

Δ 2015
2513к

**Ш.Ш. Нұрсейітов,
Қ.Ж. Керімқұлов, Е.Т. Шертаев**



ХИМИЯ ӨНДІРІСІНІҢ НЕГІЗГІ ПРОЦЕСТЕРІ МЕН АППАРАТТАРЫ

Ш.Ш. Нұрсейітов, Қ.Ж. Керімқұлов, Е.Т. Шертаев

ХИМИЯ ӨНДІРІСІНІҢ НЕГІЗГІ ПРОЦЕСТЕРІ МЕН АППАРАТТАРЫ

Оқу құралы

Химия, химиялық технология мамандықтарының студенттеріне арналған

«Дәме» баспасы

Астана – 2014

УДК 544(075.8)

ББК 35.11Я73

Н-86

Баспаға Қазақ технология және бизнес университетінің ғылыми кеңесі

(№ 3 хаттама, 05.02.2014 ж.) ұсынған.

Пікір жазғандар:

Сейтімбетов Т.С. – химия ғылымдарының докторы, профессор

Иманов А.Н. - химия ғылымдарының докторы, профессор

Нұрсейітов Ш., Керімқұлов Қ., Шертаев Е.

Н Химия өндірісінің негізгі процестері мен аппараттары.

Оқу құралы.-Астана 2014

ISBN 978-601-278-727-6

«Химия өндірісінің негізгі процестері мен аппараттары» курсы химиялық технология ғылымдарының негізгі күрделі саласын құрайды және кәсіптік пәндерге жатады. Бұл сала қолданбалы ғылым ретінде химиялық технологияның теориялық заңдылықтарын іс жүзіне асырып, бағалы химиялық өнімдер алудың жолдары мен құралдарын зерттейді.

Оқу құралында өндіріс жағдайында жүретін негізгі процестердің түрлері мен олардың жүру заңдылықтары қарастырылған. Бірқатар маңызды химиялық өндірістерде қолданылатын физико-химиялық әдістердің асырлу жағдайлары және олардағы өнім шығымдылығының қажетті параметрлерге байланыстылығы қарастырылған.

Оқу құралы Қазақстан Республикасының білім және ғылым министрлігі бекіткен мемлекеттік стандарттар мен типтік оқу бағдарламаларына сәйкес, химия және химиялық технология мамандықтарының студенттері мен оқытушыларына арналған. Бұл еңбек химия өндірісінің мамандарына пайдалы болып табылады.

УДК 544(075.8)

ББК 35.11Я73

Н-50

ISBN978-601-278-727-6

© **Нұрсейітов Ш.Ш., Керімқұлов Қ.Ж., Шертаев Е.Т.**

© **Қазақ технология және бизнес университеті**

Мазмұны

Алғы сөз.....	5
Кіріспе.....	7
1. Химиялық процестердің түрлері.....	9
1.1. Процестер мен аппараттарды есептеу.....	11
1.2. Процестердің негізгі теңдеулері.....	12
1.3. Модельдеу тәсілдері.....	14
1.4. Гидравликаның негізгі заңдары.....	16
2. Қалыпты жағдайдағы сұйықтың күйі	22
2.1. Гидростатиканың негізгі теңдеуі.....	23
3. Қозғалыстағы сұйықтар.....	32
3.1. Үзіліссіз ағу теңдеуі.....	35
3.2. Сұйық қозғалысының теңдеуі.....	39
3.3. Навье-Стокс теңдеуі.....	41
3.4. Бернулли теңдеуін қолдану.....	44
3.5. Ұқсастық теориясы.....	46
3.6. Құбырдағы гидравликалық кедергілер.....	51
3.7. Құбырдың диаметрін есептеу.....	54
3.8. Ұсақ денелердің сұйықта тұнуы.....	57
4. Сұйық заттарды тасымалдау.....	60
4.1. Ортадан тепкіш сорғылар.....	62
4.2. Піспекті сорғылар.....	63
5. Газ тасымалының процестері.....	64
5.1. Компрессордың түрлері.....	68
5.2. Компрессорлы машиналар.....	69
6. Сұйықтар мен газдарды ажырату.....	69
6.1. Ажыратудың түрлері.....	71
6.2. Сүзу процесі.....	76
6.3. Центрифугалау.....	78
6.4. Араластыру.....	82
7. Жылу беру процестері.....	83
7.1. Жылу берудің негізгі теңдеуі.....	84
7.2. Жылу өткізгіштік.....	86
7.3. Сәулелік жылу беру.....	87
7.4. Конвекция арқылы жылу беру.....	91
7.5. Күрделі жылу беру.....	96
7.6. Аппараттардағы жылуды беру.....	101
8. Буландыру әдістері.....	104
8.1. Буландыру қондырғыларын есептеу.....	107
9. Масса алмасу.....	110
9.1. Масса алмасудың материалдық балансы мен кинетикасы.....	114
9.2. Масса беру.....	

9.3.	Масса алмасудың теңдеуі.....	115
9.4.	Масса өту процесі.....	119
9.5.	Масса алмасу аппараттарын есептеу.....	125
10.	Абсорбциялық процестер.....	128
10.1.	Абсорбциялық аппараттар.....	131
11.	Сұйықтарды айдау арқылы бөлу.....	137
11.1.	Айдаудың түрлері.....	141
12.	Ректификация әдісі.....	144
12.1.	Ректификацияның материалдық және жылу балансы.....	145
12.2.	Ректификациялық аппараттар.....	150
12.3.	Абсорберлер мен ректификациялық аппараттарды есептеу.....	151
13.	Экстракциялау процесі.....	155
14.	Адсорбциялық әдістер.....	158
15.	Заттарды кептіру.....	162
15.1.	Кептірудегі тепе-теңдік.....	164
16.	Кристалл түзу.....	169
17.	Мембранамен айыру процесі.....	171
	Әдебиеттер.....	175

АЛҒЫ СӨЗ

Көп салалы өнеркәсіптің ішінде химия өнеркәсібі маңызды рольдердің бірін атқарады. XX ғасырдың басынан бастап химия өнімдерін шығаратын өндірістер бірден көбейе бастады. Күкірт қышқылы, сода, селитра, минералдық тыңайтқыштар, бояу, қопарылғыш заттар және басқа да өнімдер шығаратын өндірістер көбейді. Осыған байланысты өндірісте химиялық процестерді жүргізу үшін әртүрлі әдістер пайдалана бастады.

Бастапқы заттарды өнімге айналдыруға әкелетін гидромеханикалық, жылулық және массаалмасу процестерін зерттеу күшейді және осы процестер жүретін жаңа аппараттар жасалды. Осылардың негізінде химиялық процестер мен аппараттар ғылымы пайда болды. Химиялық процестер мен аппараттардың зерттеу объектісіне химиялық өндірістер жататын болды.

Химиялық технологияның алғашқы дамуы кезінде химиялық процестерді зерттеу стехиометриялық теңдеулерге негізделген сипаттамалық жағдайда болды. Бұл жағдайлар өндірістің тез қарқынмен дамуына байланысты, онда жүретін процестердің себептерін шешуді қанағаттандыра алмады, сондықтан бұны термодинамикалық және кинетикалық есептерді шығарып, технологиялық процестердің жылдамдығын табу сияқты жоғары деңгейге көтеру қажеттігі туды. Өткен ғасырдың екінші жартысында бұл олқылық көптеген зерттеу жұмыстарының нәтижесінде шешімін тауып, өзінің теориялық негізін қалады.

Келешекте химиялық процестер мен аппараттардың басты бағыттарының біріне жаңа химиялық өнімдер шығару мен көп мақсатты шикізаттарды пайдалануға негізделген ірі масштабты өндірістерді жасау болып табылады. Мұндай өнімдерге молекулалық сутегі, аммиак, гидразин, метанол және т.б. жатады.

Қолыңыздағы оқу құралында процестердің тепе – теңдік жағдайы мен жылдамдықтары, реакцияға қатысушы заттардың агрегаттық жағдайларының рольдері көрсетілген. Гомогендік процестерде химиялық реакциялар оңай жүретін

болса, гетерогендік процестерде фазалар арасында жүретін абсорбциялық, адсорбциялық, десорбциялық және хемосорбциялық процестер көп жағдайларға байланысты жүреді.

Мына жағдайды атап айтқымыз келеді - қазақ тілінде жазылған оқулықтар мен әдебиеттердің өте аз болуы, жоғарыда аталған процестерді қазақ тілінде оқытуды жақсы жолға қоюға мүмкіндік бермей жүр. Осы олқылықтарды ескеріп, кітап қазақ тілді оқытушы – профессорлар мен студенттерге көмектесу мақсатында жазылды. Оқу құралын жазу кезінде бұрын орыс тілінде жазылған оқулықтар мен әдебиеттерге шолу жасалып, химиялық технология, химиялық процестер мен аппараттар мамандықтарының стандарттары мен типтік оқу жоспарларының талаптары ескерілді.

Кітап 17 тараудан тұрады. Әр тараудың сонынан пысықтау сұрақтары берілген. Кестелердің, суреттердің, формулалар мен реакциялардың номерлері реті бойынша жеке номерлермен белгіленген.

Авторлар бұл кітапқа лайықты құнды пікірлер бергені үшін химия ғылымдарының докторлары, профессорлар Сейтімбетов Талғат Сұлтанұлы және Иманов Акылбек Нұрахметұлы мырзаларға ризашылығын білдіреді. Бұл кітап жөнінде өз пікірлерін білдіргісі келетін оқырмандарға мына мекен – жайға хабарласуына болатындағын хабарлаймыз: 010000, Астана қаласы, Республика даңғылы, 54/2 үй, Қазақ технология және бизнес университеті. Тел./факс /87172/ 39-76-49, 31-01-65. www.kazutb.kz.

КІРІСПЕ

«Химия өндірісінің негізгі процестері мен аппараттары» тек химия өнеркәсібінде ғана емес, жеңіл және тамақ өнеркәсібінің технологиясында кеңінен қолданылады. Кез келген өнеркәсіптік өндеуде әртүрлі процестер салдарынан химиялық әрекеттесу жүріп, өнделетін өнім көптеген өзгерістерге ұшырайды. Осы өзгерістер химиялық процестерге негіз болады. Химиялық процестер әр түрлі аппараттар мен машиналардың көмегімен жүргізіледі. Оларда өндірістердің өзгешелігіне карамастан бірдей процестер мен аппараттарды қолданады. Сондықтан химиялық технологияның әртүрлі саласында қолданылуына байланысты – негізгі процестер мен аппараттар - деп аталады.

Химиялық процестер мен аппараттарды жетілдіру келесі мақсаттарға бағытталған:

- Еңбек өнімділігін көтеру;
- Дайын өнім сапасын жақсарту;
- Өнімнің өзіндік құнын төмендету;
- Қоршаған ортаны былғамау;

Химиялық технология мен процестерді дамытудың басты бағыттарына мыналар жатады:

- Химия – технологиялық жүйелерді (ХТЖ) және жекеленген аппараттардың қуаттылығын көтеру;
- Аппарат жұмысын қарқындыландыру;
- Көп еңбек қажет ететін процестерді механикаландыру;
- Химия–технологиялық жүйелер мен жекеленген аппараттарды кешенді түрде автоматтандыру;
- Мерзімдік қайталағыш процестерді үздіксіз түрге ауыстыру;
- Энергия шығынын төмендету және химиялық жылуды ең жоғары дәрежеде пайдалану;
- Өндіру сатыларын азайту және жабық айналмалы жүйелерге көшу;

– Қалдыксыз өндірістер жасау:

Бастапқы заттарды өнімге айналдыруға әкелетін гидродинамикалық, гидромеханикалық, жылулық, масса алмасу және т.б. процестерді зерттеуменен қатар осы процестер жүретін аппараттар жасалды. Осылардың негізінде жаңа ғылыми техникалық зерттеу саласы химия өндірісінің процестері мен аппараттары пайда болды. Қазіргі заманда процестер мен аппараттарды зерттеуге жоғары деңгейде мән берілуде. Себебі, процестер мен аппараттар иновациялық дамудың негізі болып табылады.

Оқу құралы он жеті тараудан тұрады. Бастапқы тарауларда жалпы сұйықтар мен газдарға тән процестер қарастырылып, оларды жүргізу аппараттарына тоқталған болса, кейінгі тарауларда жылулық процестердің түрлері мен күрделі сұйық қосылыстарды бөлу жазылған. Күрделі заттарды жеке қарапайым қосылыстарға бөлу абсорбция, ретификация, экстракция, адсорбция, келтіру процестеріне жеке – жеке тоқталып, олардың технологиялық параметрлерін есептеулерге көп көңіл бөлінген.

1. ХИМИЯЛЫҚ ПРОЦЕСТЕРДІҢ ТҮРЛЕРІ

Процестердің өту жылдамдығын анықтайтын негізгі заңдарға байланысты төмендегіше болады:

1. Гидромеханикалық процестер – өту жылдамдығы гидродинамиканың (сұйықтар мен газдардың қозғалысы жөніндегі ғылым) – заңдарымен анықталады. Бұларға төмендегі процестер жатады: сұйықтарды тасымалдау, газдарды тасымалдау және сығу, тұндыру, центрифугалау (ортадан тепкіш күштің) және қысым күшінің (сүзу) әсерлерімен ажырату, сұйықтық ортаны араластыру. Процестің қозғаушы күші қысымдар айырмасы болады.

2. Жылу процестері – өту жылдамдығы жылу өту (жылуды тарату тәсілдері жөніндегі ғылым) заңдарымен анықталады. Бұларға: жылыту, суыту, конденсациялану, балқу, қату, булану және буландыру процестері кіреді. Процестің қозғаушы күші – температуралар айырмасы болады.

3. Масса алмасу (диффузиялық) процестері. Мұндай процестер қоспаның бір немесе бірнеше құрастырушыларының бір фазадан екінші фазаға өтуімен сипатталады. Бұларға: адсорбция, ректификация (айдау), экстракция, абсорбция, кристаллизация, кептіру процестері кіреді. Процестің қозғаушы күші – концентрациялар айырмасы болады.

4. Химиялық (реакциялы) процестер – өту жылдамдығы химиялық кинетиканың заңдарымен анықталады. Бұл процестерге каталитикалық крекинг, пиролиз, гидротазалау және т. б. кіреді. Процестің қозғаушы күші – әрекеттесетін заттардың концентрациялары болады.

5. Механикалық процестер – өту жылдамдығы қатты заттар механикасының заңдарымен анықталады. Бұларға: қатты денелерді ұсақтау, іріктеу, араластыру және тасымалдау процестері кіреді.

Ұйымдастыру тәсілі бойынша негізгі процестер былай жіктеледі:

1. Мерзімді әрекеттегі процестер. Белгілі уақыт ішінде аппаратқа шикізат материалы жүктеліп, ол өңделіп болған соң, аппараттан дайын өнім алынады да,

аппаратқа жанадан шикізат жүктеледі. Мұндай кезде процестің барлық сатысы бір жерде (яғни, бір аппаратта), бірақ әртүрлі кезеңде өткізіледі.

