс); 3) Необходима нагривна повърхност (от основното уравнение на топлопреминаването); 4) Продължителност на един цикъл.

Изпаряването в апаратите на многокорпусните уредби протича при постоянни температури, тъй като от двете страни на топлообменната повърхност се осъществява фазово превръщане (кондензация и кипене). Движещата сила на процеса е разликата между температурата на първичната пара ($t_{п}$) и температурата на кипене на течността ($t_{кип}$) за един корпус. Общата температурна разлика ($\Delta t_{общ}$) представлява разликата между $t_{п}$ и температурата на вторичната пара в последния корпус.

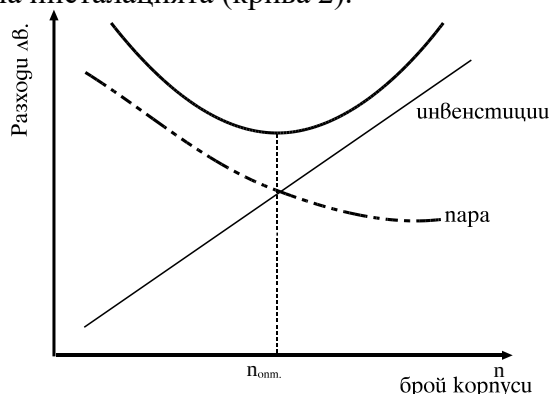
Полезната температурна разлика ($\Delta t_{пол}$) се определя от равенството:

$$\Delta t_{пол} = t_{п} - t_{кип} = \Delta t_{общ} - \Delta t_{заг},$$

където: $\Delta t_{заг}$ са температурните загуби, представляващи пълната депресия.

Величината $\Delta t_{пол}$ трябва да се разпредели по отделните изпарителни апарати на многокорпусната инсталация. Най-често това се извършва при равенство на площта на топлопредаващите повърхности на всички корпуси на изпарителната инсталация.

Полезната разлика между температурата на течността (разтвора) и нагриващата пара не трябва да бъде по-малка от 7-8 °С. Това ограничава броя на изпарителните апарати до 3-5. Практическият разход на пара (в kg) за 1 kg изпарена вода намалява с увеличаване броя на корпусите. При еднокорпусната инсталация той е 1,10, в двукорпусната - 0,57, в трикорпусната - 0,40, в четирикорпусната - 0,30, в петкорпусната - 0,27. Най-често се използват три- и четирикорпусни изпарителни инсталации. Оптималният брой на изпарителните апарати в дадена инсталация се определя на базата на технико-икономически показатели (крива 3 - фиг.4.26.), отчитайки разхода на пара (крива 1) и разходите за изработка и поддържане на инсталацията (крива 2).



Фиг.4.26.Графично определяне на оптималния брой корпуси.

ГЛАВА 5. МАСООБМЕННИ ПРОЦЕСИ

5.1. Общи сведения за масообменните процеси.

Всеки физикохимичен процес се състои най-малко от три етапа. Първият от тях обхваща пренасянето на веществата, участващи в процеса, до мястото на тяхното взаимодействие. При хетерогенните процеси (които са преобладаващи в индустриалните технологии), това място е границата на фазите или самата реакционна повърхност. През втория етап се извършва самото взаимодействие (най-често химическо), а през третия етап продуктите на взаимодействието се отвеждат от мястото на процеса. Сумарната скорост на процеса се определя от скоростите на трите етапа (ако те са съизмерими). Ако, обаче скоростта на единия от етапите е значително по-малка от другите, сумарната скорост на процеса се определя (лимитира) от нея. Обикновено първият и третият етап по своята физикохимична същност са процес дифузия. Следователно, ако те са определящи (по-бавни) се казва, че процесът се извършва в дифузионната област. Ако вторият етап е най-бавен, общата скорост на процеса се определя съгласно законите на химичната кинетика, а процесът - протича в кинетичната област. Съществуват, разбира се, и процеси от смесен тип.

Дифузията е спонтанен (самоволен) процес, при който се пренасят маси вещество от едно място на пространството в друго под действието на физикохимични фактори. В тази връзка дифузионните процеси се наричат още масообменни. Дифузията се предизвиква от "стремежа" на всяка система да достигне физикохимичното си равновесие. За технологията, обаче, е важно да се познава не само равновесието (статиката) на процеса дифузия, но и скоростта с която това равновесие се достига (динамиката).

Дифузията може да протича в една или две посоки (еднопосочна и двупосочна дифузия), в хомогенна или хетерогенна среда. Според механизма на пренасянето дифузията бива молекулна и конвективна.

В промишлеността намират широко приложение технологичните процеси абсорбция, дестилация (ректификация), адсорбция, сушене, кристализация и други. Това са типични хетерогенни процеси, като тяхната скорост се определя от скоростта на пренасяне на вещество (маса) от една фаза в друга. Следователно тава са масообменни (дифузионни) процеси, а апаратите, в които се провеждат - масообменни апарати.

Движещата сила на процеса масопренасяне (Δ) е отклонението от състоянието на динамично равновесие между контактуващите фази. Според химичната термодинамика големината на това отклонение (при равни температури и налягания на фазите) се определя от разликата между химичните потенциали на преминаващия компонент (изразени по отношение на газовата или течната фаза). При техническите изчисления се използват не химичните потенциали, а по-простите и лесно определими величини - концентрациите. Тъй като концентрациите могат да бъдат изразени в различни единици, движещата сила на процеса масопренасяне (ДСМ) може да има различни стойности.

За изразяване на състава на фазите в двукомпонентните системи "течност - газ (пара)" се използват различни начини и различни означения на концентрацията на компонента А, съответно в течната и газовата (парната) фази:

- Молна част, $\text{kmolA/kmol}(A + B)$ и означения, съответно x и y ;
- Масова част, $\text{kgA/kg}(A + B)$ и означения - $x_{\sim}$ и $y_{\sim}$;
- Относителна молна концентрация (част), kmolA/kmolB и означения - X и Y ;
- Относителна масова концентрация (част), kgA/kgB и означения - $X_{\sim}$ и $Y_{\sim}$;
- Обемна моларна концентрация, $\text{kmolA/m}^3(A + B)$ и означения - C_x и C_y ;
- Обемна масова концентрация, $\text{kgA/m}^3(A + B)$ и означения - $C_{x\sim}$ и $C_{y\sim}$.

Масообменните процеси се характеризират в повечето случаи с участието на три вещества: две разпределящи вещества (G и L), между които се разпределя третото вещество

(*M*). Нека молната част на разпределяното вещество във фазата *G* да е *y*, а в *L* - *x*. Когато има разлика в концентрациите *y* и *x*, между фазите ще се извършва преход на вещество *M*. Масопренасянето ще се извършва в посока от по-голямата към по-малката концентрация на разпределяното вещество. След определено време скоростите на прехода на веществото *M* от фазата *G* в *L* и обратно ще станат еднакви - настъпва равновесие между фазите. При него на всяка концентрация на разпределяното вещество в едната фаза (*x*) съответства равновесна на нея концентрация (*y_p*) на това вещество в другата фаза и обратно, на всяка концентрация (*y*) съответства равновесна концентрация (*x_p*). Използвайки тези обозначения, връзката между състава на фазите при равновесие може да се изрази със зависимостите:

$$y_p = f_1(x); x_p = f_2(y)$$

Графичното изображение на горните зависимости се нарича равновесна линия. Отношението между състава на фазите при равновесие се нарича константа на фазово равновесие (*m*) и представлява тангенсът на ъгъла на наклона на равновесната линия:

$$m = \frac{y_p}{x}$$

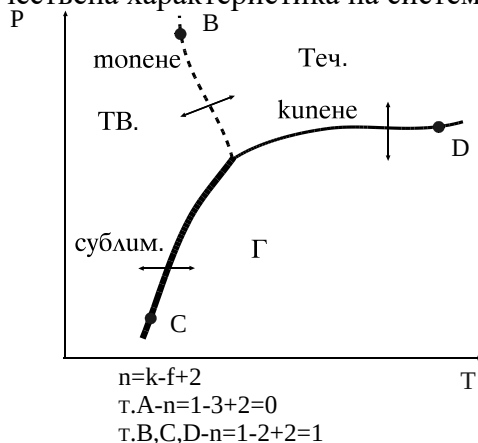
Ако $y > y_p$ (следователно $x < x_p$), разпределяното вещество *M* ще преминава от фазата *G* в *L*. Когато $y < y_p$ ($x > x_p$) веществото *M* ще преминава от фазата *L* във фазата *G*. Скоростта на този процес ще бъде пропорционална на разликата между фактичската концентрация на разпределяното вещество в едната фаза и равновесната концентрация.

Затворена система, състояща се от една (или няколко) фази се нарича равновесна, ако в продължение на неограничено време в нея не протичат никакви качествени или количествени изменения. Следователно, за да има фазово равновесие трябва температурата, налягането и състава на фазите да бъде константа.

Зависимостта между броя на компонентите (*k*) на дадена система, броя на фазите (*f*) и броя на степените свобода (*n*) се установява с правилото на фазите (правилото на Гибс):

$$n = k - f + 2$$

То показва какъв брой параметри (*t*, *p*, *C*) могат да се изменят без да се наруши равновесието и дава само качествена характеристика на системата.



Фиг. 5.1. Диаграма на фазовото равновесие на еднокомпонентна система.

Илюстрирането на правилото на фазите най-лесно може да се извърши при еднокомпонентна система (фиг. 5.1.), за която равновесието се изразява в координати "налягане - температура". Линията *AB* изразява зависимостта на температурата на топене от налягането, линията *AD* - температурата на кипене, а линията *AC* - температурата на сублимация. В тройната точка *A* системата има $n = 0$ ($1 - 3 + 2$), следователно равновесието е възможно само при строго определени стойности на *P* и *T*. По всяка от линиите на равновесие $n = 1$ ($1 - 2 + 2$), следователно може да се променя само един параметър. Например, при промяна на *T*, за да се запази равновесието трябва да се промени и *P*. Или на всяка стойност на *T* от линията за равновесие отговаря строго определена стойност от *P*.

5.1.1. Молекулна и конвективна дифузия.

В неподвижна среда масопренасянето в дадена фаза може да се осъществи чрез молекулна дифузия, която е обусловена от безпорядъчното движение на молекулите, а в движеща се среда - едновременно чрез молекулна и конвективна дифузия.

При молекулната дифузия веществата дифундират частица по частица под действието на концентрационен градиент. Тя се описва от първия закон на Фик, съгласно който масата вещество dM (kg), дифундиращо за време $d\tau$ (s) през повърхност dF (mI), перпендикулярна

на посоката на дифузия, е пропорционална на концентрационния градиент $\frac{gc}{gx}$ (kg/m⁴):

$$dM = -D \cdot \left(\frac{\ddot{A}\ddot{n}}{\ddot{A}\ddot{o}} \right) \cdot dF \cdot d\tau$$

В това уравнение множителят D се нарича коефициент на молекулна дифузия. Знакът минус в дясната част на уравнението показва, че концентрацията намалява с увеличаване на x . Коефициентът на молекулна дифузия е физична константа, характеризираща способността на дадено вещество да прониква в неподвижна среда в резултат на дифузията. Той изразява количеството вещество, което дифундира за единица време под действие на концентрационен градиент единица през единица повърхност, перпендикулярна на посоката на дифузията. D има размерност (mI/s), която се определя от закона на Фик. Изхождайки от физичния смисъл на коефициента и неговата размерност може да се направи доста близка аналогия между масо- и топлообмена - D е аналогичен на коефициента на температуропроводност (a).

Молекулният дифузионен коефициент зависи от свойствата на дифундиращото вещество и средата, в която се извършва дифузията, температурата и налягането. За реалните газове той има стойност 0,001-0,01 mI/s, а за течностите е 104-106 пъти по-малък. Стойностите на D се определят по опитен път и могат да се намерят в справочната литература или да се изчислят като се използват различни уравнения.

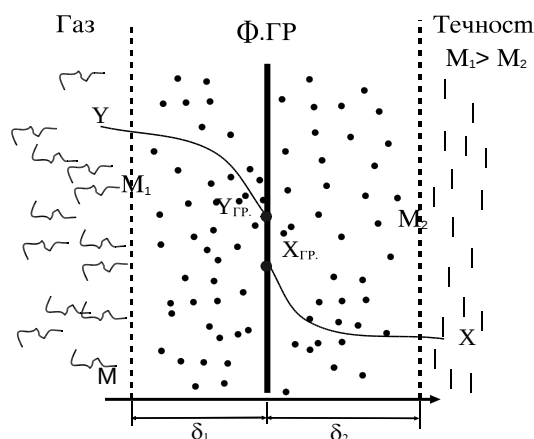
Ако е известен дифузионния коефициент (D_0) за дадена двойка газове при температура $T_0 = 273$ K и налягане $p_0 = 0,1$ МПа, то за други стойности на температурата (T) и налягането (p) коефициентът на дифузия може да се определи по формулата:

$$D = D_0 \cdot \frac{p_0}{p} \cdot \frac{T}{T_0} \cdot 1,5$$

Молекулната дифузия в чист вид се наблюдава много рядко. Тя е бавен и продължителен процес, особено в течности и твърди тела. Най-често е съпроводена от конвективна дифузия.

При конвективната дифузия частиците от дифундиращите вещества се увличат от потока на движещата се среда и се пренасят заедно с нея. Масообменният процес протича значително по-интензивно, отколкото при молекулната дифузия. При конвективната дифузия се извършва пренасяне на вещество не само по посока на потока, но и по неговото напречно сечение.

Масопренасянето от фазата G във фазата L за сметка на масопредаването от всяка фаза може да се изрази с помощта на представата за граничния слой (фиг.5.2.). Съгласно теорията на Уитман-Люис се приема, че от двете страни на фазовата граница се формират ламинарни слоеве, през които дифузията на веществата става по молекулен път. В ядрото на потока се извършва интензивно разбъркване за сметка на конвективната дифузия и концентрацията (y или x) на разделяемия компонент е близка до постоянна. Рязко изменение в концентрацията се наблюдава в граничния слой. Пренасяне на целевия компонент се извършва от едната фаза (G) към междуфазната повърхност и от нея към ядрото на другата фаза (L).



Фиг.5.2.Схема на масообменен процес в система "течност-газ".

На фазовата граница се установява равновесие между двете фази. Масата на дифундиращото вещество (M) в границите на всяка фаза за единица време се дава от уравненията:

$$M = \frac{D_1}{\delta_1} \cdot (y - y_{\text{ГР}}) \cdot F = \frac{D_2}{\delta_2} (x_{\text{ГР}} - x) \cdot F ,$$

където: D_1 и D_2 са коефициентите на молекулярна дифузия на преминаващото вещество в контактуващите фази; δ_1 и δ_2 - дебелините на граничните слоеве; y и x - концентрациите на целевия компонент в ядрото на всяка фаза; $y_{\text{ГР}}$ и $x_{\text{ГР}}$ - концентрациите на преминаващото вещество на междофазната повърхност; F - площта на междофазната повърхност.

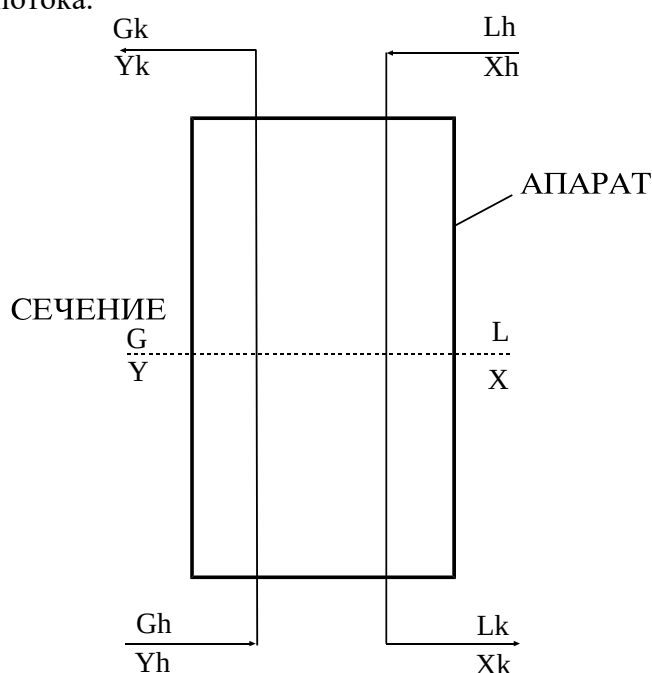
5.1.2. Материален баланс и движеща сила на масообменен процес.

При почти всички индустриални технологии масообменът се осъществява в апарати с непрекъснато действие и в режим на противоток. Уравненията на материалния баланс на такъв процес (фиг.5.3.) имат следния вид:

$$G_k + L_h = G_H + L_K$$

$$G_k \cdot y_k + L_h \cdot x_h = G_H \cdot y_H + L_K \cdot x_K ,$$

където: G_H , G_K , L_H и L_K са разходите (масови, обемни, молни) на двата масообменящи потока на входа и изхода на апарата; y_H , y_K , x_H и x_K - концентрациите на целевия компонент (M) в двата масообменящи потока.



Фиг.5.3.Схема към съставянето на материален баланс на масообменен процес.

5.1.3. Основно уравнение на масопренасянето.

Всеки масообменен процес се характеризира с количеството вещество dM (kg), преминаващо от едната фаза в другата (дифузионен поток) за време $d\tau$ (s) през площ dF (m²) на междуфазната повърхност при наличие на движеща сила Δ и съпротивление R . Скоростта на този процес може да се запише така:

$$\frac{dM}{dF} \cdot d\tau = \frac{\Delta}{R}$$

По аналогия с топлопrenaсянето може да се означава $\frac{1}{R} = K$, където K е коефициент на масопrenaсяне. Тогава уравнението ще добие вида:

$$\frac{dM}{dF} \cdot d\tau = K \cdot \Delta$$

Ако количеството вещество (dM), преминало от едната в другата фаза, се отнесе към единица време се получава основното уравнение на масопrenaсянето:

$$dM = K \cdot \Delta \cdot dF$$

За цялата повърхност (F), през която се извършва масообменът, уравнение (5.17.) приема вида:

$$M = K \cdot \Delta \cdot F$$

Коефициентът на масопrenaсяне (K) характеризира количеството вещество (kg или kmol), което преминава от едната фаза в другата през единица междуфазна повърхност ($F = 1$ m²) за единица време ($\tau = 1$ s) при $\Delta = 1$. Той се определя още от хидродинамичната обстановка в масообменния апарат (конструкция и работен режим). Неговата размерност е:

$$[K] = \left[\frac{M}{F \cdot \Delta} \right] = [kg/(s \cdot m^2 \cdot \text{единица ДСМ})]$$

Протичането на масообменния процес е възможно само при наличие на неравновесни фази. ДСМ се определя от степента на отклонение от равновесното състояние и може да се изрази с единиците, използвани за състава на фазите. Ако Δ се замести чрез разликата на съдържанието на целевия компонент в газовата или течната фаза, то уравнение (5.18.) ще се запише по следните начини:

$$M = K_y \cdot (y - y_p) \cdot F$$

$$M = K_x \cdot (x_p - x) \cdot F,$$

където: y и y_p са работната и равновесната концентрация на компонента в газовата фаза; x и x_p - същото, но в течната фаза.

Движещата сила (Δ) може да се изрази и чрез разликата в парциалните налягания.

В зависимост от това в какви единици се изразява движещата сила (kg/kg; N/m²; kg/m³) и коефициентът на масопrenaсяне добива различна размерност: kg/m³.s; s/m или m/s.

5.2. Абсорбция.

Абсорбцията е физикохимичен процес на поглъщане от определено тяло на газове, пари, течности и разтворени вещества от обкръжаващата среда. Поглъщащото тяло се нарича сорбент, поглъщаните вещества - сорбат. Обратният процес се нарича десорбция. Частни случаи на сорбцията са абсорбцията (обемно поглъщане) и адсорбцията (поглъщане на повърхностите на разделяне на фазите).

Абсорбцията обикновено е процес на избирано поглъщане на компоненти от газови или парогазови смеси от течни поглъщатели (абсорбенти). При физичната абсорбция се извършва поглъщане на сорбата за сметка на неговото разтваряне в абсорбента. Хемисорбция се нарича процесът, при който абсорбираният компонент встъпва в химична реакция с течната фаза (сорбента).

Физичната абсорбция, за разлика от хемисорбцията, е обратим процес. Десорбцията е отделяне на разтворения газ или пари от абсорбента. В индустриалните технологии абсорбцията се съчетава с десорбцията, което позволява абсорбентът да се използва многократно.