2. Үздіксіз әрекетті процестер. Аппаратқа шикізатты жүктеу және одан дайын өнім алу үздіксіз болады. Мұнда процестің барлық сатысы (стадиясы) бір уақытта, бірақ аппарат көлемінің әртүрлі нүктелерінде өткізіледі. Сонымен бірге, аппарат көлемінің әр нүктелеріндегі температураның, қысымның, концентрацияның және т.б. параметрлердің мәні уақыт бойынша өзгермейді.

Құрастырылғын әрекеттегі процестер. Мұнда үздіксіз әрекеттегі процестің кейбір сатысы (стадиясы) мерзімді әрекетте немесе керісінше өтеді.

Үздіксіз әрекеттегі процестердің мерзімді әрекеттегі процестерге карағанда мынадай артықшылықтары бар:

- дайын өнім үздіксіз алынады;
- процесті механикаландыру және автоматтандыру оңай;
- алынатын өнімнің сапасы біркелкі болады, себебі процестің өту

режимі тұрақты:

- жабдықтың ықшамдылығы, яғни материалдық және эксплуатациялық шығымдары аз;
- аппараттың жұмысында тыным болмағандықтан, берілетін және алынатын жылу толығымен пайдаланады және шыққан жылуды пайдалану мүмкіндігі бар.

Бөлшектердің аппаратта болу уақытының таралуы және сонын әсерінен процесті анықтайтын басқа факторлардың (температура, концентрация және т. б.) уақыт бойынша өзгеруіне байланысты үздіксіз әрекетті аппараттардың екі теориялық моделі болады:

- Идеалды ығыстырғыш, мұнда барлық бөлшек белгілі бір бағытта ешқандай араласпастан алдыңғы бөлшектерді ығыстырып, яғни қатты поршень тәрізді жылжиды. Мұндай аппараттарда барлық бөлшектердің аппаратта уақыты бірдей болады.

- Идеалды араластырғыш, мұнда аппаратқа кірген бөлшектер, ондағы бөлшектермен лезде және толық араласып кетеді. Бөлшектер аппарат көлемінде біркелкі болып таралып, процесті сипаттайтын параметрлердің мәні лезде бірдей болады.

Бөлшектердің аппаратта болу уақыты бірдей емес. Нақты үздіксіз әрекеттегі аппараттар осы екі модельдің аралығында болады, яғни бөлшектердің болу уақыты, идеалды араластырғыш аппаратқа қарағанда біркелкілеу болады, ал идеалды араластырғыш аппарат аппаратындағыдай ешқашан тең болмайды.

1.1 Процестер мен аппараттарды есептеудің жалпы принциптері

Процестер мен аппараттарды есептеу төмендегі негізгі мақсаттарды көздейді:

- жүйенің тепе-теңдік күйін анықтау;
- шикізат материалының шығынын және алынған өнімнің мөлшерін, сонымен бірге жұмсалатын энергия (жылу) және жылуалмастырғыштың мөлшерін есептеу;
- аппараттың қолайлы режимін, жұмыс бетін және жұмыс көлемін анықтау;
- аппараттың негізгі өлшемдерін анықтау.

Жүйенің тепе-теңдік күйін қарастыру арқылы процестің өту бағыты және оны өткізудің мүмкіндік шегі анықталады. Осыған қарай процеске әсер ететін параметрлердің бастапқы және соңғы шамаларын анықтайды.

Жүйеде жүретін процестің материалдық балансын жасау былай жүргізіледі.

Массаның сақталу заңы негізінде материалдық тепе-теңдік (баланс) құрылады:

$$\sum G_6 = \sum G_c + G_{ш} \quad (1)$$

мұнда, $\sum G_6$ – процесте қатынасатын заттардың бастапқы жалпы массасы;

$\sum G_c$ – процестің нәтижесінде алынған өнімнің массасы;

G_w шығын болған заттардың массасы (буға айналу, саңылаулардан ағып кету және т. б.)

Материалдық баланс процеске қатысатын барлық материалдар үшін немесе сол материалдардың бір құрастырушысы үшін жазуға болады. Мерзімді процестерде материалдық баланс бір операцияға, ал үздіксіз процестер уақыт бірлігіне жазылады. Бұл баланстан қажет болған шикізат шығыны немесе алынатын өнімнің шамасы есептеп табылады.

Энергияның сақталу заңының негізінде энергетикалық (жылулық) тепе-теңдік құрылады:

$$\sum Q_0 = \sum Q_c + Q_w \quad (2)$$

мұнда: $\sum Q_0$ – аппаратқа бастапқы материалдармен енгізілетін жылу;

$\sum Q_c$ – аппараттан алынған өнімдермен шығатын жылу;

Q_w – қоршаған ортаға таралатын жылу шығыны.

$$\sum Q_0 = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad (3)$$

мұнда: Q_1 – шикізатпен енгізілетін жылу;

Q_2 – процестің жылу эффектісі (егер процесс нәтижесінде жылу сіңірілсе, онда теріс таңбалы болады);

Q_3 – сырттан енгізілетін жылу.

$$\sum Q_c = Q_4 + Q_5 \quad (4)$$

Q_4 – алынған өнімдермен кететін жылу;

Q_5 – жылутасымалдағышпен кететін жылу.

Бұл тепе-теңдіктен Q_5 -ті, сосын жылутасымалдағышты өлшейді.

1.2. Процестердің негізгі теңдеулері

Жоғарыда айтылған процестердің барлығы қозғаушы күштің әсерінен ғана өтуі мүмкін. Қозғаушы күш жүйенің (процестің) тепе-теңдік күйінен ауытқу дәрежесін сипаттайды. Мысалы, ол гидродинамикалық процестер үшін – қысымдар айырмасы, массаалмасу процестері үшін – концентрациялар айырмасы

болып табылады.

Процестердің негізгі теңдеулерін төмендегіше жазуға болады:

$$M = K_F F \Delta t, \quad (5)$$

$$M = K_V V \Delta t$$

мұнда, M – процесс нәтижесі, мысалы, өткен жылу немесе зат мөлшері;

K_F, K_V – процесс жылдамдығының беттік немесе көлемдік коэффициенті (мысалы, жылу өту және масса өту коэффициенттері);

F, V – қозғаушы күш;

Δt – уақыт

Процесс нәтижесінің (жылу немесе зат мөлшерінің) уақыт бірлігіне қатынасы процестің жылдамдығы деп аталады.

$$\omega = M/\tau \quad (6)$$

Процестің жылдамдығының аппаратының бетіне (F) немесе көлеміне (V) қатынасын процестің қарқындылығы деп атайды.

$$K_F = M/F\tau; \quad (7)$$

$$K_V = M/V\tau$$

K_F және K_V -ның кері мәні, ол жалпы түрде $1/K=R$ -кедергіні (мұндағы: гидравликалық, термиялық және диффузиялық кедергілер) анықтайды. Сонымен, процестің қарқындылығы барлық уақыт қозғаушы күшіне тура пропорционал, ал кедергіге кері пропорционал болады:

$$M/F\tau = \Delta/R; \quad (8)$$

$$M/V\tau = \Delta/R \quad (9)$$

Бұл теңдеуден аппараттың жұмыс көлемі (V) немесе бетін (F) есептейді:

$$F = M/K_F \Delta t \quad (10)$$

$$V = M/K_V \Delta t \quad (11)$$

Егер аппарат арқылы өтетін заттың көлемі V_c белгілі болса және оның жылдамдығы берілсе ω , онда аппараттың көлденең қимасы былай табылады:

$$S = V_c/\omega \quad (12)$$

S -тің мәні бойынша аппараттың негізгі өлшемінің біреуін анықтайды,

мәселен цилиндр тәрізді аппараттар үшін оның диаметрі D . Аппараттың тағы бір
размері – оның биіктігі H (тік аппарат) немесе ұзындығы l (көлбеу аппарат). теңдеу
арқылы F анықталса, онда $F = a \cdot V$ арқылы V табылады.

мұнда: a – аппараттың меншікті беті, яғни аппараттың көлеміне сәйкес
беті;

V – анықталған соң аппараттың биіктігі (немесе ұзындығы)

$$V = S \cdot H \text{ теңдеуімен есептеледі.}$$

теңдеудегі процестің қозғаушы күші мен жылдамдық коэффициенттерінің сандық
мәнін табу, процестерді есептеудің ең күрделісі болып табылады.

1.3. Модельдеу тәсілдері

Процестер мен аппараттарды өндірістік жағдаймен масштабта зерттеу өте
қиын және қымбат. Сондықтан процестердің заңдылықтарына лабораториялық
жағдайда модельді аппараттарда зерттейді. Яғни модельдеуді қолданады.
Дегенмен лабораториялық жағдайда өткізілген технологиялық процесс болашақ
өндірістің тек принципіалдық схемасын ғана беруі мүмкін. Меншікті мөлшер
коэффициенттерін және болашақ аппараттар мен машиналардың құрылысын
анықтау мақсатында, лабораторияда алынған нәтижелерді үлкейтілген (пилотты)
қондырғыларда тексеру қажет. Процестерді мұндай жолмен зерттеу күрделі және
көп уақытты талап етеді. Өндірістік аппараттарды жобалауға керекті мәліметтерді
лабораториялық тәжірибе нәтижелерін тексермей алу үшін төмендегілер белгілі
болу керек: біріншіден – процестің негізгі кинетикалық заңдылықтары және
олардың математикалық орнектері; екіншіден масштабтандыру теориясы.

Қазіргі заманғы ең тиімді технологиялық құрылғылар алудың шарты
теориялық және тәжірибелі зерттеулердің бірдей жүргізілуі болып табылады.
Қазіргі кезде модельдеу теориясы екі бағытта дамытылуда:

- физикалық модельдеу – процестерді модельдер жәрдемімен және

процестің өту жылдамдығына физикалық шамалар (параметрлер) мен аппараттың размерлерінің әсерін зерттеу арқылы;

- математикалық модельдеу – есептеу техникасы жәрдемімен процестің математикалық моделдерін алу және оларды пайдалану арқылы.

Физикалық модельдеу арқылы ұқсастық теория заңдылықтарына негізделген. Лабораториялық модельде алынған тәжірибені мәліметтер ұқсастық теориясы арқылы өңделіп, әртүрлі сандар (критерийлер) арасындағы байланыстар арқылы процесті өрнектейтін санды теңдеулер алынады. Бұл байланыстардан өндірістік аппараттық жұмыс параметрлері және размерлерін анықтайды.

Математикалық модельдеу деп процестің әрбір сатысын зерттеп, оның математикалық моделін алу керек. Модель әртүрлі физикалық шамалар арасындағы байланысты көрсететін теңдеулер (мысалы, дифференциалды) түрінде беріледі. Мұндай моделді алу үшін тәжірибелі мәліметтер және теориялық байланыстар пайдаланылады. Химия технологиясының әрбір процесі өту шартына және аппарат түріне қарай бөлінеді. Процестерді (немесе бір бөлігін) қарастырғанда төмендегі моделдердің біреуі қолданылады:

- идеалды араластырғыш;
- идеалды ығыстырғыш;
- аралық (ығыстырғыш пен араластырғыш арасындағы) модель.

Әртүрлі физикалық құбылыстарда сипаттайтын теңдеулердің ұқсастығы математикалық модельдеудің негізі болып табылады. Мәселен, масса, жылу немесе қозғалыс мөлшерінің өту процестерін электр мөлшерінің өту процесімен модельдеуге болады.

Модельдеу кибернетикалық – күрделі процестерді және химия технологиялық системаларды басқару жөніндегі ғылымының – негізі болып табылады.

1.4. Гидравликаның негізгі заңдары.

Гидравликада гидромеханиканың заңдары және оларды іс жүзінде қолдану қарастырылады. Гидравлика гидростатика және гидродинамика деген екі бөлімнен тұрады.

Гидростатика сұйықтар мен газдардың тепе-теңдік заңдары, ал гидродинамикада олардың қозғалыс заңдары қарастырылады. Гидродинамикалық заңдылықтар жылу, масса алмасу және химиялық процестердің өту жолдарын анықтайды.

Сұйықтар мен газдардың тепе-теңдік шарты, олардың белгілі көлеміне әсер ететін күштер арқылы анықталады. Бұл күштер өздерінің табиғатына байланысты (немесе әсерінің түріне) беттік және массалық (көлемдік) болып бөлінеді.

Гидравликаның негізгі заңдылықтарын зерттеуді оңайлату үшін идеал сұйық деген ұғым енгізілген. Идеал сұйықтың айырмасы: идеал сұйық қысым әсерінен сығылмайды; температурамен қысым өзгергенде тығыздығы өзгермейді; ішкі үйкелісі (тұтқырлығы) жоқ деп саналады.

Табиғатта кездесетін сұйықтар нақты сұйық деп аталады. Мұндай сұйықтар тамшылы (сұйықтың және серпімді газдар және булар) болып бөлінеді. Тамшылы сұйықтар іс жүзінде сығылмайды, олардың көлемдік ұлғаю коэффициенті аз болады. Серпімді сұйықтардың көлемі температура мен қысым өзгергенде өте көп өзгереді.

Сұйықтадың негізгі физикалық қасиеттері Химия технологиясының процестері және аппараттарын есептеуде, сұйықтардың төмендегі негізгі қасиеттері қолданылады.

1. Тығыздық және меншікті салмақ.
2. Гидростатикалық қысым.
3. Тұтқырлық.
4. Беттік керілу

Тығыздық және меншікті салмақ. Сұйықтың көлем бірлігіндегі массасы сол сұйықтың тығыздығы деп аталады және ρ -мен белгіленеді:

$$\rho = m/V \quad (13)$$

мұндағы: m – сұйық массасы, кг; V сұйық көлемі, м³.

Сұйықтың көлем бірлігіндегі салмағы сол сұйықтың меншікті салмағы деп аталады.

$$\gamma = \frac{G}{V} \quad (14)$$

Сұйықтың массасы мен салмағы арасында мынадай байланыс бар:

$$m = \frac{G}{g} \quad (15)$$

g – еркін түсу үдеуі, м/с²;

Бұл формулада m мәнін (14) теңдеуіне қойсақ

$$\rho = \frac{G}{V_g} = \frac{\gamma}{g} \quad (16)$$

Тамшылы $\gamma = \rho \cdot g$ сұйықтардың тығыздығы мен меншікті салмағы қысым мен температура өзгергенде өте аз өзгереді және серпімді сұйықтардың (газдардың) ρ және γ мәндеріне қарағанда едәуір көп болады.

Газдардың тығыздығын жеткілікті идеал газдар күйінің теңдеуі арқылы есептеуге болады:

$$pV = \frac{mRT}{M} \quad (17)$$

мұнда, p – қысым, Па; T температура; °К;

M – 1 кмоль газдың массасы, кг/моль;

R – 8314 Дж/моль град; газдардың универсалды тұрақтылығы.