Като абсорбенти се използват индивидуални течности или разтвори, към които се предявяват редица изисквания: висока абсорбционна способност; селективност; ниско налягане на парите; нетоксичност; взриво- и огнебезопасност; достъпност; ниска цена и др.

5.2.1. Физични основи на процеса абсорбция.

Абсорбцията се основава на различната разтворимост на газовете и парите в течностите, която зависи от:

- 1). физичните и химични свойства на газовата и течната фаза;
- 2). температурата;
- 3). налягането на газа в сместа.

Абсорбционният процес се извършва в двуфазна система (газ - течност) между три компонента (течен, газообразен и поглъщано газообразно вещество). Съгласно правилото на фазите броят на степените свобода е: $n = k - f + 2 = 3 - 2 + 2 = 3$. Това показва, че без да се нарушава равновесието на системата могат да се изменят три нейни параметъра (температура, налягане, състав на едната фаза).

При равновесие на фазите съставът на газа ще се определя от състава на течността: $y = f(x)$. Основен закон, който характеризира равновесието в системата "газ-течност", е законът на Хенри. Съгласно него, при дадена температура, равновесното парциално налягане (p) на даден компонент в газовата фаза над течността е пропорционално на съдържанието на разтворения газ (x) в течността:

$$p = H \cdot x,$$

където: H е коефициентът на пропорционалност (константа на Хенри), имащ размерност на налягане.

Коефициентът H зависи от природата на разтваряното вещество и температурата:

$$\ln H = \frac{q}{RT} + C,$$

където: q е топлината на разтваряне на газа, kJ/kmol; $R = 8,314$ kJ/(kmol.K) - универсалната газова константа; C - константа, зависеща от природата на газа и течността (определя се по опитен път).

От уравненията се вижда, че с повишаване на температурата разтворимостта на газа в течността намалява. За да се извърши абсорбция при температура t_1 и състав на течната фаза x_1 парциалното налягане на разтваряния компонент трябва да бъде $p > p_1$, а за десорбция - $p < p_1$.

Законът на Хенри се отнася за идеални разтвори и е приложим с достатъчна точност за силно разреждени реални разтвори, приближаващи се по свойства към идеалните. Много газове имат голяма разтворимост, поради което зависимостта " p - x " няма праволинеен характер и се определя експериментално. От представената равновесна линия може да се направят изводи за предимствата на провеждането на абсорбционния процес под налягане.

При практическите изчисления се използват различни форми на закона на Хенри. Съгласно закона на Далтон парциалното налягане (p) на компонента в газовата фаза е равно на общото налягане (P) умножено по молната част (y) на този компонент в сместа:

$$p = P \cdot y \text{ и } y = \frac{p}{P}$$

Съпоставяйки уравненията се получава:

$$y_p = \frac{p}{P} = \frac{H \cdot x}{P} \text{ или } y_p = A_p \cdot x,$$

където: $A_p = \frac{H}{P}$ е константата на фазово равновесие, зависеща от налягането, температурата и концентрацията на разпределяния компонент в течността.

Ако молните части в уравнението на равновесие се заместят с относителните молни концентрации, то ще се получи:

$$Y = \frac{A_p \cdot X}{1 + (1 - A_p)X},$$

където: $Y_p = \frac{y_p}{1 - y_p}$ и $X = \frac{x}{1 - x}$ са относителните молни концентрации на компонента в газовата смес и абсорбента.

Ако газът е малко разтворим (концентрацията на X е незначителна), произведението $(1 - A_p) \cdot X \approx 0$ и уравнението приема вида:

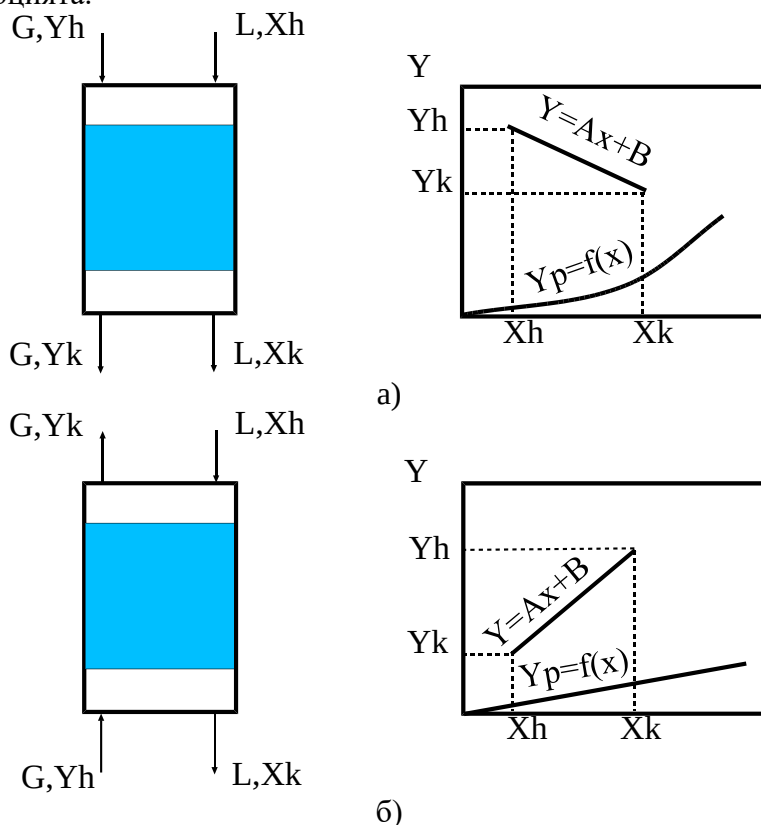
$$Y = A_p \cdot X$$

Факторите, които увеличават разтворимостта на газовете в течността и спомагат за абсорбцията са повишаването на налягането и понижаването на температурата. Обратният процес - десорбцията - се интензифицира при понижаване на налягането, повишаване на температурата и прибавяне към абсорбентите на добавки, които намаляват разтворимостта на газа в течността.

5.2.2. Принципни схеми на абсорбция.

В промишлеността са намерили приложение различни схеми на абсорбционните процеси: правотокови, противотокови; едностепенни и многостепенни (с рецикулация).

На фиг.5.7. са представени правотокова и противотокова схема на абсорбция. При първия случай газовият и течностният поток се движат в една посока. На вход газът е с по-голяма концентрация на абсорбирувания компонент и контактува с течност, имаща по-малка концентрация на компонента. На изход от апарата разликата ($y_k - x_k$) е малка, което затруднява абсорбцията.



Фиг.5.7.Схема на правотокова (а) и противотокова (б) абсорбция.

При противотоковата схема в единия край на апарата контактуват газ и течност, имащи по-високи концентрации на разпределяния компонент (y_h и x_k), а в другия - по-ниски стойности на концентрациите (y_k и x_h).

При схемите с рециркулация се извършва многократно връщане в апарата на течността или газа. Те могат да бъдат едностепенни (с един апарат) и многостепенни (с два и повече апарата). В зависимост от движението на газовата и течната фаза схемите с рециркулация се делят на правотокови и противотокови.

При използване на рециркулация на абсорбента или газа при един и същ разход на свежия абсорбент количеството на течността, преминаващо през абсорбера е повече. В резултат на това се повишава коефициентът на масопренасяне, а при многостепенните схеми се обезпечава и по-голяма движеща сила. Използването на охладител в отклонението за рециркулиращия абсорбент позволява лесно да се отвежда топлина от взаимодействащите вещества.

5.2.3. Материален и топлинен баланс на процеса абсорбция.

При разтварянето на газа температурата на течността обикновено се повишава в резултат на отделящото се значително количество топлина, което се определя по уравнението:

$$Q = q.M = q.L.(x_k - x_h),$$

където: q е топлината на разтваряне (J/kg) на погълнатите компоненти, приблизително равна на топлината на кондензация.

Топлината, отделяна при абсорбцията, се изразходва за нагряване на течността:

$$Q = L.c.(t_k - t_h),$$

където: c е специфичният топлинен капацитет на течността, J/(kg.K); t_h и t_k са температурите на течността съответно на вход и изход от апарата.

Приравнявайки десните части на уравнения се получава уравнението на топлинния баланс на абсорбционния апарат:

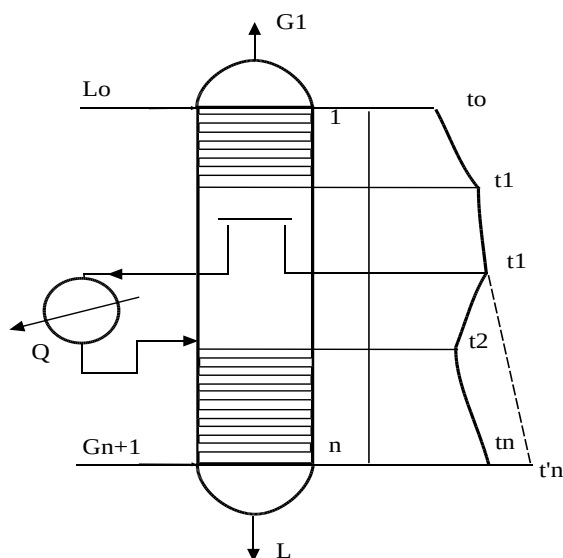
$$q.(x_k - x_h) = c.(t_k - t_h)$$

За произволно сечение на абсорбера със състав на течността x и температура t уравнението ще се запише така:

$$q.(x - x_h) = c.(t - t_h)$$

От полученото уравнение може да се определи температурата на течността във всяко сечение на апарата (при всяка стойност на x) с цел построяване на равновесната линия:

$$t = t_h + q. \frac{(x - x_h)}{c}$$



Фиг.5.8.Схема с междинно охлаждане на течността и изменение на температурата по височина на абсорбера.

Отделящата се топлина, намалява интензивността на абсорбцията. По тази причина трябва течността да се охлажда. Когато абсорбера е само един корпус, течността се отвежда, охлажда се и пак се връща в долната част на апарата (фиг.5.8.). При многокорпусни абсорбционни инсталации охлаждането се извършва при преминаването на течността от корпус в корпус.

5.2.4. Кинетични закономерности на абсорбцията.

Скоростта на процеса абсорбция може да се от основното уравнение на масопренасянето за двуфазна система, като движещата сила ($y - y_p$) се замени с $(p - p_p)$, а $(x_p - x)$ - с $(C_p - C)$, в резултат на което се получава:

$$M = K_y \cdot (p - p_p) \cdot F$$

$$M = K_x \cdot (C_p - C) \cdot F,$$

където: p е работното налягане на разпределяния компонент в газовата смес, Ра; p_p - равновесното налягане на газа над абсорбента, Ра; C - работната концентрация на разпределяния компонент в течността, kmol/m³; C_p - равновесната концентрация на разпределяния газ в течността, съответстващо на неговото работно парциално налягане в газовата смес, kmol/m³.

В този случай за системи, подчиняващи се на закона на Хенри, уравнението на равновесната зависимост има вида:

$$p_p = H \cdot C$$

Коефициентите на масопренасяне K_y и K_x могат да се запишат чрез коефициентите на масопредаване β_y и β_x по следния начин:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{H}{\beta_x}} \text{ и } K_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{H \cdot \beta_y}},$$

където: β_y е коефициентът на масопредаване от потока газ към повърхността на фазовия контакт; β_x - коефициентът на масопредаване от повърхността на фазовия контакт към потока течност.

Големината на стойността на константата на Хенри (H) влияе върху коефициентите на масопренасяне. Ако H има малка стойност, то тогава $\frac{H}{\beta_x} \ll \frac{1}{\beta_y}$ и може да се смята, че $K_y \approx \beta_y$.

От това следва, че дифузионното съпротивление е съсредоточено в газовата фаза. Ако H има голяма стойност, тогава $\frac{1}{H \cdot \beta_y} \ll \frac{1}{\beta_x}$ и може да се приеме, че $K_x \approx \beta_x$, което означава, че дифузионното съпротивление е съсредоточено в течната фаза.

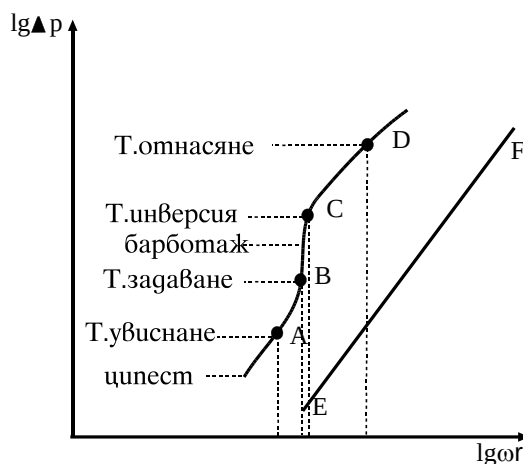
5.2.5. Видове абсорбери и абсорбционни инсталации.

В зависимост от принципа на действие абсорберите могат да се разделят на три групи:

- 1).повърхностни;
- 2).барботажни (тарелкови);
- 3).разпръсквателни.

При повърхностните абсорбери повърхността на фазовия контакт се образува чрез стичане на абсорбента по повърхността на специален пълнеж, който може да се изработи във вид на тръби, листове или специални тела.

Използването на колоните с пълнеж като абсорбери е възможно когато масообменът зависи както от дифузионното съпротивление на течната фаза, така и от съпротивлението на газовата фаза. За тяхната работа от съществено значение са хидродинамичните условия. При противоток са възможни следните хидродинамични режими (фиг.5.9.):



Фиг.5.9.Зависимост между хидравличното съпротивление на газа в абсорбера ($L = \text{const}$):
1 - сух пълнеж; 2 - оросяван пълнеж.

1. Ципест режим. Той се наблюдава при малки скорости на газа и неголямо количество на течната фаза (завършва в т.А).

2. Режим на "увисване". При него в резултат на нарастване на скоростта на газа силата на триене на газовата и течната фаза на повърхността на контактуване на фазите се изравнява от силата на тежестта, действаща на течността. Дебелината на ципата и количеството на задържаната в пълнежа течност се увеличават. Спокойното течение на ципата се нарушава, появяват се завихрения, капки, пръски, което интензифицира абсорбционния процес. Този режим завършва в т.В.

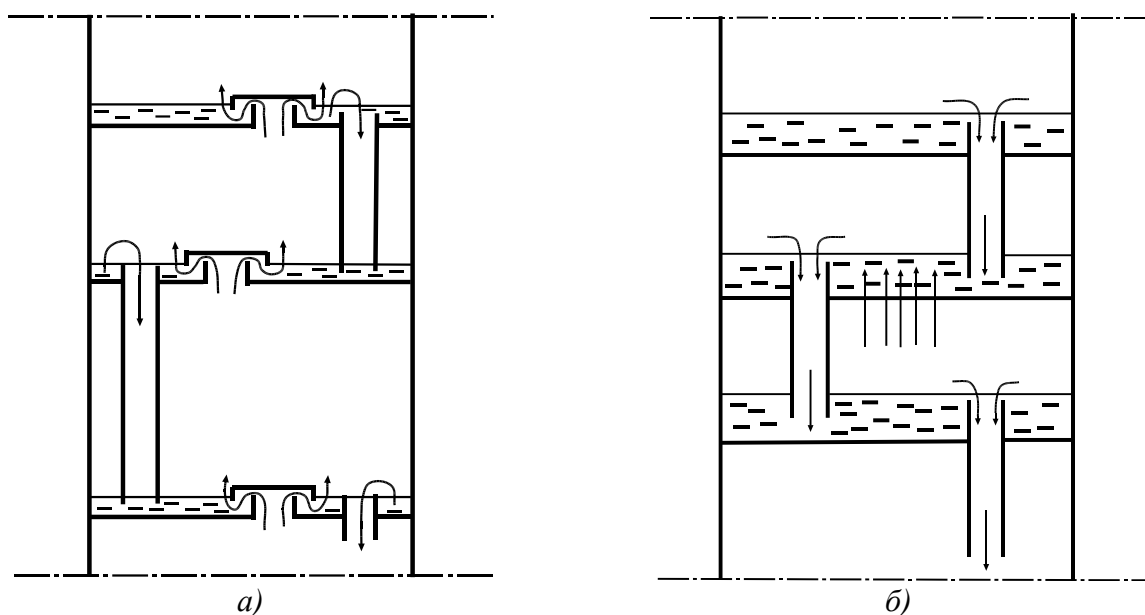
3. Емулсионният режим се получава в резултат на натрупване на течност в свободния обем на пълнежа. Този процес продължава докато силата на триене между движещия се газ в колоната и стичащата се течност не се уравни от силата на тежестта на течността, намираща се в пълнежа. При емулсионния режим ролята на пълнежа е да разбие газовата фаза на малки мехурчета и да увеличи пътя им. Хидравличното съпротивление на колоната нараства рязко по почти вертикалния участък ВС. Настъпва обръщане (инверсия) на фазите - течността от дисперсна фаза става дисперсна среда, а газът - дисперсна фаза. При този режим значително се интензифицират масообменните процеси в колоните с пълнеж.

4. Режим на отнасяне или обратно движение на течността, която се изхвърля от газовата фаза през върха на колоната. Този режим няма практическо приложение.

Пълнежът в колоните заема напълно обема на апарата или се нарежда (насипва) на слоеве с определена височина. С цел неговото равномерно оросяване се използват различни разпръскващи устройства. За да се избегне формирането на газов тунел и изместване на абсорбента към стените на колоната между отделните слоеве пълнеж се поставят събирателни прегради. Тяхната задача е отново да разпределят течността. Най-важните характеристики на пълнежа са: относителната повърхност τ (m^2/m^3) и свободния обем $V_{\text{св}}$ (%). Данни за това се намират в специализираната литература.

При барботажните абсорбери фазовият контакт се осъществява под формата на мехурчета и струи, на повърхността на които се извършва абсорбцията. Най-съществено значение за промишлеността от този вид абсорбери имат тарелковите колони. По външен вид те приличат на колоните с пълнеж. В тях възходящият газов поток последователно барботира през слоевете течност на тарелките. Последните са разположени на определено разстояние по височината на колоната. Абсорбентът се движи в противоток на газа и непрекъснато прелива от горните към по-нисколежащите тарелки. В свободното пространство между тарелките газът се отделя от носените от него капки и струйки течност. Масообменът и топлообменът между двете фази се извършва предимно в пенния слой, който се създава при барботирането на газа.

Тарелките в абсорберите имат твърде разнообразен вид и конструкция (фиг.5.10.).



Фиг.5.10.Схема на абсорбционна колона: със звънчеве тарелки - (а); с решетъчни тарелки - (б).

Тарелката (1) с кръгли звънци представлява метален диск с отвори, в които са разположени парните тръби (2), покрити отгоре със звънците (3). В долната си част звънците имат отвори, чрез които се постига диспергиране на газа в течността. Пътят на газа е през парната тръба, през пространството, ограничено от нея и звънеца и през отворите на звънеца в течността.

След барботирането той отново постъпва в парната тръба на по-горележащата тарелка. През преливния канал абсорбентът попада на тарелката, тече по нея, като образува слой с дебелина 2-6 cm и през преливната тръба (4) се стича на по-долната тарелка. Долният край на преливната тръба трябва да е потопен в слой течност, за да се образува хидравличен затвор, с което се направлява преминаването на газа през парните тръби. Височината на слоя се регулира чрез височината на преливния праг.

Колоните с решетъчни тарелки се отличават с простото си устройство. Тарелките представляват перфорирани дискове с диаметър на отворите (1) 2-8 mm, през които газът преминава под налягане и не позволява на течната фаза да изтича през тях. Движението на течността през преливните тръби (2) е аналогично на движението при звънчевите тарелки. Недостатък на този вид тарелки е, че работят в тесен интервал на налягане на газа. При пониско налягане течността ще преминава през отворите, а при по-високо ще се отнася от газовия поток. Изисква се също така строго нивелиране на тарелките.