(17) теңдеуден:

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{PM}{RT} \quad (18)$$

Тығыздыққа кері шама, яғни газдың масса бірлігіндегі көлемі, меншікті көлем деп аталады және ν -мен белгіленеді:

$$\nu = \frac{V}{m} = \frac{RT}{PM} \quad (19)$$

Гидростатикалық қысым. Беттік және массалық күштердің әсерінен сұйық ішінде гидростатикалық қысым пайда болады. Телес-теңдікте тұрған сұйық ішінен ΔF элементар ауданды бөліп аламыз. Бұл ауданға нормаль бойынша ΔP күші әсер етеді. $\Delta P/\Delta F$ – қатынасы орташа гидростатикалық қысым, ал осы қатынастың $\Delta F \rightarrow 0$ -дағы шегі осы нүктедегі гидростатикалық қысым деп аталады.

$$\lim_{\Delta F \rightarrow 0} \Delta P/\Delta F = P \quad (20)$$

Сұйықтың кез келген нүктесіндегі гидростатикалық қысымның барлық сұйық бағыттағы шамасы бірдей. P_a -мен өлшенетін қысым және бағанасы биіктігімен өлшенетін қысым арасындағы байланыс:

$$P = \rho \cdot g \cdot H \quad (21)$$

Қысым өлшейтін приборлар (монометр және вакуумметр) абсолюттік ($P_{абс}$) және атмосфералық қысымдардың ($P_{атм}$) арасындағы айырмасы көрсетеді. Егер көлемдегі қысым атмосфералық қысымнан көп болса, онда бұл айырма артықша қысым ($P_{арт}$), ал егер аз болса вакуум ($P_{вак}$) деп аталады.

$$P_{абс} = P_{атм} + P_{арт} \quad (22)$$

$$P_{абс} = P_{атм} - P_{вак} \quad (23)$$

Тұтқырлық. Өртүрлі жылдамдықпен аққан сұйықтың екі қабатының арасында қозғалысқа қарсылықты тұтқырлық немесе сұйықтың ішкі үйкелісі деп атайды. Сұйықтың үйкелісінің барлығын ең алғаш рет И. Ньютон айтқан болатын. Оның заңы бойынша: ішкі үйкеліс сұйықтың жанасу бетінің ауданы мен жыодамдық градиентіне тура пропорционал:

$$T = -\mu F \cdot \frac{d\omega}{dn} \quad (24)$$

мұнда: T – үйкеліс күші, μ

F – жанасу бетінің ауданы, m^2

$d\omega/dn$ – жылдамдық градиенті

ω – сұйық қабатының жылдамдығы

dn – екі сұйық қабатының арасындағы нормаль бойынша арақашықтық.

$$\frac{T}{F} = -\mu \frac{d\omega}{dn} \quad (25)$$

τ – үйкеліс күшінің кернеуі, Па.

Практикалық есептерде көбінесе тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті мен сұйық тығыздығының қатынасына тең тұтқырлықтың кинематикалық коэффициенті қолданылады:

$$\omega = \frac{\mu}{\rho} \quad (26)$$

μ – сұйықтар үшін өте үлкен аралықта өзгереді.

Газдар қоспасы үшін тұтқырлықтың динамикалық коэффициентін шамалап мына формуламен анықтауға болады:

$$\frac{M_k}{\mu_k} = \frac{Y_1 M_1}{\mu_1} + \frac{Y_2 M_2}{\mu_2} + \dots \quad (27)$$

мұндағы, M_k , M_1 , M_2 – газ қоспасының және оның құрастырушыларының мольдік массасы;

μ_k , μ_1 , μ_2 , ... – жоғарыдағыларға сәйкес тұтқырлықтың динамикалық коэффициенттері;

Y_1 , Y_2 , ... – қоспадағы құрастырушылардың көлемдік үлесі.

Қалыпты (ассоциаланбаған) сұйықтар қоспасының тұтқырлығының динамикалық коэффициентін мына формуламен анықтауға болады:

$$\lg M_k = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots \quad (28)$$

мұндағы, μ_k , μ_1 , μ_2 – қоспа және оның құрастырушыларының тұтқырлығының динамикалық коэффициенті;

x_1 , x_2 – қоспадағы құрастырушылардың мольдік үлесі.

Құрамындағы қатты фазаның (көлем бойынша) үлесіне байланысты суспензиялардың тұтқырлығының динамикалық коэффициентін төменгі эмпирикалық формулалар арқылы анықтауға болады:

$$a) v < 0,1 \text{ болғанда, } \mu_{с\ddot{u}} = \mu_c(1+2,5) \quad (29)$$

$$б) v \leq 0,3 \text{ болғанда, } \mu_{с\ddot{u}} = \mu_c 0,59 / (0,77 - v)^2 \quad (30)$$

мұнда, v – қатты фазаның көлемдік үлесі.

Беттік керілу. Көптеген процестерде тамшылы сұйықтар қозғалыс кезінде газ немесе бір-бірімен араласпайтын басқа тамшылы сұйықтармен жанасады. Бұл кезде сұйық тамшы, басқа сұйықтағы тамшылар немесе сұйықтағы газдардың көпіршіктері шар тәрізді формаға жақын формаларды қабылдайды.

Жанасу бетін көбейту үшін, яғни жаңадан беттер пайда болу үшін белгілі бір энергияны жұмсау керек. Жаңадан пайда болатын бетке жұмсалатын жұмысты фазалар ара немесе беттік керілу деп атайды.

Беттік керілу температура көбейген сайын азаяды.

СИ: $[\sigma] = \text{Дж/м}^2 = \text{Н м/м}^2 = \text{Н/м};$

СГС: $[\sigma] = \text{дн см/см}^2 = \text{дн/см};$

МКГСС: $[\sigma] = \text{кгс м/м}^2 = \text{кгс/м}$

Беттік керілу σ мәні қатты заттардың тамшылы сұйықтармен сулануын сипаттайды. Сулану адсорбциялық ректификациялық аппараттарға өтетін процестердің гидродинамикалық шартына едәуір әсер етеді.

Нысықтау сұрақтары.

1. Процестердің түрлері қандай?
2. Үздікті және үздіксіз процестер.
3. Процестер мен аппараттарды есептеудің мақсаты.
4. Материалдық баланс.
5. Энергетикалық баланс.
6. Процестердің негізгі теңдеуі.
7. Процестің қарқындылығы.

8. Модельдеудің түрлері.
9. Сұйықтар мен газдардың негізгі қасиеттері.
10. Газ күйінің теңдеуі.
11. Сұйықтың кез келген нүктедегі гидростатикалық қысымы.
12. Сұйықтың

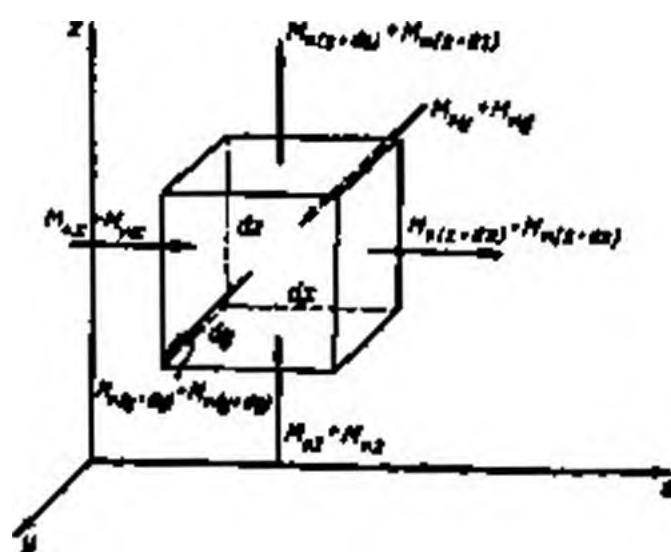
2. ГИДРОСТАТИКА

Тепе-теңдіктер салыстырмалы және абсолютті болады. Салыстырмалы тепе - теңдікте сұйықтардың бөлшектері бір-бірімен араласпайды және көлемнің формасы өзгермей қатты дене сияқты біртұтас болып қозғалады. Мысалы, қозғалыстағы цистерна ішіндегі тұрақты бұрыштық жылдамдықпен айналатын центрифуга барабаны және т.б. ішіндегі сұйықтар. Бұл жағдайда тепе - теңдікті қозғалыстағы ыдыстың қабырғасына салыстырып қарастырады. Тыныштықта тұрған ыдыс ішіндегі сұйықтық тепе-теңдігі абсолютті болады (жер бетімен салыстырғанда). Жердің айналуына байланысты бұл тепе - теңдік салыстырмалы тепе-теңдіктің жекелеген түрі болады. Тепе-теңдіктегі сұйықтарға ауырлық және қысым күші әсер етеді. Сұйықтардың тепе-теңдік шарты, оларға әсер ететін күштердің өзара қатынасымен анықталады. Бұл күштердің сұйық ішінде таралуы Эйлердің тепе - теңдік дифференциал теңдеулерімен өрнектеледі.

Тепе-теңдіктегі сұйық көлемінің ішінен қырлары δx , δy , δz көлемі δV болған шексіз кіші параллелепедті бөліп қараймыз. Параллелепедке әсер ететін ауырлық күші оның массасы $\rho \delta V$ және еркін түсу үдеуінің көбейтіндісіне тең: $\rho \delta V g$. Параллелепедтің кез-келген жағына әсер ететін гидростатикалық қысым күші - гидростатикалық қысым P мен жақ ауданының көбейтіндісіне тең болады. P -ның мәні координаталарға байланысты:

$$P = P(x, y, z)$$

Статистиканың негізгі заңына байланысты тыныштық күйдегі шексіз кіші көлемге әсер ететін күштердің координата осьтеріне проекцияларының қосындысы нөлге тең болады, әйтпесе сұйық қозғалыста болуы керек.



Сурет 1. Эйлердің дифференциалды теңдеуін анықтау үшін.

Күштердің 2-осіне проекцияларының қосындысын қарастырамыз. Ауырлық күші 2-осіне параллель және оған қарама-қарсы бағытталған, сондықтан минус (-) таңбамен проекцияланады.

Параллелепипедтің ең төменгі жағына гидростатикалық қысым күші нормаль бойынша әсер етеді және оның 2-осіне проекциясы рәхей тең болады. Егер гидростатикалық қысымның Z осі бойынша өзгеруі $\partial P/\partial z$ болса, онда dz қыры бойынша өзгеруі $\partial P dz/\partial z$ болады. Қарама-қарсы (жоғарғы) жақтағы гидростатикалық қысым $|P+\partial P dz/\partial z|$ -тең. Онда гидростатикалық қысым күшінің z-осіне проекциясы:

$$-(P+\partial P dz/\partial z)dxdy \quad (33)$$

Тең әсерлі қысым күшінің 2-осіне проекциясы:

$$-p g dxdydz-\partial P dxdydz/\partial z=0 \quad (34)$$

мұндағы, $dxdydz=dV$ - параллелепипедтің көлемі және ол нөлге тең болмайтынын ескерсек, онда

$$-pg-\partial P/\partial z=0 \quad (35)$$

Ауырлық күшінің X және Y осьтеріне проекциясы нөлге тең. Сондықтан күштердің X-осіне проекцияларының қосындысы:

$$P dxdz-(P+\partial P dx/\partial x)dy=0 \quad (36)$$

Жақшаны ашып қысқартқан соң:

$$-\partial P dxdydz/\partial x=0 \text{ немесе } -\partial P/\partial x=0 \quad (37)$$

Дал осы сияқты Y осіне:

$$-\partial P dxdydz/\partial y=0 \text{ немесе } -\partial P/\partial y=0 \quad (38)$$

Сонымен шексіз кіші параллелепипедтің тепе-теңдік шарты төмендегі теңдеулер системасымен өрнектеледі:

$$-\partial P/\partial x=0-\partial P/\partial y=0-pg-\partial P/\partial z=0$$

Бұл теңдеу Эйлердің тепе-теңдік дифференциалды теңдеулері деп аталады.

2.1 Гидростатиканың негізгі теңдеуі

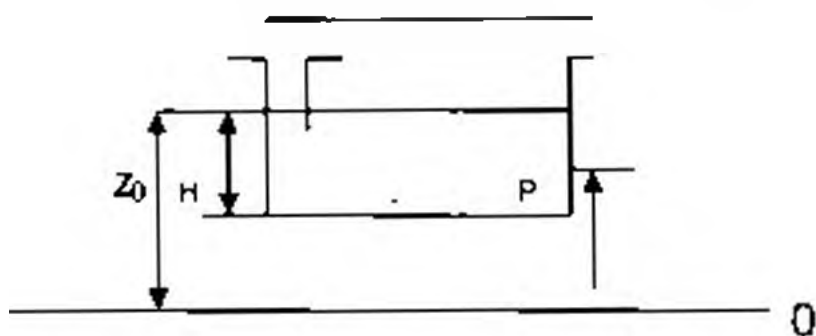
Эйлердің (2.19) теңдеулерінен тепе-теңдік күйдегі сұйықты қысымның тек қана вертикаль бойынша өзгертіндігін көреміз. $\partial P/\partial x$ және $\partial P/\partial y$ мәндері нөлге

тең болғандықтан, $\partial P/\partial z$ - дербес туындыны толық dP/dz туындымен алмастыруға болады, демек

$$-\rho g - dP/dz = 0; -dP - \rho g dz = 0$$

Теңдеудің екі жағын ρg -ға бөліп, таңбасын өзгертіп жазамыз:

$$dP/\rho g dz = 0; d(P/\rho g + z) = 0$$



Сурет 2. Гидростатиканың негізгі теңдеуіне арналған.

Егер $\rho = \text{const}$ болса, онда бұл теңдеуді интегралдап төмендегіні табамыз:

$$P/\rho g + z = \text{const}$$

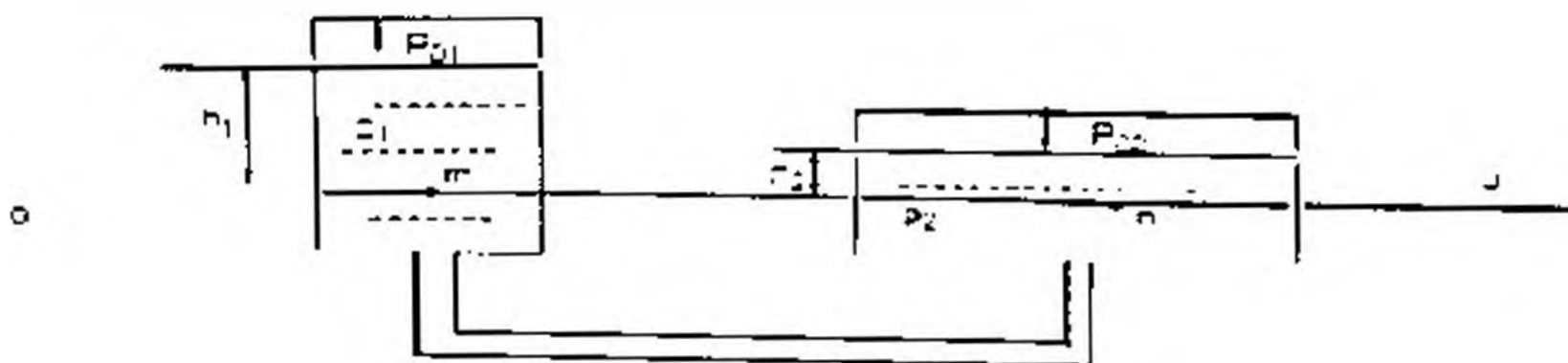
Бұл теңдік гидростатиканың негізгі теңдеуі. Бұл теңдіктегі бірінші мүше статикалық напор немесе пьезометрлік напор деп аталады. Бұл шама сұйықтың саямақ бірлігіне келетін меншікті потенциалды энергиясымен есептеледі. Екінші мүше - геометриялық напор деп аталады. Бұл теңдеу деңгейдегі

статикалық және геометриялық напорлардың қосындысы тұрақты шама екендігін көрсетеді.

Сонымен, тыныш қалыптағы сұйықтың әр нүктесі үшін геометриялық және статикалық теңеуріндердің қосындысы тұрақты шама болады.

Қатынас ыдыстардың принциптері және оны қолдану

Қатынас екі ыдыстағы бір-бірімен араласпайтын әртекті екі сұйық тыныштық күйде деп есептейміз



Сурет 3. Қатынас екі ыдыстағы теңе-теңдік шарттары.

Ыдыстың екеуінің де төбелері жабық, сұйықтардың еркін беттеріндегі қысым екі ыдыста екі түрлі деп санаймыз. Сұйықтардың тығыздығын ρ_01 , ρ_02 деп, сұйық бетіндегі қысымдарды P_01 , P_02 деп белгілейміз. Екі бір-бірімен араласпайтын, сұйықтардың шекарасы арқылы горизонталь салыстыру жазықтық өткіземіз. Осы жазықтық бойында жатқан m және n нүктелерінде гидростатикалық қысымдарды анықтаймыз:

$$\begin{aligned} P_m &= P_{01} + \rho_1 g h_1; \\ P_n &= P_{02} + \rho_2 g h_2 \end{aligned} \quad (41)$$

Мұнда h_1 және h_2 – жазықтықтан жоғары жатқан деңгейлерінің биіктіктері.

Сонымен m және n нүктелердегі қысымды салыстыру жазықтықта жатқан нүктелерде гидростатикалық қысым шамалары бір-біріне тең болғандықтан, $P_m = P_n$

$$\begin{aligned} P_{01} + \rho_1 g h_1 &= P_{02} + \rho_2 g h_2 \\ P_{01} - P_{02} &= \rho_2 g h_2 - \rho_1 g h_1 \end{aligned} \quad (42)$$

Бұл формула сұйықтың қатынас ыдыстардағы тепе-теңдік шарты деп аталады.

Бұл формуланы төмендегі жағдайлар үшін шешеміз:

А. Ыдыстарға біртекті сұйық құйылған және сұйықтардың еркін беттеріндегі қысымдардың шамасы бірдей ($P_{01} = P_{02}$), ал егер ыдыстардың төбесі ашық болса, $P_{01} = P_{02} = P_{\text{атм}}$ болады. Мұндай жағдайда $h_1 = h_2$. Демек, төбелері ашық немесе жабық қатынас ыдыстарға біртекті сұйықтар құйылып, олардың еркін беттеріндегі қысымдар шамасы бірдей болса, онда сұйықтар деңгейлері ыдыстардың формаларының және қимасының түріне байланыссыз бірдей биіктікте жатады.

Б. Ыдыстарға екі түрлі бір-бірімен араласпайтын сұйықтар құйылған, сұйық беттік қысымы өзара тең. Егер екі беті ашық қатынас ыдыстарда екі түрлі сұйық болса, олардың еркін беттерінің шекаралық салыстыру жазықтығынан биіктіктері сұйықтың тығыздықтарына кері пропорционал болады:

$$\rho_1 g h_1 = \rho_2 g h_2$$

немесе

$$h_1/h_2 = \rho_2/\rho_1 \quad (43)$$

Пысықтау сұрақтары

1. Салыстырмалы және абсолютті тепе – теңдік дегеніміз не?
2. Эйлердің тепе – теңдік дифференциалды теңдеуі.
3. Гидростатиканың негізгі теңдеуі.
4. Қатынас екі ыдыстағы сұйықтар.
5. Қатынас ыдыстарға араласпайтын сұйық болса?
6. Қатынас ыдыстардағы гидростатикалық қысым теңдігі.

3. ҚОЗҒАЛЫСТАҒЫ СҰЙЫҚТАР

Гидродинамика, жоғарыда айтылған сұйық қозғалысының жалпы заңдарын зерттейді. Сұйықтар қозғалысының қозғаушы күші – қысымдар айырмасы болады. Қысымдар айырмасы насостармен, компрессорлар жәрдемімен және сұйықтардың деңгейлері мен тығыздықтарының айырмасы арқылы пайда болады.

Гидродинамиканың заңдары берілген мөлшердегі сұйықты қажетті жылдамдық пен тасымалдау керек болған қысымдар айырмасын, яғни осы қозғалысқа жұмсалатын энергия шамасын, немесе керісінше, – берілген қысымдар айырмасы арқылы сұйықтың жылдамдығын және мөлшерін анықтауға мүмкіндік береді.

Гидродинамиканың ішкі және сыртқы мәселелері болады. Ішкі мәселе – сұйықтардың құбырлар мен каналдар ішіндегі қозғалысын қарастырады. Сыртқы мәселе – сұйықтардың әртүрлі денелерді (механикалық араластыру, қатты денелердің сұйықта тұнуы, т.б.) ағыстап ағуының заңдылықтарын қарастырады.

Кейбір процестер, мәселен, сүзу, насадкалы аппараттардағы массаалмасу, реакторлардағы қатты катализатор арқылы өтетін химиялық процестер және т.б. сұйықтардың күрделі пішіндегі каналдар ішінде қатты денелерде ағыстап қозғалады. Сұйықтың осындай қозғалысы гидродинамиканың аралас мәселесі болады. Мұндай мәселелерді зерттегенде, мәселені ішкі және сыртқы деп есептеп, солар үшін шамалап шешеді.

Гидродинамикада сұйық қозғалысының жалпы заңдары сипатталады. Сұйық қозғалысының қозғаушы күші – қысымдар айырмасы болып табылады. Қысымдар айырмасы насостар мен компрессорлардың жәрдемімен және сұйықтардың деңгейлері мен тығыздықтарының айырмасы арқылы пайда болады.

Гидродинамиканың заңдары берілген мөлшердегі сұйықты қажетті жылдамдықпен тасымалдау керек болған қысымдар айырмасын, яғни осы қозғалысқа жұмсалатын энергия шамасын немесе берілген қысымдар айырмасы арқылы сұйықтың жылдамдығын және мөлшерін анықтауға мүмкіндік береді.

Гидродинамиканың ішкі және сыртқы мәселелері болады.

Ішкі мәселе – сұйықтардың құбырлар мен каналдар ішіндегі қозғалысын қарастырады.

Сыртқы мәселе – сұйықтардың әртүрлі денелерді ағыстап ағуының заңдылықтарын қарастырады (механикалық араластыру, қатты денелердің сұйықта тұнуы, т.б.)

Кейбір процестер, мысалы, сүзу, насадкалы аппараттардағы массаалмасу, реакторлардағы қатты катализатор арқылы өтетін химиялық процестер сұйықтардың күрделі пішіндегі каналдарішінде қатты денелерде ағыстап қозғалады.

Сұйықтың осындай қозғалысы гидродинамикалық аралас мәселесі болып табылады. Мұндай мәселелерді зерттегенде, мәселені ішкі және сыртқы деп есептеп, солар үшін шамалап шешеді.

Гидродинамикалық сұйықтардың қозғалысының негізгі сипаттамаларына мыналар жатады:

- сұйықтың жылдамдығы және мөлшері;
- гидравликалық радиус және эквивалентті диаметр;
- қалыптасқан және қалыптаспаған қозғалыстар;
- сұйықтар қозғалысының тәртіптері (режимдері);
- турбулентті ағынның сипаттамалары.

Сұйықтардың қозғалысының негізгі сипаттамалары: біріншіден, сұйықтың жылдамдығы және мөлшері.

- Сұйықтың жылдамдығы және мөлшері.

Сұйықтың көлденең қимасы тұрақты болған құбыр ішіндегі қозғалысын қарастырайық. Ағынның көлденең қимасы арқылы уақыт бірлігінде өткен сұйық шамасын – сұйықтың мөлшері деп атайды. ($\text{м}^3/\text{с}$, $\text{м}^3/\text{сағ}$, өлшенетін көлемдік, өлшенетін массалық, $\text{кг}/\text{с}$, $\text{кг}/\text{сағ}$)

Ағынның көлденең қимасының әртүрлі нүктелерінің жылдамдығы әртүрлі болады, мысалы, құбырдың қабырғасына жақын жерде жылдамдық аз, ал құбыр осінде ең көп.

Көп жағдайларда жылдамдықтың көлденең қимадағы үлесу заңы белгісіз болады және оны анықтау өте қиын. Сондықтан ағынның көлденең қимадағы жылдамдығын есептеуде шындық (локальдік) жылдамдықты емес, жалған орташа жылдамдықты қабылдаймыз.

Бұл жылдамдық ω (м/с) арқылы белгіленеді және ол сұйықтың көлденең мөлшерінің V_n (м³/с) көлденең қима ауданына S (м²) қатынасына тең:

$$\omega = V_n / S \quad (44)$$

бұл теңдеуден көлемдік мөлшер мынаған тең болады: $V_n = \omega S$

Ал массалық мөлшер M (кг/с) былай анықталады:

$$M = V_n \rho = \rho \omega S \quad (45)$$

мұндағы, ρ – сұйықтың тығыздығы, кг/м³

$\rho \omega = W$ (кг/м³ с) массалық жылдамдық деп аталады.

Гидравликалық радиус және эквивалентті диаметр.

Егер сұйықтар көлденең қимасының пішіні дөңгелектен өзгеше болған қималар арқылы қозғалса, онда есепті ұзындық размер орнына гидравликалық радиус және эквивалентті диаметр қабылданады. Сұйық ағатын құбырдың немесе каналдың көлденең қима ауданының сұйықтану периметріне қатынасы гидравликалық радиус деп аталады.

$$R_n = S / \Pi \quad (46)$$

мұндағы: S – сұйық ағынының көлденең қима ауданы, м²

Π – сұйықтану периметрі, м (құбырдың немесе каналдың сұйықпен есептелетін периметрлері)

Егер құбыр қимасы дөңгелек болса және сұйық құбырмен толып ақса, онда сұйық ағынының көлденең қима ауданы мынаған тең болады:

$$S = \pi d^2 / 4 ; \Pi = \pi d. \quad (47)$$

яғни, гидравликалық радиус мынаған тең:

$$R_n = S / \Pi = \pi d^2 / 4; \pi d = d / 4 \quad (48).$$

Гидравликалық радиус арқылы өрнектелген диаметр эквивалентті диаметр деп аталады.

$$d = d_{\text{экв}} = 4r \quad (49)$$

Демек, 48 – формулага байланысты

$$d_{\text{экв}} = 4 S / \Pi \quad (50)$$

Қалыптасқан және қалыптаспаған қозғалыстар.

Егер қозғалыс жылдамдығының шамасы мен бағыты уақыт бойынша өзгермейтін болса, мұндай қозғалысты қалыптасқан қозғалыс дейді. Қалыптасқан қозғалыста сұйықтың жылдамдығы тек кеңістік координаталарына байланысты өзгереді, яғни $\omega_x = f(x, y, z)$ және кез келген нүктеде уақыт бойынша өзгермейді, яғни $d\omega_x/dt = 0$.

Егер қозғалыс жылдамдығының шамасы мен бағыты уақыт бойынша өзгертін болса, мұндай қозғалысты қалыптаспаған қозғалыс деп атайды,

$$\text{яғни } \omega_x = f(x, y, z, t) \text{ және } d\omega_x/dt \neq 0$$

Үздіксіз әрекетті процестерге қалыптасқан, ал мерзімді процестерге қалыптаспаған қозғалыс тән.

Қозғалыстағы сұйықтың әрбір бөлшегінің параметрінің уақыт және кеңістік бойынша өзгеруі, уақыт бойынша толық туындымен өрнектеледі. Мұндай туындыны субстанционалды туынды деп аталады.

U – арқылы уақыт пен кеңістік бойынша өзгертін кез келген шамасын белгілейік (ρ, t, p, \dots)

Егер сұйық бөлшегі координаталар x, y, z болған А нүктесінен координаталары $(x+dx), (y+dy), (z+dz)$ болған В нүктесіне қозғалып өтсе, онда U шамасының қалыптасқан қозғалыста өзгеруі мынаған тең болады:

$$dU = \frac{du}{dx} dx + \frac{du}{dy} dy + \frac{du}{dz} dz \quad (51)$$

Ал егер калыптаспаған қозғалыс болса,

$$[U = f(x, y, z)]$$

Онда уақыт бойынша өзгеруі былай жазылады:

$$\frac{dU}{dt} = \frac{du}{dt} = \frac{du}{dx} \frac{dx}{dt} + \frac{du}{dy} \frac{dy}{dt} + \frac{du}{dz} \frac{dz}{dt} \quad (52)$$

мұндағы,

$$\frac{dx}{dt} = \omega x, \quad \frac{dy}{dt} = \omega y, \quad \frac{dz}{dt} = \omega z \quad \text{жылдамдықтың осьтер бойынша}$$

құрасытырушылары.

52 – формуланы былай жазуға болады:

Бұл теңдеу U – шамасының субстанционалдық туындысын өрнектейді.

Сұйықтар қозғалысының режимдері.

Сұйық қозғалысының екі түрлі режимі туралы алғаш рет тәжірибе жүргізіп, толық зерттеу жасаған ағылшын физигі Рейнольдс (1883 ж) болатын.

Ол шыны құбырдың осі арқылы кішкене түтікпен сұйықты баяу жіберген.

Шыны құбырдағы сұйықтың төменгі жылдамдықтарында баяу жан-жағындағы сұйықпен араласпай, шыны құбыр ішінде түзу сызық бойымен горизонталь жіп сияқты созылып ағады. Себебі, төменгі жылдамдықта сұйықтың бөлшектері бір-бірімен араласпастан, бір-біріне параллель, тәртіпті түрде ағады. Мұндай қозғалысты ламинарлық режим деп атайды.

Егер кранды көбірек ашса, қозғалыс жылдамдығы көбейгенде баяу сызықтың түзулігі бірден бұзылады. Сұйықтың белгісіз бейберекет траекториямен тәртіпсіз қозғалысы турбулентті режим деп аталады.