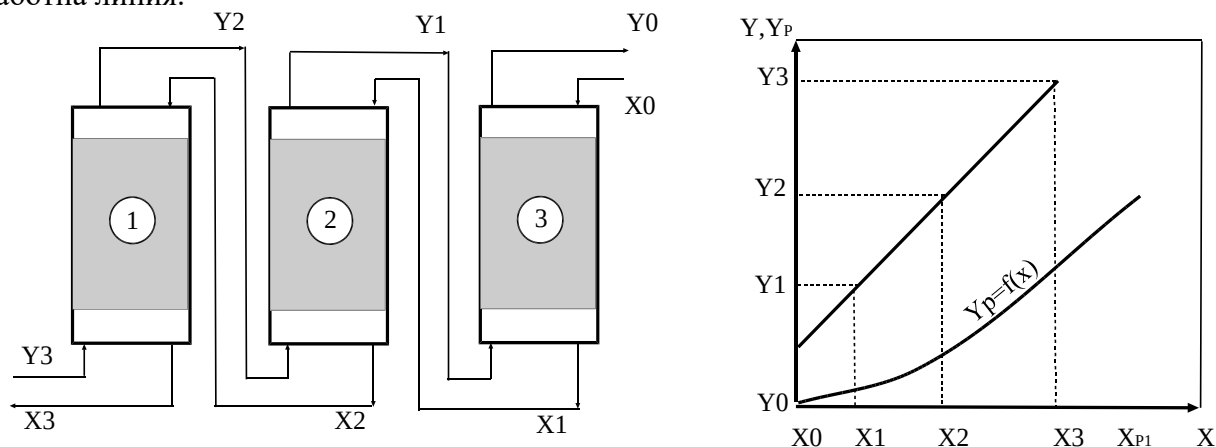
При разпръсквателните абсорбционни колони повърхността на взаимодействие се образува от капките течност, получени с помощта на дюзи, разпръскватели, мрежи и др. Устройството им е различно, като главната разлика се състои в начина на разпръскване на абсорбента.

Най-общо разпръсквателите могат да се разделят на три групи:

- 1).хидравлични, които работят под налягане на течността 0,35-70 МПа;
- 2).пневматични, при които разпръскването се извършва от сгъстен въздух или пара (0,14-0,56 МПа);
- 3).центробежни, които използват центробежна сила за разпръскване на абсорбента при въртене на диск с обороти 3000-5000 min⁻¹.

Разпръсквателните абсорбери по своята конструкция и принцип на действие са аналогични на апаратите са мокро почистване на газове. По-ефективни в своята работа са абсорберите на Вентури. Те имат различни конструктивни решения, но за всички е характерно, че работят в правотоков режим на движение на течната и газовата фаза.

Видът на абсорбера зависи от производителността и от свойствата на поглъщания компонент. При необходимост от абсорбер с голяма височина обикновено той се заменя с два или повече последователно съединени аппарата (батерийни абсорбери). На фиг.5.11. е изобразен вариант на противоточно движение на абсорбента и газовата фаза през три абсорбера (1). На диаграмата "състав-състав", както и за една колона, се получава една работна линия.



Фиг.5.11.Схема на противотокова абсорбционна инсталация, състояща се от три абсорбера.

Когато се цели пълно извличане на компонента от газовата фаза се използват няколко абсорбера, които се захранват с абсорбент паралелно, а газът преминава последователно през тях. При прилагане на рециркулация в батерийните абсорбери съставът на газовата фаза се изменя скокообразно.

Промишлените инсталации най-често са непрекъснато действащи съоръжения, в които се осъществява противоток режим на движение на газовата и течната фаза през няколко корпуса.

5.3. Дестилация.

5.3.1. Общи сведения и определения.

Дестилацията е масообменен процес на разделяне на смеси от летливи течности на компоненти или фракции с различен състав. За целта се извършва изпаряване и последваща кондензация на получените пари. Дестилацията се основава на различната температура на кипене на компонентите на течните смеси при еднакво външно налягане. Концентрацията на компонента, кипящ при по-ниска температура (нискокипящия компонент) в образуващите се пари е по-висока, отколкото в течната фаза. Получаваната след кондензацията течност с нов състав се нарича дестилат, а неизпарената част от течната смес - кубов остатък.

Процесът на частично изпаряване на течна смес и получаване на две фракции с по-високо и по-ниско съдържание на нискокипящия компонент се нарича проста дестилация. При частична кондензация на паровата смес, осъществена чрез нейното охлаждане, компонентите, кипящи при по-висока температура (висококипящите компоненти) ще се втечнят в по-голяма степен. В резултат на това остатъкът от пари се обогатява на нискокипящите компоненти. Този процес се нарича фракционна кондензация, при която се постига разделяне на паровата смес на фракции с различен състав.

Течните смеси могат да се разделят на фракции с различен състав, като се използват методите на проста дестилация и частична кондензация. Многократното редуване на процесите на изпаряване и кондензация с цел разделяне на сместа на чисти компоненти, като топлината на кондензация се използва за изпаряване на съответно количество течност, се нарича ректификация. Нейната същност може да се характеризира като разделяне на течната смес на дестилат и остатък в резултат на противоточното взаимодействие на течността и парите. Парите, издигайки се нагоре, се обогатяват на нискокипящите компоненти при всеки

контакт със стичащата се течност за сметка на частично изпаряване на нискокипящите и частична кондензация на висококипящите компоненти.

Течните смеси се различават значително по своите свойства. Според броя на компонентите те биват дву-, три- и многокомпонентни.

В зависимост от взаимната разтворимост на компонентите, двукомпонентните течни смеси се делят на:

1. Течни смеси с взаимно неразтворими компоненти. При тях всяка една от течностите запазва свойствата си. Оставени в покой те се разслояват. Общото налягане на парите над тях е равно на сумата от налягането на парите на чистите компоненти. Температурата на кипене на такива смеси е по-ниска от температурата на кипене на съставлящите ги компоненти;

2. Течни смеси с частично разтворими компоненти. За тях е характерно това, че в зависимост от състава и температурата могат да образуват една или две фази;

3. Течни смеси от взаимно разтворими компоненти.

От своя страна те биват:

а).идеални смеси, при които силите на сцепление между молекулите на двата компонента и силите на сцепление между молекулите на всеки компонент са еднакви;

б).реални смеси с положителни отклонения от закона на Раул, при които силите на сцепление между молекулите на двата компонента са по-малки, отколкото между молекулите на компонентите. В този случай се наблюдава максимум на кривата на налягането;

в).реални смеси с отрицателни отклонения от закона на Раул. При тях силите на сцепление между молекулите на нискокипящия и висококипящия компонент са по-големи, отколкото между молекулите на всеки от компонентите (с минимум на кривата на налягането).

За практиката най-голямо значение има дестилацията (разделянето) на течни смеси от взаимно разтворими компоненти.

За изучаване на фазовото равновесие е целесъобразно първоначално да се изучи поведението на идеалните смеси, с които се сравнява поведението на реалните разтвори. В условията на равновесното състояние идеалните смеси се подчиняват на закона на Раул:

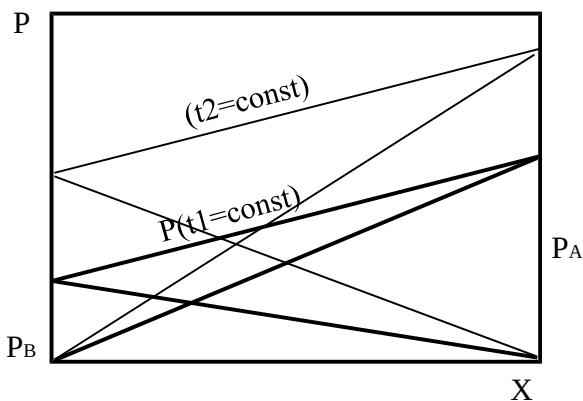
$$p_A = P_A \cdot x; p_B = P_B \cdot (1 - x),$$

където: p_A и p_B са парциалните налягания на компонентите A и B в газовата смес; x и $(1 - x)$ - молните части на компонентите A и B в течната смес; P_A и P_B - налягането на чистите компоненти A и B , като се приема A да бъде нискокипящият, а B - висококипящият компонент.

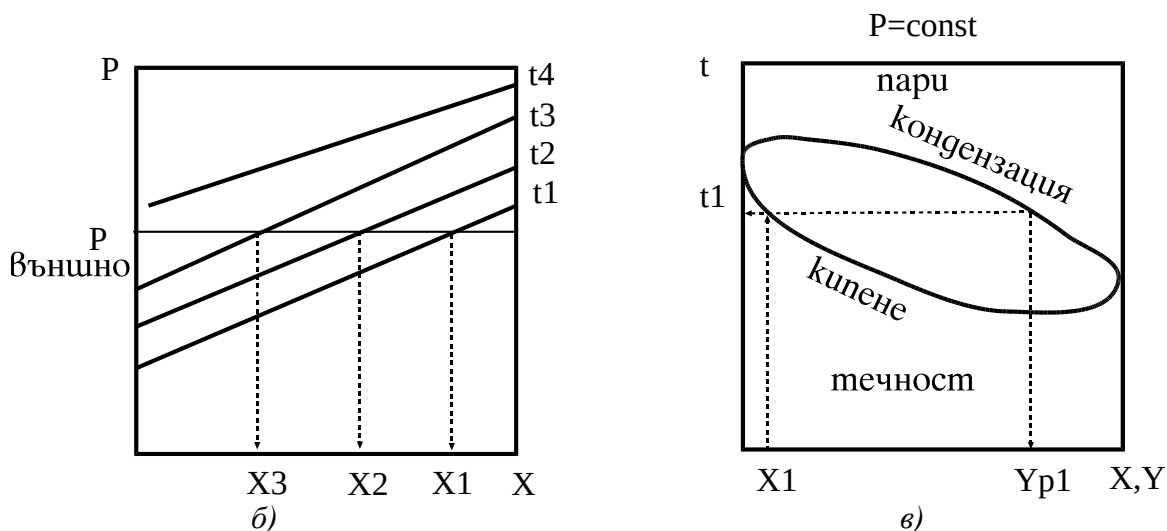
Общото налягане на парната смес над разтвора е равно на сумата от парциалните налягания на компонентите A и B :

$$P = p_A + p_B = P_A \cdot x + P_B \cdot (1 - x)$$

От уравнението следва, че общото налягане на сместа от пари е линейна функция на молното съдържание на компонента A . Диаграмата " $p - x$ " за такива смеси е представена на фиг.5.12.а.



а)



Фиг.5.12. Диаграми " $p-x$ " - (а); " $t-x,y$ " - (б) и " $y-x$ " - (в) за идеални течни смеси.

Парциалното налягане на компонентите в системата се подчинява на закона на Далтон.