Рейнольдс тәжірибелері арқылы белгілі болғандай, сұйықтың қозғалысының режиміне сұйықтың тұтқырлығы μ , тығыздығы ρ , орташа жылдамдығы ω ,

$$R_n = S / \Pi = \pi d^2 / 4 : \pi d = d / 4 \quad (48).$$

Гидравликалык радиус аркылыл өрнектелген диаметр эквивалентті диаметр деп аталады.

$$d = d_{\text{жв}} = 4r \quad (49)$$

Демек, 48 формулага байланысты

$$d_{\text{жв}} = 4 S / \Pi \quad (50)$$

Қалыптасқан және қалыптаспаған қозғалыстар.

Егер қозғалыс жылдамдығының шамасы мен бағыты уақыт бойынша өзгермейтін болса, мұндай қозғалысты қалыптасқан қозғалыс дейді. Қалыптасқан қозғалыста сұйықтың жылдамдығы тек кеңістік координаталарына байланысты өзгереді, яғни $\omega x = f(x, y, z)$ және кез келген нүктеде уақыт бойынша өзгермейді, яғни $d\omega x/dt = 0$.

Егер қозғалыс жылдамдығының шамасы мен бағыты уақыт бойынша өзгертін болса, мұндай қозғалысты қалыптаспаған қозғалыс деп атайды,

яғни $\omega x = f(x, y, z, t)$ және $d\omega x/dt \neq 0$

Үздіксіз әрекетті процестерге қалыптасқан, ал мерзімді процестерге қалыптаспаған қозғалыс тән.

Қозғалыстағы сұйықтың әрбір бөлшегінің параметрінің уақыт және кеңістік бойынша өзгеруі, уақыт бойынша толық туындымен өрнектеледі. Мұндай туындыны субстанционалды туынды деп атайды.

U арқылы уақыт пен кеңістік бойынша өзгертін кез келген шамасын белгілейік (р, t, р, т.б.)

Егер сұйық бөлшегі координаталар x, y, z болған А нүктесінен координаталары $(x+dx), (y+dy), (z+dz)$ болған В нүктесіне қозғалып өтсе, онда U шамасының қалыптасқан қозғалыста өзгеруі мынаған тең болады:

$$dU = \frac{du}{dx} dx + \frac{du}{dy} dy + \frac{du}{dz} dz \quad (51)$$

Ал егер калыптаспаган қозғалыс болса,

$$[U = f(x, y, z)]$$

Онда уақыт бойынша өзгеруі былай жазылады:

$$\frac{dU}{dt} = \frac{du}{dt} + \frac{du}{dx} \frac{dx}{dt} + \frac{du}{dy} \frac{dy}{dt} + \frac{du}{dz} \frac{dz}{dt} \quad (52)$$

мұндағы,

$$\frac{x}{dt} = \omega x, \quad \frac{y}{dt} = \omega y, \quad \frac{z}{dt} = \omega z \quad \text{жылдамдықтың осьтер бойынша}$$

құрасытырушылары,

52 – формуланы былай жазуға болады:

Бұл теңдеу U – шамасының субстанционалдық туындысын өрнектейді.

Сұйықтар қозғалысының режимдері.

Сұйық қозғалысының екі түрлі режимі туралы алғаш рет тәжірибе жүргізіп, толық зерттеу жасаған ағылшын физигі Рейнольдс (1883 ж) болатын.

Ол шыны құбырдың осі арқылы кішкене түтікпен сұйықты баяу жіберген.

Шыны құбырдағы сұйықтың төменгі жылдамдықтарында баяу жан-жағындағы сұйықпен араласпай, шыны құбыр ішінде түзу сызық бойымен горизонталь жіп сияқты созылып ағады. Себебі, төменгі жылдамдықта сұйықтың бөлшектері бір-бірімен араласпастан, бір-біріне параллель, тәртіпті түрде ағады. Мұндай қозғалысты ламинарлық режим деп атайды.

Егер қранды көбірек ашса, қозғалыс жылдамдығы көбейгенде баяу сызықтың түзулігі бірден бұзылады. Сұйықтың белгісіз бейберекет траекториямен тәртіпсіз қозғалысы турбулентті режим деп аталады.

Рейнольдс тәжірибелері арқылы белгілі болғандай, сұйықтың қозғалысының режиміне сұйықтың тұтқырлығы μ , тығыздығы ρ , орташа жылдамдығы ω ,

құбырдың эквивалентті диаметрі $d_{экв}$ әсер етеді. Осы шамаларды біріктіріп, сұйықтардың қозғалыс режимін анықтайтын бір өлшемсіз комплекс сан алуға болады:

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu} \quad (54)$$

бұл комплексті Рейнольдс саны (критерийі) деп атайды.

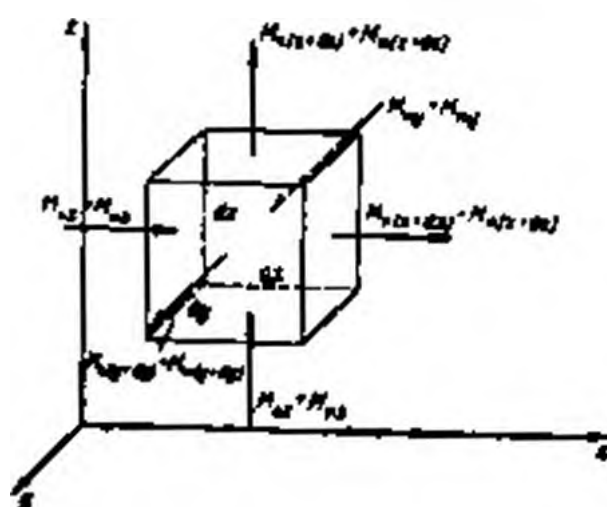
Ламинарлық режимнен турбулентті режимге ауысуы Рейнольдстің аумасы санымен Re_{ay} сипатталады. Мысалы, сұйықтардың түзу тегіс құбырлар арқылы қозғалысында $Re_{ay} = 2320$.

Егер, $Re < 2320$ болса, ламинарлық режим, ал $Re > 2320$ болса, турбулентті режим болады. $Re > 10000$ – орнықты турбулентті режим. $2320 < Re < 10000$ аралығында орнықсыз турбулентті режим немесе өтпелі режим болады, себебі құбырда екі түрлі режим (құбыр осінде турбуленттік, ал қабырға жанында ламинарлық) болуы мүмкін.

Рейнольдстің аумасы саны құбырдың бұдырлығына, пішініне байланысты болады. Іс жүзінде көбінесе турбулентті режим кездеседі. Ламинарлық режим лабораториялық жағдайларда және тұтқырлығы көп сұйықтардың қозғалысында кездеседі.

3.1. Үзіліссіз ағу теңдеуі

Ағынды үзіліссіз немесе тұтас ағады, яғни сұйықпен толтырылмаған бос жері жоқ деп есептеп, жылдамдықтар арасындағы жаппы байланысты анықтаймыз.



Сурет 4. Ағынның дифференциалдық үзіліссіздік теңдеуі үшін.

Ағынның ішінен көлемі dV болған элементар параллелипед бөліп аламыз. Осы параллелипед бойынша өтетін сұйық массасының тепе-теңдігі былай жазылады:

{массаның жиналу жылдамдығы} = {кіретін масса жылдамдығы} - {шығатын масса жылдамдығы}

$dydz$ қыры бойынша кіретін сұйық массасының шамасы мынаған тең:

$$M_x = \rho \omega x dx dy dz \quad (55)$$

Осы оське қарама-қарсы қыры бойынша шығатын сұйық массасы

$$M_{x-dx} = \rho \omega \left[\frac{d(\rho \omega_x)}{dx} dx \right] dx dy dz dt$$

x осі бойынша сұйық массасының жиналу шамасы:

$$dM_x = M_x - M_{x-dx} = - \frac{d(\rho \omega_x)}{dx} dx dy dz dt$$

Дәл осылай y және z осьтері бойынша:

$$dM_y = M_y - M_{y-dy} = - \frac{d(\rho \omega_y)}{dy} dx dy dz dt$$

$$dM_z = M_z - M_{z-dz} = - \frac{d(\rho \omega_z)}{dz} dx dy dz dt$$

Элементар параллелипедтегі сұйықтың жалпы жиналу массасы:

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = - \frac{d(\rho \omega_x)}{dx} - \frac{d(\rho \omega_y)}{dy} - \frac{d(\rho \omega_z)}{dz} dV dt$$

Сонымен бірге, сұйықпен толтырылған көлемнің массасының өзгеруі сұйықтың тығыздығының өзгеруінен болуы мүмкін.

$$dM = \frac{d\rho}{\rho} dM = \frac{d\rho}{\rho} dV dt$$

Соңғы екі теңдеуді теңестіріп және $d\rho/dt$ оң жаққа өткізіп, төмендегідей формула аламыз:

$$\frac{d\rho}{\rho} + \frac{d(\rho \omega_x)}{\rho \omega_x} + \frac{d(\rho \omega_y)}{\rho \omega_y} + \frac{d(\rho \omega_z)}{\rho \omega_z} = 0$$

бұл теңдеу сұйық ағынының қалыптаспаған қозғалысының үзіліссіздік теңдеуі деп аталады.

Егер сұйық қозғалысы қалыптасқан болса, онда тығыздық уақыт бойынша өзгермейді $dp/dt=0$ болады, яғни:

$$\frac{d(\rho\omega_x)}{dx} + \frac{d(\rho\omega_y)}{dy} + \frac{d(\rho\omega_z)}{dz} = 0$$

іс жүзінде сығылмайтын сұйықтар үшін ағынның дифференциалдық үзіліссіздік теңдеуі былай жазылады:

$$\frac{d\omega_x}{dx} + \frac{d\omega_y}{dy} + \frac{d\omega_z}{dz} = 0 \quad (56)$$

себебі тамшылы сұйықтар мен газдардың изотермиялық жағдайдағы ағындардың жылдамдығы дыбыс жылдамдығынан көп аз үшін тығыздық тұрақты болады $P = \text{const}$.

Бұл теңдеудің сол жағындағы – жылдамдықтардың координата осьтері бойынша өзгерулерінің қосындысы жылдамдық векторының дивергенциясы деп аталады және $\text{div}\omega$ – белгілейміз. Онда теңдеуді төмендегідей жазуға болады:

$$\text{div}\omega = 0 \quad (57)$$

Көлденең қимасы әртүрлі болатын құбыр тұтас ағынмен ағатын сұйықтың элементар көлемінен барлық көлеміне өту үшін теңдеуді интегралдаймыз. Егер сұйық көлденең қимасы өзгермейтін құбырмен қалыптасқан қозғалыста бір бағытпен ақса, (57) – теңдеудің интегралы мына байланысты береді:

$$\rho\omega = \text{const} \quad (58)$$

ω – сұйықтың орташа жылдамдығы.

Егер құбырдың қима ауданы S әртүрлі болса, онда аудан бойынша интегралдан мынаны табамыз:

$$\rho \omega S = \text{const} \quad (59)$$

58 және 59 теңдеулері қалыптасқан ағынның үзіліссіздік теңдеуінің интегралды түрін сипаттайды. Бұл теңдеуді мөлшердің тұрақтылық теңдеуі деп те атайды. Сонымен, сұйық құбырмен қалыптасқан қозғалыста толып ақса, онда құбырдың әрбір көлденең қимасынан уақыт бірлігінде өткен сұйықтың мөлшері тұрақты болады.

Тамшылы сұйықтар үшін $\rho_1 = \rho_2 = \rho_3 = \text{const}$, онда 58 – теңдеуді былай жазамыз:

$$\omega S = \text{const} \quad (60)$$

Демек, $\omega_1 S_1 = \omega_2 S_2 = \omega_3 S_3 = \text{const} \quad (61)$

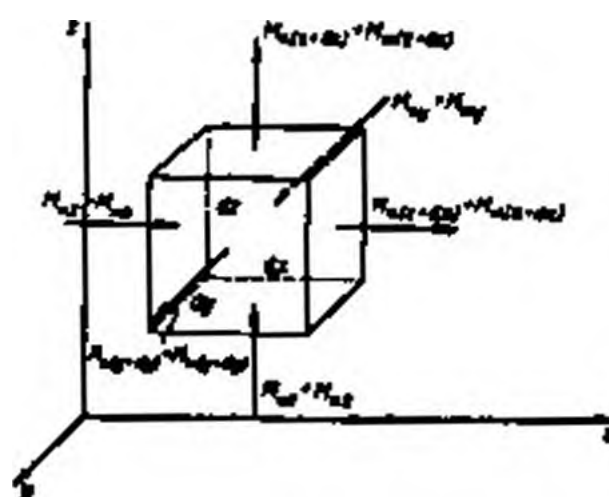
яғни, $V_1 = V_2 = V_3 = \text{const}$

$V = \omega S$ – сұйықтың көлемдік мөлшері, $\text{м}^3/\text{с}$.

Сонымен құбырдың әртүрлі көлденең қимасындағы тамшылы сұйықтың жылдамдықтары осы қима аудандарындағы кері пропорционал болады.

3.2. Сұйық қозғалысының теңдеуі

Бұл теңдеуді қарастыру үшін ағын ішінен көлемі $dV = dx dy dz$ – элементар параллелепедті бөліп аламыз.



Параллелепедке әсер ететін күштердің координат осьтеріне проекциясы

мынадай:

$$x \text{ осіне} - \frac{dp}{dx} dx dy dz$$

$$y \text{ осіне} - \frac{dp}{dy} dx dy dz$$

$$z \text{ осіне} - \left(\rho \cdot \frac{P}{dx} \right) dx dy dz$$

Динамикатық негізгі принципіне байланысты, қозғалыстағы сұйықтың элементар көлеміне әсер ететін күштердің проекцияларының қосындысы, сұйық массасы мен оның үдеуінің көбейтіндісіне тең.

Егер сұйықтың жылдамдығы ω болса, онда оның үдеуі $\frac{d\omega}{dt}$, ал үдеудің

координата осьтеріне проекциясы $-\frac{d\omega_x}{dt} - \frac{d\omega_y}{dt} - \frac{d\omega_z}{dt}$ болады.

Мұндағы $\omega_x, \omega_y, \omega_z$ — x, y, z осьтері бойынша жылдамдық құрастырушылары.

Бұл жерде жылдамдықтың уақыт бірлігінде өзгеруі, кеңістікте алынған нүкте жылдамлығының өзгеруін емес, сұйық бөлшектерінің кеңістікте бір нүктеден екінші нүктеге өткендегі жылдамдықтарының уақыт бойынша өзгеруі. Қозғалыс қалыптасқан болғандықтан, нүктедегі жылдамдықтың уақыт бірлігінде өзгеруі нөлге тең.

Элементар параллелепипелдегі сұйықтың массасы:

$$dm = \rho dx dy dz \quad (62)$$

Сонымен, динамиканың негізгі принципі бойынша, сұйық массасы координат осьтерінің проекцияларына тең:

$$\rho dx dy dz \frac{d\omega_x}{dt} = \frac{dP}{dx} dx dy dz$$

$$\rho dx dy dz \frac{d\omega_y}{dt} = \frac{dP}{dy} dx dy dz$$

(63)

$$\rho dx dy dz \frac{\omega}{r} = -(\rho g - \frac{p}{r}) dx dy dz$$

Бұл теңдеудегі $dx dy dz$ қысқартып:

$$\rho \frac{d\omega_x}{dr} = - \frac{dp}{dx}$$

(64)

$$\rho \frac{d\omega_y}{dr} = - \frac{dp}{dy}$$

$$\rho \frac{d\omega}{dr} = - \frac{dp}{dz}$$

—идеалды сұйықтың қалыптасқан қозғалысының дифференциал Эйлер теңдеуі.

$$\frac{d\omega_x}{dr}, \frac{d\omega_y}{dr}, \frac{d\omega}{dr} \text{ жылдамдықтарының субстанционалды туындылары.}$$

Бұл теңдеулер системасын интегралдау нәтижесінде Бернулли теңдеуін алу мүмкін. Ол үшін $\omega = \omega_{\max}/2$ (құбыр ішіндегі ламинарлы агынның орташа жылдамдығы құбыр осіндегі жылдамдықтың жартысына тең) теңдеудің оң, сол жақтарын dx , dy , dz — сәйкес көбейтіп, сұйықтың жылдамдығына ρ -ға бөліп мынадай теңдеу аламыз:

$$\frac{d\omega_x}{dr} \frac{dx}{dr} = - \frac{l}{\rho} \frac{dp}{dx} \frac{dx}{dr}$$

(65)

$$\frac{d\omega_y}{dr} \frac{dy}{dr} = - \frac{l}{\rho} \frac{dp}{dy} \frac{dy}{dr}$$

$$z \text{ осіне} - \left(\rho z + \frac{\rho}{dx} \right) dx dy dz$$

Динамикалық негізгі принципіне байланысты, қозғалыстағы сұйықтың элементар көлеміне әсер ететін күштердің проекцияларының қосындысы, сұйық массасы мен оның үдеуінің көбейтіндісіне тең.

Егер сұйықтың жылдамдығы ω болса, онда оның үдеуі $\frac{d\omega}{dt}$, ал үдеудің

координата осьтеріне проекциясы $-\frac{d\omega_x}{dt} - \frac{d\omega_y}{dt} - \frac{d\omega_z}{dt}$ болады.

Мұндағы $\omega_x, \omega_y, \omega_z$ — x, y, z — осьтері бойынша жылдамдық құрастырушылары.

Бұл жерде жылдамдықтың уақыт бірлігінде өзгеруі, кеңістікте алынған нүкте жылдамдығының өзгеруін емес, сұйық бөлшектерінің кеңістікте бір нүктеден екінші нүктеге өткендегі жылдамдықтарының уақыт бойынша өзгеруі. Қозғалыс қалыптасқан болғандықтан, нүктедегі жылдамдықтың уақыт бірлігінде өзгеруі нөлге тең.

Элементар параллелепипедтегі сұйықтың массасы:

$$dm = \rho dx dy dz \quad (62)$$

Сонымен, динамиканың негізгі принципі бойынша, сұйық массасы координат осьтерінің проекцияларына тең:

$$\rho dx dy dz \frac{d\omega_x}{dt} = \frac{dp_x}{dx} dx dy dz$$

$$\rho dx dy dz \frac{d\omega_y}{dt} = \frac{dp_y}{dy} dx dy dz$$

(63)

$$\rho dx dy dz \frac{\omega}{r} = -(\rho g - \frac{p}{r}) dx dy dz$$

Бұл теңдеудегі $dx dy dz$ қысқартып:

$$\rho \frac{d\omega_x}{d\tau} = - \frac{dp}{dx}$$

(64)

$$\rho \frac{d\omega_y}{d\tau} = - \frac{dp}{dy}$$

$$\rho \frac{d\omega}{d\tau} = - \frac{dp}{dz}$$

–идеалды сұйықтың қалыптасқан қозғалысының дифференциал Эйлер теңдеуі.

$$\frac{d\omega_x}{d\tau}, \frac{d\omega_y}{d\tau}, \frac{d\omega_z}{d\tau} \text{ жылдамдықтарының субстанционалды туындылары.}$$

Бұл теңдеулер системасын интегралдау нәтижесінде Бернулли теңдеуін алу мүмкін. Ол үшін $\omega = \omega_{\max}/2$ (құбыр ішіндегі ламинарлы ағынның орташа жылдамдығы құбыр осіндегі жылдамдықтың жартысына тең) теңдеудің оң, сол жақтарын dx , dy , dz – сәйкес көбейтіп, сұйықтың жылдамдығына ρ -ға бөліп мынадай теңдеу аламыз:

$$\frac{d\omega_x}{d\tau} \frac{dx}{d\tau} = - \frac{1}{\rho} \frac{dp}{dx} dx$$

(65)

$$\frac{d\omega_y}{d\tau} \frac{dy}{d\tau} = - \frac{1}{\rho} \frac{dp}{dy} dy$$

$$dZ = \frac{\partial Z}{\partial x} dx + \frac{\partial Z}{\partial y} dy + \frac{\partial Z}{\partial z} dz$$

$$dZ = \frac{\partial Z}{\partial x} dx + \frac{\partial Z}{\partial y} dy + \frac{\partial Z}{\partial z} dz$$

Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

Бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең. Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

$$dZ = \frac{\partial Z}{\partial x} dx + \frac{\partial Z}{\partial y} dy + \frac{\partial Z}{\partial z} dz = 0$$

Бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең. Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

$$\omega_1 dx + \omega_2 dy + \omega_3 dz = d\left(\frac{\omega_1^2}{2}\right)$$

$$\omega_1 dx + \omega_2 dy = d\left(\frac{\omega_1^2}{2}\right)$$

$$\omega_3 dz = d\left(\frac{\omega_3^2}{2}\right)$$

Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

$$d\left(\frac{\omega_1^2}{2}\right) = d\left(\frac{\omega_2^2}{2}\right) + d\left(\frac{\omega_3^2}{2}\right) = d\left(\frac{\omega^2}{2}\right)$$

Бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең. Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

Бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең. Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

$$d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) = \frac{\partial \omega^2}{\partial x} dx + \frac{\partial \omega^2}{\partial y} dy + \frac{\partial \omega^2}{\partial z} dz = 0 \quad (69)$$

Бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең. Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

$$d\left(\frac{\omega^2}{2}\right) = \frac{\partial \omega^2}{\partial x} dx + \frac{\partial \omega^2}{\partial y} dy + \frac{\partial \omega^2}{\partial z} dz = 0 \quad (70)$$

Бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең. Айта кететіндей, бұл теңдеудің барлық мүшелері нөлге тең.

косындысын косынды дифференциалымен өрнектейміз.

$$d\left(\frac{\omega^2}{2} + \frac{p}{\rho g} + z\right) = 0 \quad (71)$$

бұл теңдеуді интегралдаймыз:

$$\frac{\omega^2}{2} + \frac{p}{\rho g} + z = \text{const} \quad (72)$$

– идеал сұйықтардың Бернулли теңдеуі деп аталады.

$$\frac{\omega^2}{2} + \frac{p}{\rho g} + z \quad - \text{толық гидродинамикалық тегеурін деп аталады.}$$

Сонымен, Бернулли теңдеуі бойынша идеал сұйықтың қалыптасқан ағынының барлық көлденең қимасында гидромеханикалық тегеуріннің шамасы тұрақты болады. $\omega^2/2g = h_{ж}$ – жылдамдық немесе динамикалық тегеурін деп аталады және ол берілген нүктедегі меншікті кинетикалық энергияны сипаттайды. Сонымен, толық гидродинамикалық тегеурін, ағынның бір көлденең қимасынан екіншісіне өткенде өзгермейді.

Бернулли теңдеуін былай жазуға да болады:

$$\rho g z + p + \frac{\rho \omega^2}{2} = \text{const} \quad (73)$$

Бұл теңдеудің әрбір мүшесі сұйықтың көлем бірлігінің энергиясын сипаттайды. Сонымен бірге, Бернулли теңдеуін энергетикалық көзқараспен қарастырсақ, онда мынадай тұжырымға келуге болады: Идеал сұйықтың қалыптасқан қозғалысында потенциалдық $(Z + P/\rho g)$ және кинетикалық $(\omega^2/2g)$ энергиялардың қосындысы ағынның кез-келген көлденең қимасында өзгермейді.

3.3. Навье-Стокс теңдеуі

Тұтқырлы нақты сұйықтар қозғалысында, ағынға гидростатикалық қысым және ауырлық күштерінен басқа үйкеліс күштері де әсер етеді. Үйкеліс күші сұйық ағынның ішінен бөлініп алған параллелипедтің беттеріне әсер етеді. Үйкеліс

күштерінің X осіне проекциясы:

$$\tau dx dy = \left(\tau - \frac{d\tau}{dz} dz \right) dx dy = - \frac{d\tau}{dz} dx dy dz \quad (74)$$

Егер осы теңдеуге τ мәнін $\tau = -\mu \frac{d\omega_z}{dz}$ қойып мынаны табамыз:

$$\mu \frac{d\left(-\frac{d\omega_z}{dz}\right)}{dz} dx dy dz = \mu \frac{d^2\omega_z}{dz^2} dx dy dz \quad (75)$$

Жалпы үш өлшемді координатада ағын жылдамдығының ω құрастырушысы Z осі бойынша емес, X және Y осьтері бойынша да өзгереді. Онда үйкеліс күшінің X осіне проекциясын былай жазуға болады:

$$\mu \left(\frac{d^2\omega_x}{dz^2} + \frac{d^2\omega_y}{dy^2} + \frac{d^2\omega_z}{dz^2} \right) dx dy dz \quad (76)$$

Координата осьтері бойынша екінші дәрежелі туындылар қосындысын Лаплас операторы деп атайды:

$$\frac{d^2\omega_x}{dz^2} + \frac{d^2\omega_y}{dy^2} + \frac{d^2\omega_z}{dz^2} = \nabla^2 \omega_x \quad (77)$$

Демек, үйкеліс күштерінің X осіне проекциясын былай жазуға болады:

$$\mu \Delta^2 \omega_x dx dy dz \quad (78)$$

Осыған сәйкес Y осіне - $\mu \Delta^2 \omega_y dx dy dz$

Z осіне - $\mu \Delta^2 \omega_z dx dy dz$

Тамшылы сұйықтың элементар көлеміне әсер ететін барлық күштердің (ауырлық, үйкеліс, қысым) координат осьтерінде проекциялар былай жазылады:

$$\begin{aligned}
\text{X осі бойынша} &= \left(-\frac{dp_x}{dx} + \mu \nabla^2 \omega_x\right) dx dy dz \\
\text{Y осі бойынша} &= \left(-\frac{dp_y}{dy} + \mu \nabla^2 \omega_y\right) dx dy dz \\
\text{Z осі бойынша} &= \left(-\rho g - \frac{dp_z}{dz} + \mu \nabla^2 \omega_z\right) dx dy dz
\end{aligned}
\tag{79}$$

Гидродинамиканың негізгі принципі бойынша әсер етуші күштердің проекцияларын масса мен үдеудің көбейтіндісіне теңестіріп және $dx dy dz$ -ті қысқартып, мынадай теңдеулерді табамыз:

$$\begin{aligned}
\rho \frac{dp_x}{dx} &= -\frac{dp}{dx} + \mu \nabla^2 \omega_x \\
\rho \frac{dp_y}{dy} &= -\frac{dp}{dy} + \mu \nabla^2 \omega_y \\
\rho \frac{dp_z}{dz} &= -\rho g - \frac{dp}{dz} + \mu \nabla^2 \omega_z
\end{aligned}
\tag{80}$$

– тұтқырлы тамшылы сұйықтың қозғалсын сипаттайтын Навье-Стокс теңдеуі деп аталады.

Егер Навье-Стокс теңдеуі ағынның үзіліссіздік теңдеуімен толықтырылса, онда нақты сұйық қозғалысының сипаттамасын аламыз. Навье-Стокс теңдеуі ағын жылдамдықтарының өрісін сипаттайды. Күрделігіне байланысты бұл теңдеулер системасын көпшілік жағдайларда шешу мүмкін емес. Сондықтан, бұл теңдеулер системасын ұқсастық теориясының тәсілдерімен өзгертіп, (критерийлі) санды теңдеулер алады.

3.4. Бернулли теңдеуін қолдану

Бернулли теңдеуінің іс жүзінде мынадай жағдайларда қолдануға болады:

- 1) Сұйықтардың мөлшері мен жылдамдығын анықтау үшін;
- 2) Сұйықтардың тесіктерден ағып шығуы үшін;

1. Мұндай мақсаттарда пневмо-өлшеуіш және дроссельді құралдар пайдаланылады.

Пневмо-өлшеуіш түтіктерге Пито-Прандтль түтігі жатады. Бұл түтік екі түтікпен: біреуінің ұшы қайырылмаған тік болып, ρ - статикалық тегеурінді өлшейді; екіншісінің ұшы 90° -қа қайырылып ағынға қарсы орнатылған және ол

толық $\left(\frac{v^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} \right)$ - тегеурінді өлшейді.

Бұл түтіктердегі қысымдар айырмасы U-тәрізді дифференциал монометрмен өлшенеді. Монометр құбырда ағып жатқан сұйықтық тығыздығынан көп тығыздықты сұйықпен толтырылады ... егер құбырдағы сұйық тамшылы сұйық болса, онда сынаппен, ал егер газ болса, онда су немесе спиртпен толтырылады. U-тәрізді монометрдегі деңгейлер айырмасы жылдамдықты тегеурінді h көрсетеді. Пито-Прандтль түтігін ағын қимасының әртүрлі нүктелеріне орналастырып, сұйықтық қимадағы жылдамдықтарының таралуын және орташа жылдамдығын анықтауға болады.

Ал түтік суретте көрсетілгендей орналастырылса, онда сұйықтың құбыр осіндегі, яғни ең көп (v_{max}) жылдамдық есептеледі.

Сондай-ақ, сұйықтың жылдамдығы мен мөлшерін дроссельді приборлар жәрдемімен анықтауға болады. Мұндай құралдарға: өлшегіш-диафрагма, Вентури құбыры, өлшегіш сопло жатады.

Өлшегіш диафрагма центрі құбырдың осіне сәйкес келетін кішкене дөңгелек тесігі бар жұқа дискіден жасалып, құбырға бекітіледі.

Өлшегіш сопло сұйық кіретін жағы жағық иіліп, ал шығатын жағы цилиндр болып келген саптама.

Вентури құбыры алдымен біртіндеп тартылып, сосын біртіндеп құбырдың диаметріне дейін кеңейетін құбыр. Осындай пішініне байланысты мұндағы қысым шығыны өлшегіш диафрагма және соплоға қарағанда аз.