При установяване на равновесие:

$$P_A \cdot x = P \cdot y; P_B \cdot (1 - x) = P \cdot (1 - y)$$

От уравнението следва, че:

$$y = \frac{P_A}{P} \cdot x; 1 - y = \frac{P_B}{P} \cdot (1 - x)$$

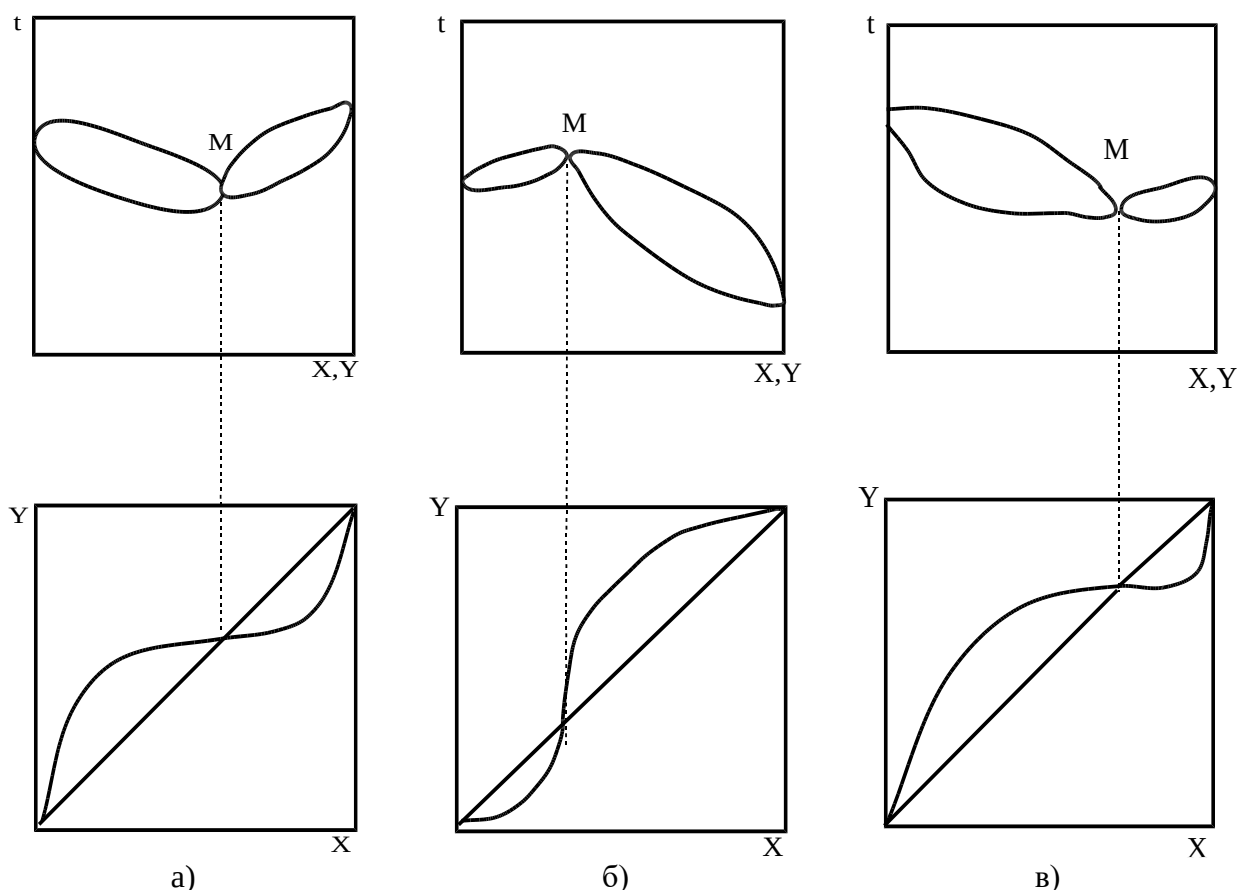
Тъй като работното налягане при ректификацията обикновено е постоянно ($P = \text{const}$), то спрямо x се получава:

$$x = \frac{P - P_B}{P_A - P_B}$$

От данните за P_A и P_B в интервала на кипене на двата компонента t_{KA} и t_{KB} може да се изчислят стойностите на x , y .

Като се знаят температурата и се нанесат изчислените стойности на величините x и y , се построява диаграмата " $t-x,y$ ", която характеризира равновесието в системата (фиг.5.12.б). Долната крива $t = f(x)$ показва температурата на кипене на двойната смес в зависимост от нейния състав x , а горната $t = f(y)$ - температурата на кондензация на парите в зависимост от техния състав y . За да се намери състава на парите (например на сместа със състав x_1), трябва да се построи вертикална линия от точката, определяща състава на течната смес (x_1) до пресичането ѝ с линията на кипене. Хоризонталната линия през тази точка пресича ординатата на температурата по която се определя t_1 - температурата на кипене на сместа, а от пресечната точка с линията на кондензация се определя равновесният състав на парите y_{p1} .

За анализ на процеса ректификация се използва равновесната диаграма " $y-x$ " (фиг.5.12.в). На нея са изразени равновесните концентрации между течната (x) и парната фаза (y). На абсисната ос се нанася молната част на нискокипящия компонент в течната смес, а на ординатата - молната част на същия компонент в парите. Диагоналът на диаграмата отговаря на еднакво съдържание на нискокипящия компонент в парната и течната фаза. Общото налягане съществено влияе върху равновесните състави. С увеличаване на налягането кривата на равновесие $y = f(x)$ се приближава към диагонала $y = x$, както това е показано с пунктираната линия на фиг.5.12.в. Колкото по-малка е разликата между съставите на парите и течността (равновесната линия е по-близо до диагонала на диаграмата), толкова по-трудно става разделянето на сместа на съставлящите я компоненти.



Фиг.5.13.Равновесни криви за различни видове двойни смеси: с частично разтворими компоненти – (а); реални взаимно разтворими смеси с минимум - (б) или максимум - (в) на температурата на кипене.

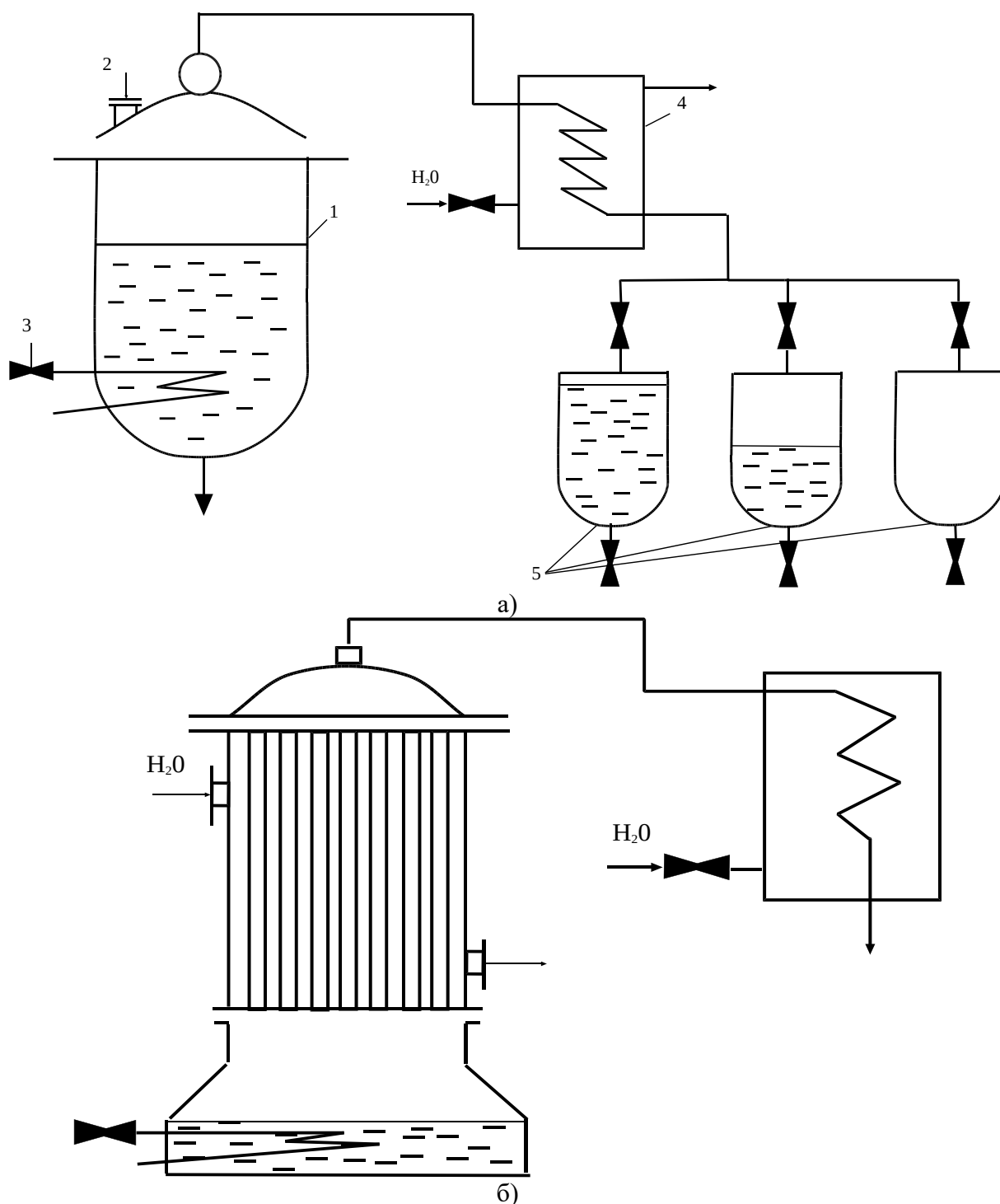
Поведението на повечето течни смеси се различава от поведението на идеалните смеси. При тях диаграмата в " $p - x$ " координати не е права линия, като отклонението може да бъде положително или отрицателно, а в някои случаи се получават криви с максимални или минимални температури на кипене. Равновесните криви за различни видове двойни смеси са представени на фиг.5.13. На тези диаграми равновесната крива и диагональт имат пресечни точки. В тях съставът на парите е еднакъв със състава на течността. Такива смеси се наричат ацеотропни, а пресечната точка - ацеотропна точка. При дестилация на такива смеси в остатъка винаги остава ацеотропна смес.

5.3.2. Проста и последователна дестилация.

Простата дестилация може да се извършва в периодичен или непрекъснат режим, еднократно или многократно, с дефлегмация и с фракциониране. В зависимост от налягането, при което се извършва дестилацията, тя бива атмосферна и под вакуум.

При периодичната проста дестилация (фиг.5.14.а) в изпарителя (1) се зарежда определено количество от изходната смес (2). Нагряването се извършва по някой от известните начини (например, през змиевик (3) се пропуска водна пара, която нагрява сместа до температурата на кипене). Получените пари се отвеждат в кондензатор-охладителя (4). Полученият дестилат се събира в резервоарите (5), а след завършване на дестилацията остатъкът се извежда от изпарителя през изход (6) и се зарежда нова порция изходна смес.

При непрекъснатата проста дестилация изходната смес се подава и остатъкът се извежда в непрекъснат режим. Ако се цели от многокомпонентна смес да се получат няколко фракции от дестилата с различно съдържание на нискокипящия компонент може да се използват няколко резервоара. В тях се събират порции от дестилата, получени в различен температурен интервал. Такава дестилация се нарича фракционна проста дестилация.



Фиг.5.14.Схеми на инсталации за проста дестилация –
(а) и на проста дестилация с дефлегмация - (б).

За да се постигне по-висока степен на разделяне на компонентите чрез проста дестилация може да се използва дефлегматор (фиг.5.14.б). В този случай непосредствено след изпарителя се поставя охладител, който се нарича дефлегматор. Неговата задача е да охлади и частично да кондензира издигащите се пари. При този процес главно кондензира труднокипящият компонент, а парите се обогатяват на нискокипящия компонент. Полученият кондензат се нарича флегма и се връща от дефлегматора обратно в изпарителя, където се подлага отново на многократно изпаряване.

За определяне количеството на остатъка в изпарителя при извършване на проста дестилация, както и състава или количеството на дестилата, се съставя материален баланс на

процеса. Топлинният баланс служи за изчисляване на необходимото количество топлина за дестилацията, необходимата вода за охлаждане, нагревните и охлаждащите повърхнини.

Последователната дестилация представлява процес, при който многократно се извършва проста дестилация. Това се постига по следния начин. След завършване на простата дестилация в инсталацията, представена на фиг.5.14а, остатъкът от изпарителя се изпуска. На негово място се зарежда полученият дестилат и се подлага на нова проста дестилация, в резултат на което се получава втори дестилат, който е по-богат на нискокипящия компонент. Ако този процес се извърши още веднъж в дестилата ще има още по-високо съдържание на нискокипящия компонент. Така чрез неколкостепенна проста дестилация може да се получи чист дестилат.

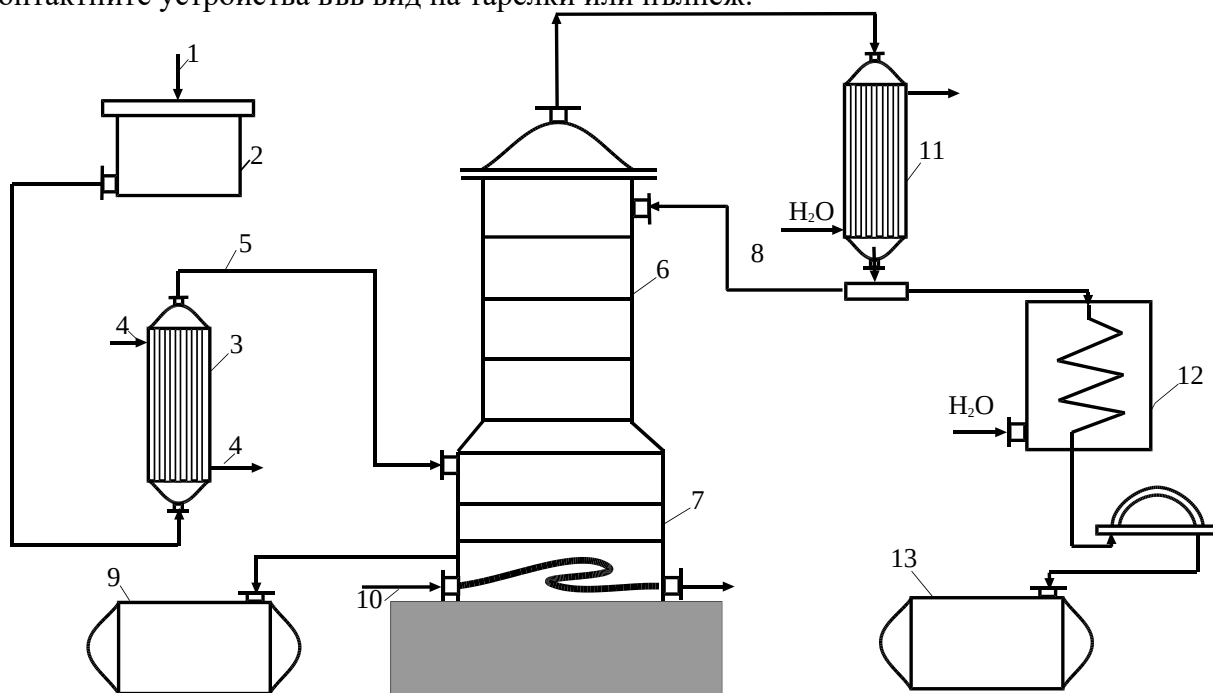
За целите на последователната дестилация могат да се използват два или повече дестилационни апарата. Дестилатът от всеки предходен дестилационен апарат се поставя в изпарителя на следващия.

При последователната дестилация се използват голям брой апарати, има големи топлинни загуби, процесът е бавен и с малка производителност. Това ограничава нейното технологично приложение.

5.3.3. Ректификация.

Ректификацията е масообменен процес, основаващ се на противоточното взаимодействие на две неравновесни фази (течна смес и пари, получени от нея), в резултат на което парите непрекъснато се обогатяват на леснолетливия (нискокипящия) компонент, а течността - на труднолетливия (висококипящия) компонент. Ректификацията може да се извършва периодично или непрекъснато при различни налягания: под атмосферно налягане, под вакуум за разделяне на висококипящи компоненти и под налягане, по-високо от атмосферното.

По своята същност ректификацията представлява процес на многократна дестилация, която се провежда в сложни по своето устройство и конструкция ректификационни инсталации. Централно място в тях заема ректификационната колона. В нея са разположени контактните устройства във вид на тарелки или пълнеж.



Фиг. 5.15. Схема на непрекъснато действаща ректификационна инсталация.

На фиг.5.15. е показана схема на ректификационна инсталация с непрекъснато действие. При нея изходната смес (1) от резервоара (2) се подава в нагревателя (3), където се нагрява до температурата на кипене с помощта на пара (4). След това горещата смес (5)

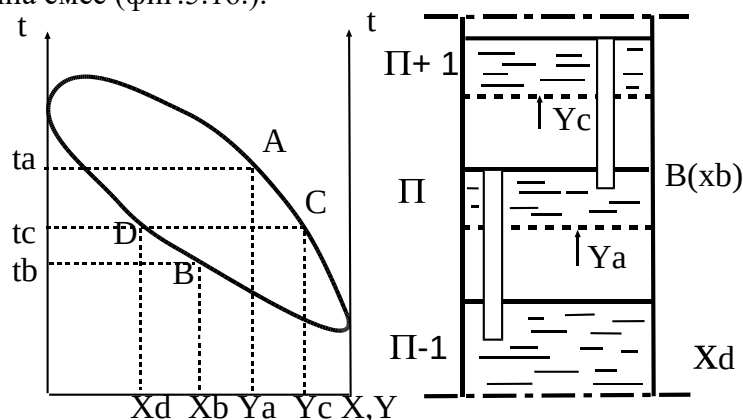
постъпва в т.нар. захранваща тарелка, която е едновременно най-долна тарелка на обогатяващата част (6) и най-горна тарелка на обедняващата част (7) на ректификационната колона. Разделянето на колоната на две части става на базата на процесите, които се извършват с нискокипящия компонент. След като постъпи в колоната сместа частично се изпарява. Парите се издигат нагоре и срещат в противоток стигаща се течност (флегма). Между парите и течността (8) се извършват процеси на топлообмен и масообмен. Парите се охлаждат, в резултат на което висококипящият компонент от тях частично се втечнява, а течността се нагрива, което води пък до изпаряване на част от нискокипящия компонент. На най-горната тарелка издигащите се пари се срещат с флегмата, която има начален състав, еднакъв с ректификата. Парите непрекъснато се обогатяват при движението си нагоре с нискокипящ компонент, поради което тази част на колоната се нарича обогатяваща.

Постъпващата течност на захранващата тарелка се обединява с флегмата и се стича надолу по колоната, взаимодействайки с издигащите се срещу нея пари, които са по-богати на висококипящ компонент. В резултат на топлообменни и масообменни процеси от течността непрекъснато се изчерпва нискокипящ компонент, поради което тази част на колоната се нарича обедняваща.

В най-долната част на ректификационната колона (казана) течността представлява почти чист висококипящ компонент. Част от нея се изпуска и събира в резервоара (9), а друга се изпарява от топлината, предавана ѝ чрез змиевика (10).

Парите, напускащи колоната, се състоят от почти чист нискокипящ компонент. Те постъпват в дефлегматора (11), където се охлаждат и кондензират напълно. Част от получения дестилат се връща като флегма в ректификационната колона, а останалата част преминава през охладителя (12) и се събира в резервоара (13).

Масообменните и топлообменни процеси, които се извършват между парите и течността на тарелките на ректификационната колона, могат да се изразят на " $t - x, y$ " диаграмата за двойна смес (фиг.5.16.).



Фиг.5.16.Диаграма " $t - x, y$ " на двойна смес за ректификационен процес.

Парите със състав А от $n-1$ тарелка се издигат нагоре и се смесват с течността (флегмата) на n -та тарелка, която има състав В. Парите А и течността В на n -та тарелка не са равновесни и се различават по своя състав. Техните съответни температури са t_A и t_B , като $t_A > t_B$. Затова между флегмата и парите се извършва процес на топлообмен - постъпващите пари се охлаждат, като от тях кондензира част от висококипящия компонент. За сметка на предадената на течността топлина от нея частично се изпарява нискокипящият компонент. Парите се обогатяват на нискокипящия, а течността - на висококипящия компонент. При достигане на топлинно равновесие, температурите на течността и парите се изравняват (изотерма t_C). При равновесни условия съставът на парите ще се даде от точката С, а на течността - от точка D. По този начин може да се определи съставът на парите, които напускат n -та тарелка (y_C) и съставът на флегмата (x_D), стигаща се на $n-1$ тарелка. При взаимодействието между парите и течността на n -та тарелка от фиг.5.16. се вижда, че съставът на парите се изменя от y_A до y_C , а на течността - от x_B до x_D .