Құбырды горизонталь орналасқан деп есептесек, екі қимадағы қысымдар айырмасы Бернулли теңдеуі бойынша былай анықталады:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} \quad (81)$$

бұл жерден

$$\frac{\omega_2^2 - \omega_1^2}{2g} = \frac{P_1 - P_2}{\rho g} = h \quad (82)$$

мұнда, h -құбырдың кең және тар қималарындағы қысымдар айырмасының монотметрмен өлшенген шамасы.

Дроссель құралдарының диаметрі құбыр диаметрінен 3-4 есе кіші болғандықтан $\left(\frac{d_T}{d}\right)^4$ мәні өте кіші болады. Демек, сұйық мөлшерін төмендегіше анықтауға болады:

$$V_c = \frac{\alpha \pi}{4} d_T^2 \sqrt{2gh} \quad (83)$$

d_T - диафрагма тесігінің диаметрі

α -мөлшер коэффициенті

2. Сұйықтардың тесіктерден ағып шығуы Тесіктен ағып шыққан сұйықтың жылдамдығы оның деңгейінің биіктігіне байланысты.

Нақты сұйық тесіктен ағып шыққанда қысымның бір бөлігі үйкеліс күштерін және кенттен болған тарылудағы кедергіні жеңуге жұмсалады. Сондықтан нақты сұйықтың жылдамдығы:

$$\omega = \varphi \sqrt{2gh} \quad (84)$$

φ - жылдамдық коэффициенті ($\varphi < 1$).

Ағынның тесіктегі көлденең қима ауданы S_T оның сығылған қимадағы ауданы S_2 -ден көп болғандықтан, тесіктегі сұйық жылдамдығы аз болады.

$$\omega_T = E\omega_2 = EU\sqrt{2gH} = \alpha\sqrt{2gH} \quad (85)$$

$E = \frac{S_2}{S_T}$ - шығынның сығылу коэффициенті

$\alpha = EU$ - мөлшер коэффициенті Онда

тесіктен аққан сұйықтың көлем мөлшері:

$$V_c = \alpha S_T \sqrt{2gH} \quad (86)$$

Ыдыстың жұқа қабырғалы түбіндегі тесіктен ағып шыққан сұйық мөлшері, сұйықтың тұрақты деңгейінің биіктігіне және тесіктің размеріне байланысты болады да, ал ыдыстың пішініне байланысты болмайды.

Енді тұрақсыз деңгейлі сұйықтың тесіктен ағып шығуын қарастырамыз. Сұйық тесіктен ағып шыққан кезде уақыт бірлігі бойынша биіктік азаяды және ағып шығу жылдамдығы да азаяды. Демек, сұйықтың ағып шығуы қалыптаспаған қозғалыс болады.

Өте аз dt уақыт ішінде аққан сұйық көлемін былай табамыз:

$$dV = v_c \cdot d\tau = \alpha S_T \sqrt{2gH} d\tau \quad (87)$$

Егер ыдыстың көлденең кимасы S өзгермесе, ыдыстан аққан сұйық шамасы: $dV = -S\alpha H$ (-) таңбасы сұйық деңгейінің төмендеуін көрсетеді. Егер ыдыс толық босатылса, $H_2 = 0$, онда

$$\tau = \frac{2H \sqrt{H_1}}{\alpha S_T \sqrt{2g}} \quad (88)$$

3.5. Ұқсастық теориясының негіздері

Ұқсастықтың төрт түрі болады:

1. Геометриялық ұқсастық. Бұл ұқсастық екі ұқсас аппараттың сәйкес геометриялық размерлерінің қатынасының тұрақтылығын көрсетеді (ұзындығы, диаметрі).
2. Уақыт бойынша ұқсастық. Геометриялық ұқсас болған жүйелердің сәйкес нүктелері геометриялық ұқсас траекториямен уақыт бірлігінде геометриялық ұқсас жолмен қозғалады.
3. Физикалық ұқсастық. Қарастырылған екі жүйелердің геометриялық және уақыт бойынша ұқсастық шарттары орындалған жағдайда ұқсас сәйкес нүктелердегі физикалық тұрақтылықтарының қатынастары тұрақты болады (тұтқырлық, тығыздық).

4. Бастапқы және шекаралық шарттар ұқсастығы. Егер геометриялық уақыт бойынша және физикалық ұқсастықтар жүйелердің алғашқы және шекаралық шарттарына тән болса, онда олардың бастапқы (температура, қысым) және шекарардағы (құбыр қабырғасының жанындағы жылдамдық) жағдайларға ұқсас болады.

$$\frac{Re^2}{Fr} = \frac{\omega^2 \rho^2 l^2 / \omega^2}{\mu^2 / g} = \frac{\rho^3 l^3 g}{\mu^2} \quad (89)$$

Кей жағдайларда ұқсастық критериясына кейбір шамаларды басқа шамалармен ауыстырады. Мұндай критерияларды модификацияланған критериялар деп атайды. Көптеген жағдайда критерия құрамына кіретін физикалық шамаларды анықтау немесе есептеу мүмкін емес. Ондай жағдайларда бір немесе бірнеше критерияларды жалғастыру арқылы ұқсастық критериясының туындысын алады. Мысалы, табиғи конвекция кезінде конвективтік ағымның жылдамдығын анықтау қиын болады. Мұндай жағдайда Рейнольдс және Фр Фруд критерия қатынастарын ала отырып, жаңа ұқсастық алады

$$Ga = \frac{\rho^{1.5} l^5}{\mu^2} \quad \text{– Галилей саны деп аталады.} \quad (90)$$

Бұл алынған критерияны тығыздық айырымдарының әр нүктедегі тығыздық айырымдарына көбейтетін болсақ, онда жаңа критерия Архимед критериясын аламыз:

$$Ar = \frac{\rho^3 l^3 g}{\mu^2} \cdot \frac{\rho_0 - \rho}{\rho} \quad (91)$$

Архимед саны ауырлық күші, көтеруші күш және үйкеліс күштерінің қатынасын сипаттайды.

Егер анықталатын шама анықтаушы ұзындық өлшемі (газ ағынында тұнатын шаң бөлшегінің диаметрі) болса, Лященко санын пайдаланамыз:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = Re \cdot Fr \cdot \frac{\rho - \rho_0}{\rho_0} = \frac{\omega^3 \rho^2}{\mu g (\rho - \rho_0)} \quad (92)$$

Егер Архимед критериясында симплексті оған пропорционал температуралар айырымына бөлсек, онда біз жаңа критерия Гроскоф – бұл критерия жылулық критериясы болып табылады.

$$Gr = \frac{gl^3 \rho \Delta t}{\nu^2} \quad (93)$$

3.6. Құбырдағы гидравликалық кедергілер

Химия өнеркәсібінде сұйықтар (газдар) құбырлар арқылы тасымалданады және оя үшін көптеген энергия шығындалады. Сондықтан нақты сұйықтардың құбырлармен қозғалысындағы гидравликалық кедергілерді есептеу гидравликаның ең негізгі мәселелерінің бірі болып табылады. Сұйықтарды насостар, компрессорлар т.б. арқылы тасымалдағанда қажет болатын энергияны есептеуде шығындалған тегеурінді $h_{ш}$ және $P_{ш}$ анықтау өте қажет.

Үйкеліс кедергісі нақты сұйықтардың құбырдың барлық ұзындығы бойынша қозғалысында пайда болады. Бұл кедергіге қозғалыстың режимі әсер етеді. Нақты сұйық ағынының жылдамдық шамасы және бағыты бойынша өзгергенде *жергілікті* кедергілер пайда болады. Мысалы, жергілікті кедергілерге сұйықтың құбырға кіруі және шығуы, құбыр қимасының кенеттен ұлғаюы немесе тарылуы, иіндер, бұрылыстар, сұйық шамасын реттейтін құрылғылар (вентильдер, крандар) жатады.

Сонымен жалпы шығындалған тегеурін екі қосындымен өрнектеледі:

$h_{\text{үйкеліс}}$ – үйкеліс кедергісіне шығындалған тегеурін

$h_{\text{ж.к}}$ – жергілікті кедергіге шығындалған тегеурін

Егер ағым қозғалысы ламинарлы болса, онда ағымның үйкеліс кедергісіне шығындалған тегеурінді Хаген-Пуазейль теңдеуімен есептеуге болады.

$$Q = \frac{\pi d^4 \Delta p}{128 \mu l} \quad (94)$$

Горизонталь құбыр үшін үйкеліске кететін тегеурін Бернулли теңдеуі байланысты

$$\frac{P_1 - P_2}{\rho g} = \frac{\Delta P}{\rho g} = h_{\gamma\ddot{u}} \quad (95)$$

$\Delta P = \rho g h_{\gamma\ddot{u}}$ мәнін (2) теңдеуге қоямыз, келесі өрнекті аламыз:

$$\omega \cdot \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\pi d^4 \rho g h_{\gamma\ddot{u}}}{128 \mu e} \quad (96)$$

$$h_{\gamma\ddot{u}} = \frac{32 \omega \mu e}{\rho g d^2}; \quad (97)$$

$$h_{\gamma\ddot{u}} = \frac{64 \mu}{\omega d \rho} \cdot \frac{e}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} = \frac{64}{Re} \quad (98)$$

$$h_{\gamma\ddot{u}} = \frac{64}{Re} \cdot \frac{e}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad (3) \quad (99)$$

$\frac{64}{Re} = \lambda$ - үйкеліс коэффициенті.

Үйкеліске шығындалған тегеуріннің жылдамдықтың тегеурінінен қанша есе айырмашылығын көрсететін шаманы – үйкеліс кедергісінің коэффициенті деп атайды және $\xi_{\gamma\ddot{u}}$ -белгілейді.

$$\xi_{\gamma\ddot{u}} = \lambda \frac{e}{d}$$

Демек, (3) теңдеді былай жазуға болады:

$$h_{\gamma\ddot{u}} = \xi_{\gamma\ddot{u}} \cdot \frac{\omega^2}{2g} = \lambda \frac{e}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad (100)$$

$$\Delta P_{\mu} = \rho g h_{\gamma\ddot{u}}$$

егер үйкеліске шығындалған қысым есепке алсақ,

$$\Delta P_{\lambda} = \lambda \frac{e}{d} \cdot \frac{\rho \omega^2}{2}$$

(101)

Бұл формула тұрақтанған ламинарлық қозғалысқа сәйкес келеді. Яғни $Re < 2320$ және $Re < 2320$ -дан төмен болған жағдайда. Бұл жағдайда үйкеліс коэффициенті қабырғаның кедірбұдырына тәуелсіз болып табылады. Егер қабырғаның кедірбұдырымен кимасы дөңгелек болмаса, онда эквиваленттік дөңгелек $d_{\text{экв}}$ табылады және λ шамасы мына катынаспен анықталады:

$$\lambda = \frac{A}{Re} \quad (102)$$

А киманың пішініне байланысты тұрақты сан, справочниктерде беріледі. Мысалы, квадрат үшін $A=57$, сақиналы кима үшін $A=96$.

Егер ағымның режимі турбулентті болса, онда λ -ның мәні Re санымен бірге құбырдың салыстырмалы бұдырларына $\epsilon = \frac{\Delta}{d}$ байланысты болады.

Δ – құбырдың ішкі қабырғасының бұдырлығының абсолюттік шамасы. Мыс, жана болат құбыры үшін $\Delta=0,06+0,1$ мм; пайдаланған болат құбыры үшін $\Delta=0,1-0,2$ мм; ескі болат және шойын құбырлары үшін $\Delta=0,5+2$ мм; d – құбырдың диаметрі.

Абсолюттік бұдырлықты (Δ) ламинарлық қабаттың қалыңдығымен δ салыстырғанда сұйықтың турбуленттік қозғалысында мынадай негізгі жағдайды атап өту қажет:

1) Бұдырлықтардың орташа биіктігі толығымен ламинарлық қабатқа батып тұрады, яғни $\delta \gg \Delta$. Бұл жағдайда ламинарлық қабаттағы сұйық бұдырлықтың арасын толтырып, құбырдың ішкі бетін тегістеп жібереді. Сондықтан құбырдың бұдырлығы λ -ға әсер етпейді. Осындай құбырларды гидравликалық тегіс құбыр дейді.

2) Бұдырлықтың орташа биіктіктері ламинарлық қабаттан шығып тұрады, яғни $\delta \ll \Delta$. Бұл жағдайда бұдырлық ұштарын айналып аққан сұйықта құйын пайда

болады. Салыстырмалы бұдырлық $\left(\frac{\Delta}{d}\right)$ неғұрлым көп болған сайын, соғұрлым

λ -ға көп әсер етеді. Мұндай құбырларды гидравликалық бұдырлы құбыр дейді. Гидравликалық тегіс құбыр Re саны көбейген сайын бірте-бірте гидравликалық бұдырлы құбыр болып есептеліп кетуі мүмкін. Себебі, Re саны көбейген сайын, ламинарлық қабаттың қалыңдығы азая береді, сөйтіп алғашқы кезде ламинарлық қабатпен жабылып тұрған бұдырлық ламинарлық қабаттан асып шығуы мүмкін.

Сонымен, Re санының көбеюіне байланысты үйкелісті төменгі үш аймаққа (зона) бөлуге болады: а) тегіс үйкеліс аймағы – λ тек Re санына байланысты; б) аралас үйкеліс аймағы – λ Re санына және бұдырлыққа байланысты; в) автомодельді аймағы – λ Re санына байланысты болмай тек бұдырлыққа байланысты.

Re санының аумалы мәндері салыстырмалы бұдырлыққа байланысты. Мыс, λ -ның мәні тек бұдырлыққа байланысты болғанда Re аумалы саны суретте пунктир сызықпен көрсетілген.

λ -ны $Re=4 \cdot 10^3 \div 10^5$ аралығындағы турбуленттік режимде есептеу үшін Блазиус формуласын пайдалануға болады:

$$\frac{1}{\lambda} = 2 \lg(Re \sqrt{\lambda} - 0.8) \quad (103)$$

Егер $Re > 10^5$ болса, λ төмендегіше есептеледі:

$$\lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}}$$

Сұйықтардың иректелген құбырлармен қозғалысында үйкеліске жұмсалған қысымдар шығыны көбейеді және мына формуламен аныкталады:

$$\Delta P_{\text{ж(ирек)}} = \Delta P_{\text{ж(т/а)}} \cdot \left(1 + 3,54 \frac{d}{D}\right) \quad (104)$$

d – құбыр диаметрі

D – иректелген құбыр орамының диаметрі.