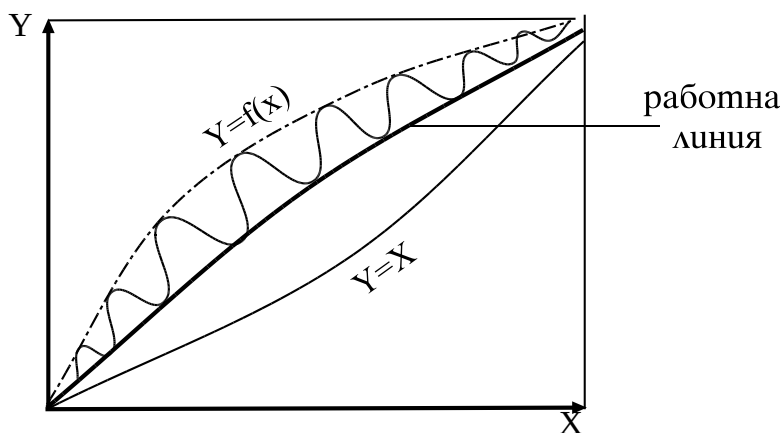
Описаният процес се повтаря на всяка тарелка, в резултат на което парите, напускащи колоната от най-горната тарелка, се състоят почти изцяло от нискокипящ компонент, а стигащата се течност от най-долната тарелка съдържа основно висококипящ компонент.

Изчисленията на ректификационната колона (описани подробно в специализираната литература) имат за цел да определят: основните ѝ размери (диаметър, височина); характеристиката и размерът на вътрешното устройство (тарелки, звънци, пълнеж); броят на тарелките; работните линии; материалния и топлинен баланс. За тяхното извършване е необходимо да се знаят предварително производителността на колоната, началната и крайната концентрация на нискокипящия компонент. Характерът на протичащия процес и вътрешното устройство на колоната определят методиката на изчисленията.

Повърхността на фазовия контакт между парите и течността е определяща за степента на разделяне на компонентите и чистотата на получавания дестилат и остатък. От друга страна тази повърхност зависи от конструкцията на контактните устройства и режимните натоварвания по пари и по течност. Последните се определят от броя на т.нар. теоретични тарелки, на които се извършва еднократен контакт между двете фази и се достига пълно физикохимично равновесие между фазите. Следователно важна задача на цялостния изчислителен процес на ректификационната колона представлява определянето на броя на теоретичните тарелки. За тази цел се използват аналитични и графични методи.

Графичните методи имат по-малка точност от аналитичните, но все още не са загубили своето значение. Особено практични са те при определянето на броя на теоретичните тарелки (фиг.5.17.).

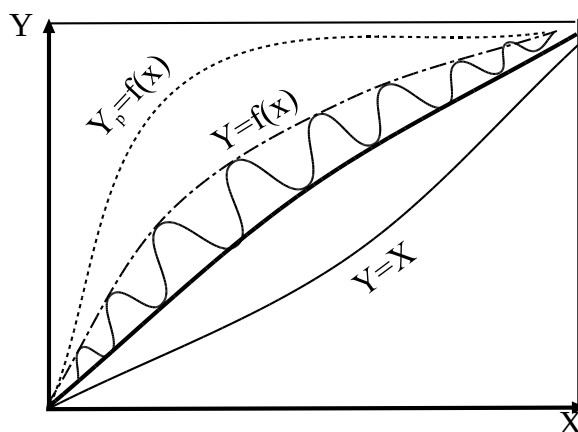
В действителност при реални условия не се достига равновесно състояние между парите и течността на тарелките. В резултат на това броят на работните (действителните) тарелки винаги е по-голям от броя на теоретичните. Отношението между тях се нарича к.п.д. на тарелката (колоната). Той представлява сложна функция на много и разнообразни фактори.



Фиг.5.17.Графично определяне на броя на теоретичните тарелки.

Определянето на броя на работните тарелки може да се извърши, като върху диаграмата "у - х" се построява зависимостта между действителните състави на парите и течността $y = f(x)$. Получената крива се нарича кинетична и се намира между равновесната крива и работните линии на ректификационната колона (фиг.5.18.). Определянето на броя на работните тарелки се извършва чрез построяване на стъпаловидна линия между кинетичната крива и работните линии.

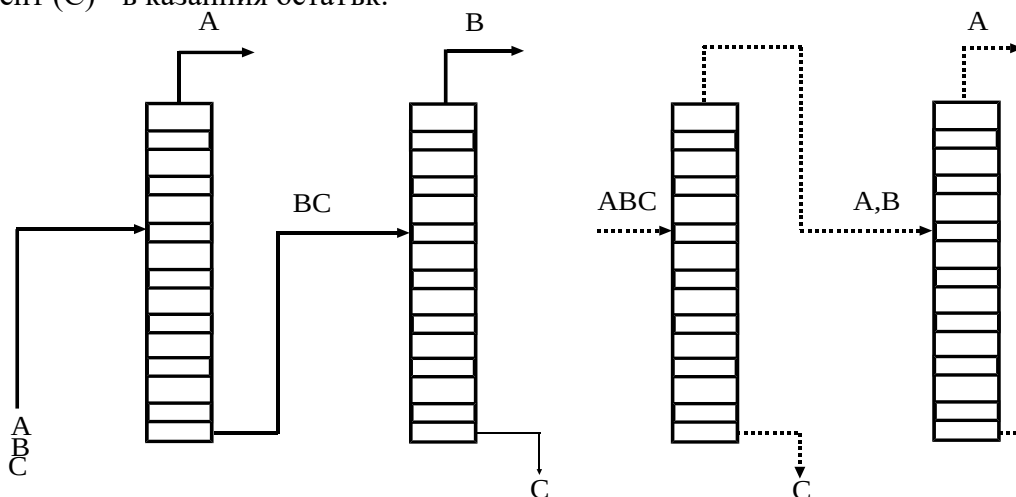
В индустриалните технологии много по-често се налага да се разделят многокомпонентни смеси, поради което тяхната ректификация представлява основен технологичен процес.



Фиг.5.18.Графично определяне на броя на работните тарелки с помощта на кинетична крива.

Разделянето на двукомпонентните смеси се извършва по едновариантна схема, докато при многокомпонентните смеси има известна свобода за избор на схемата за разделяне (фиг.5.19.). Ако разделяната смес се състои от 3 компонента (A, B, C), които са с различна, постепенно намаляваща летливост. По първата схема (5.19.a) в първата ректификационна колона най-летливият компонент (A) преминава в дестилата, а казанният остатък (B +C) постъпва за разделяне във втората колона.

В нея по-летливият компонент (B) преминава в дестилата, а най-малко летливият компонент (C) - в казанния остатък.



Фиг.5.19.Принципни схеми на ректификация за разделяне на многокомпонентни смеси.

Съгласно втората схема (5.19.б) най-малко летливият компонент (C) се отделя като казанен остатък в първата колона, а дестилатът (A + B) се разделя на компонентите A и B в следващата колона. Изборът на вариант зависи от съотношението на относителните летливости на компонентите и тяхното съдържание в изходната смес. От представените схеми следва, че за разделяне на многокомпонентните смеси на n части, чрез използване на непрекъсната ректификация, са необходими $n - 1$ ректификационни колони.

5.3.4. Специални методи на дестилация и ректификация.

За да се предотврати дисоциацията на термонестабилни висококипящи компоненти може да се проведе дестилация под вакуум. Това води до допълнителни разходи за инсталацията и нейната експлоатация. Много по-лесно и просто този процес се провежда с използване на поток от водна пара. Този метод се основава на свойството на нееднородните смеси от неразтворими течности да имат температура на кипене по-ниска от температурата на кипене на най-нискокипящата течност. Той е приложим, когато дестилатът е малко разтворим във вода.

Молекулната дестилация се прилага за разделяне на смеси от компоненти с молекулни маси от порядъка на 300 и повече, които кипят при високи температури и не притежават необходимата термична стабилност. Същността на молекулната дестилация се състои в провеждането ѝ при дълбок вакуум (1000-100 Pa). При тези условия молекулите лесно преодоляват силите на взаимно притегляне, свободният им пробег рязко нараства и достига 20-30 mm. На разстояние по-малко от този пробег се разполагат повърхностите на изпаряване и кондензация с разлика в температурите от порядъка на 100° . Изпарените молекули на летливия компонент почти не срещат удари в пространството между двете повърхности, попадат на повърхността на кондензатора и се отлагат на нея.

Практическото приложение на молекулната дестилация се обуславя от две нейни съществени предимства: ниската температура на изпаряване и кратковременният контакт на течната фаза с нагряната повърхност. Тя успешно се използва за разделяне и почистване на различни нестабилни при нагряване течни смеси - витамини, мастни киселини, аминокиселини и др.

Когато разделяните компоненти имат близка температура на кипене кривата на фазовото равновесие $y = f(x)$ се измества твърде близко до диагонала на $y - x$ диаграмата. Това води до рязко нарастване на необходимия брой тарелки даже при голям излишък от флегма. Този процес може да бъде опростен, ако към двукомпонентната смес се добави трети висококипящ (екстрахиращ) компонент, в който един от разделяните компоненти се разтваря добре, а вторият е неразтворим или малко разтворим. Този метод на ректификация на течни смеси с използване на разделящ компонент се нарича екстракционна ректификация.

За получаване на азот и кислород от предварително очистен, изсушен и втечнен въздух се използва колона за двукратна ректификация. Отличителна нейна черта е, че работи без флегма.

ЛИТЕРАТУРА

1. Боянов, Б., Процеси и апарати в химическата промишленост, Унив. Изд. ПУ „П. Хилендарски, Пловдив, 1990 г.
2. Милчев В., Узунов Д., Йорданов В., Палов Д., Топлотехника, Техника, София, 1989.
3. Невенкин, С., Топлообменни апарати, Изд. Техника, София, 1979.
4. Милчев В., Промислени топлинни уредби. Изд. Техника, София, 1993.
5. Милчев В., Д. Киров,. Топломасообменни уредби. Изд. Техника, София, 2004.
6. Сендов С., Топло-и масопренасяне, Изд. Техника, София, 1994.
7. Менков, Н. Основни хидромеханични процеси и апарати. Академично издателство на УХТ – Пловдив. 2009.