Ағынның жылдамдығының шамасы және бағыты өзгергенде пайда болатын

қосымша құйынды ағыстарға тегеурін (энергия) шығындалады. Бұл тегеурін

$$h_{ж} = \frac{\omega^2}{2g} \quad (105)$$

жылдамдық тегеурін $\frac{\omega^2}{2g}$ арқылы өрнектеледі. Берілген жергілікті кедергіге жұмсалған энергия шығынының $h_{жк}$ жылдамдықты тегеурін қатынасын жергілікті кедергінің коэффициенті деп атайды

$$\xi_{ж.к.} = \frac{h_{ж.к.}}{h_{ж.к.}} \quad (106)$$

$$h_{ж.к.} = \xi_{ж.к.} \frac{\omega^2}{2g}; \quad \xi_{ж.к.} \quad (107)$$

– жергілікті кедергі коэффициенті $\xi_{ж.к.}$ – тәжірибер арқылы анықталады және справочниктерде беріледі.

Іс жүзінде жиі кездесетін жергілікті кедергілер:

1) Ағынның кенеттен кеңеюі сұйықтың бір құбырдан диаметрі үлкен құбырға немесе құбырдан аппаратқа (ыдысқа) өтер кезінде кездеседі.

Бұл жағдайда $\xi_{ж.к.} = 1 - \frac{F_2}{F_1}$ анықталады.

F_1 ; F_2 – кіші және үлкен қималар ауданы. Олар $F_2 = \omega$ болса, $\xi_{ж.к.} = 1$ болады.

2) Ағынның кенеттен тарылуы. $\xi_{т.к.}$ – мәндері F_2 / F_1 қатынасына байланысты мынадай шамада өзгереді:

F_2 / F_1	0	0.1	0.3	0.7	0.9	1
$\xi_{т.к.}$	0.5	0.47	0.4	0.3	0.2	0

3) Сұйықтың аппаратқа өтер жерінде $F_2 / F_1 = 0$ болса, $\xi_{т.к.} = 0.5$ болады.

4) Құбырдың бұрылысы (іні) мен айналмалары. $\xi_{б.к.}$ бұрылыс бұрышына α -ға байланысты өзгереді:

F_2/F_1	30	40	50	60	70	80	90
$\xi_{\text{дк}}$	0,2	0,3	0,4	0,55	0,70	0,9	1

Бұл мәндер диаметрі $d < 50$ мм құбырлар үшін алынған. Құбырдың диаметрі үлкейген сайын $\xi_{\text{дк}}$ – мәні азая береді.

Тығынды кран. $\xi_{\text{тк}}$ мәні кранның ашылу немесе жабылу бұрышына байланысты тәжірибе арқылы анықталған:

F_2/F_1	5	10	20	30	40	50	60	70
$\xi_{\text{тк}}$	0,05	0,29	0,5	5,47	7,3	52,6	206	86

Ысырма. $\xi_{\text{ык}}$ шамасы ысырманың жабылу дәрежесіне h/d байланысты өзгереді:

h/d	0	0,2	0,4	0,6	0,8	0,9	толық ашық калпы
$\xi_{\text{ык}}$	∞	35	4,6	1	0,47	0,01	0,12

3.7. Құбырдың диаметрін есептеу

Құбырлардың диаметрін көлем мөлшері теңдеуі арқылы есептейді:

$$V = \omega \cdot f$$

Немесе

$$V = \omega \frac{\pi d^2}{4} \tag{108}$$

бұдан құбырдың диаметрін мына формуламен табамыз:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}} \tag{109}$$

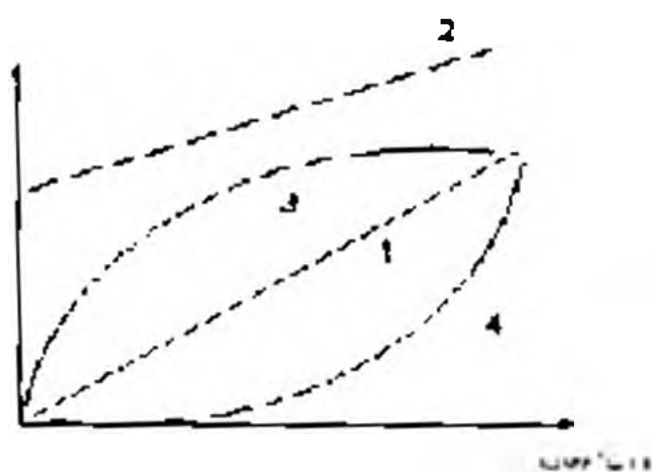
Демек, құбырдың диаметрі ағын жылдамдығының мәніне байланысты: ағын

жылдамдығы канша үлкен болса, құбыр диаметрі сонша кіші болады және керісінше.

Егер құбыр диаметрі каншалықты кіші болса, соншалықты оның бағасы аз болад, себебі материал аз кетеді. Бірақ бұл кезде жылдамдық көбейеді немесе қысым шығыны көбейеді, яғни сұйықты тасымалдауға жұмсалатын энергия көбейеді.

Егер құбыр диаметрі үлкен болса, онда оның бағасы және амортизациялық шығыны көбейеді. Сондықтан ең қолайлы (оптималды) жылдамдықты табу керек.

Мұнай және газ құбырларын жобалағанда ең қолайлы жылдамдықты анықтау үшін барлық шығындарды есептеп, график арқылы табады:



1 – амортизация шығындары

2 – пайдалану шығындары

3 - жалпы шығын Графиктегі жалпы шығынның ең аз мәні ең қолайлы жылдамдыққа сәйкес келеді.

Заводтағы, цехтағы құбырларды жобалағанда жылдамдық мәні

Ағын	орташа жылдамдық, м/с
газдардың табиғи қозғалысы	2-4
газдардың атмосфералық қысымда желдекішті құбырлардағы қозғалысы	5-20

сұйықтардың өздігінен ағуы	0,1-0,5
сұйықтардың тегеурінді боктардан ағуы	0,5-2,5
су буының қозғалысы : $P_{абс} > 4,9 \cdot 10^4$ Па	15-40
$P_{абс} = (1,96 + 4,9) \cdot 10^4$ Па	40-60

Денелердің сұйықтар ішіндегі қозғалысына кедергі

Кейбір технологиялық процестер қатты және сұйық бөлшектердің сұйықтығы немесе газ көпіршектерінің сұйықтағы қозғалысына байланысты. Қозғалыс режимі модификациялы Рейнольдс санымен сипатталады:

$$Re = \frac{\omega d \rho_0}{\mu} \quad (110)$$

ω – бөлшектің жылдамдығы

d – бөлшек диаметрі

ρ_0, μ – ортаның тығыздығы мен тұтқырлығы.

Ортаның (сұйық немесе газ) бөлшекке әсер ететін кедергі күші мына формуламен анықталады:

$$R = \xi S \frac{\rho_0 \omega^2}{2} \quad (111)$$

ξ – ортаның кедергі коэффициенті

S – бөлшектің қозғалу бағытына перпендикуляр жазықтықтағы проекцияның

ауданы ρ_0 – ортаның тығыздығы

ω – бөлшек жылдамдығы - қозғалыстағы бөлшектің кедергіні жеңуге арналған қысым айырмасы.

Ламинарлық режимде $Re < 2$ болғанда, ортаның кедергі коэффициенті:

$$\xi = \frac{24}{Re};$$

Өтпелі режимде $Re = 2 \div 500$, $\xi = \frac{18.5}{Re^{0.4}}$

Турбулентті режимде $Re > 500$, $\xi = 0,44 = const$

ξ -ін ортаның бөлшекке әсер ететін кедергі күшін анықтайтын формулаға қойсақ, онда кедергі күшінің R жылдамдыққа пропорционал екенін көреміз. Ламинарлық режимде $R \sim \omega$; өтпелі режимде $R \sim \omega^{1.4}$; турбулентті режимде $R \sim \omega^2$.

3.8. Ұсақ денелердің сұйықта тұнуы

Қозғалыссыз тұрған орта ішіндегі шар тәрізді қатты дененің ауырлық күші әсерінен тұну қозғалысын қарастырамыз. Массасы m болған бөлшек өзінің салмақ күшінің әсерінен төмен қарай тұна бастаса, онда оның жылдамдығы алғашқы сәтте көбейеді. Егер кедергі болмаса, онда $\omega = gt$ тең болады. Бірақ жылдамдық көбейген сайын, кедергі де көбейеді де өте аз уақыт ішінде динамикалық тепе-теңдік орнайды. Ортаның кедергі күші R бөлшекті қозғайтын күшке тең болады. Осы кезден бастап бірқалыпты тұрақты жылдамдықпен қозғала бастайды. Осы жылдамдықты тұну жылдамдығы деп атайды.

$$\omega_{\infty} = \sqrt{\frac{2gd^3(\rho_s - \rho_f)}{15\lambda}} \quad (112)$$

Бұл формуладан әртүрлі режимге сәйкес жылдамдығын табуға болады.

Ламинарлық режимде $\xi = \frac{24}{Re}$ мәнін қоямыз да тұну жылдамдығын табамыз:

$$\omega_{\infty} = \frac{gd^2(\rho_s - \rho_f)}{15\mu} \quad (113)$$

-тұтудағы Стокс формуласы деп аталады және ламинарлық режимдегі шар тәрізді бөлшектің тұну жылдамдығын есептеуге арналған.

Өтпелі режимдегі $\xi = \frac{18.5}{Re^{0.6}}$ мәнін қойып,

$$\omega_{\infty} = \left[\frac{18.5^2 g d^3 (\rho_s - \rho_f)}{\rho_f^{0.8} \mu^{0.4}} \right]^{0.5} \quad (114)$$

Турбуленттік режимде $\xi = 0.44$ қоямыз

$$w_{\text{ж}} = 5.46 \sqrt{\frac{d(p_1 - p_2)}{\rho}} \quad (115)$$

Іс жүзінде тұндыру процестері белгілі көлемдегі өндіріс аппараттарында бөлшектердің концентрациясы көп болғанда өткізіледі. Мұндай жағдайда бөлшектер бір-біріне жанасады, соғылады, яғни тұнуға кедергі көбейеді, осының салдарынан тұну жылдамдығы азаяды. Осы жылдамдықты қысылып тұну жылдамдығы деп атайды.

Барлық режимдер үшін қысыла тұну жылдамдығы мына формуламен есептеледі:

$$Re_{\text{ж}} = \frac{d \rho E^{0.75}}{18 + 0.6 \sqrt{d \rho E^{0.75}}} \quad (116)$$

-сұйықтың суспензиядағы көлем жағынан алынған үлесі.

Тұну аппаратындағы ламинарлық режимдегі ($Re < 2$) тұну жылдамдығы

$$w_{\text{ж}} = \frac{g^2 (p_1 - p_2)}{18 \mu} \quad \text{Жеңілдік}$$

онда ортадан тепкіш аппараттағы тұну жылдамдығы мына формулаға тең болады:

$$w_{\text{ж}} = \frac{g^2 (p_1 - p_2) d^2 \rho}{18 \mu} \quad (117)$$

Пысықтау сұрақтары

1. Гидродинамиканың ішкі және сыртқы мәселелері.
2. Сұйықтың жылдамдығы мен мөлшері.
3. Гидровикалық радиус.
4. Эквивалентті диаметр.
5. Қалыптасқан қозғалыстар.
6. Қалыптаспаған қозғалыстар
7. Рейнольдс саны.

8. Ламинарлық режим.
9. Турбулентті режим.
10. Үзіліссіз ағу
11. Сұйық қозғалысының теңдеуі.
12. Новье- Стокс теңдеуі
13. Бернуллин теңдеуі.
14. Ұқсастық теориясы
15. Шекті сандар.
16. Құбырдағы гидравликалық кедергілер.
17. Құбырдың диаметрін есептеу.
18. Тұну процесі.

4. СҰЙЫҚ ЗАТТАРДЫ ТАСЫМАЛДАУ

Химия өндірісінің барлық салаларында сұйықтар горизонталь және тік құбырлар арқылы тасымалданады. Су, мұнай, бензин, қышқыл, ерітінді, т.б. сұйық қоспаларды кәсіпорын ішінде аппараттар мен қондырғылар арасында тасымалдауға арналған гидравликалық машиналар насостар деп аталады.

Насостар үш түрге бөлінеді: қалақшалы немесе ортадан тепкіш, көлемді және ағынды.

Қалақшалы насостардағы қысым, қалақшалы доңғалақтардың айналуындағы ортадан тепкіш күштің сұйыққа әсерінен пайда болады.

Көлемді насостардағы қысымдар айырмасы сұйықтардың белгілі бір көлемін жабық камерадан жылжымалы немесе айналмалы денелер арқылы ығыстырып шығарғанда пайда болады.

Ағынды насостарда сұйықтарды тасымалдау үшін жұмысшы сұйықтың кинетикалық энергиясын пайдаланады.

Насостың уақыт бірлігінде тасымалдайтын сұйық мөлшерін оның *өнімділігі* деп атайды ($Q, \text{м}^3/\text{с}$).

Насостың тасымалданатын сұйықтың салмақ бірлігіне берген салыстырмалы энергиясы оның тегеурінін сипаттайды ($H, \text{м}$). Тегеурін насостың 1 кг сұйыққа берген энергиясы арқылы осы сұйықтың қанша биікке көтерілетінін көрсетеді.

Сұйыққа энергия беру үшін жұмсалған насостың пайдалы қуаты (N_n) салыстырмалы энергия (H) мен сұйық мөлшерінің ($\gamma \cdot Q$) көбейтіндісіне тең:

$$N_n = \gamma \cdot Q \cdot H = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad (118)$$

Насостан энергияның бір бөлігі шығындалғандықтан, насостың білігіндегі қуат ($N_б$) пайдасы қуаттан (N_n) көбірек болады. Энергияның шығыны насостың ПӘК (η_n) арқылы белгіленеді. Насостың білігіндегі қуат төмендегі формуламен есептеледі.

$$N = \gamma \cdot Q \cdot H = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad (119)$$

Насостың ПӘК-і насосты пайдаланудың тиімділігін, оның құрылғысының жетімділігін және насостағы қуаттың салыстырмалы шығынын көрседі. Ол төмендегі көбейтінді арқылы анықталады:

$$\eta_{\text{н}} = \eta_{\text{в}} \cdot \eta_{\text{г}} \cdot \eta_{\text{мех}}$$

$\eta_{\text{в}} = Q/Q_{\text{т}}$ -көлемдік ПӘК, насостың нақты өнімділігімен (Q) теориялық өнімділігінің ($Q_{\text{т}}$) қатынасына тең.

$\eta_{\text{г}} = H/H_{\text{т}}$ -гидравликалық ПӘК насостың нақты және теориялық тегеуріндерінің қатынасына тең. $\eta_{\text{мех}}$ - механикалық ПӘК – насостағы механикалық үйкеліске шығындалған қуатты сипаттайды.

$\eta_{\text{н}}$ – насостың құрылғысына немесе оның пайдалану мерзіміне байланысты. Қозғалтқыштың жұмсайтын қуаты немесе номиналды қуаты ($N_{\text{к}}$) насос білігіндегі қуаттан көптеу болады, себебі қуаттың бір бөлігі электр қозғалтқыштан насосқа берілетін берілістегі және электр қозғалтқыштың өзіндегі механикалық шығын болады.

$$\eta_{\text{к}} = \frac{N_{\text{н}}}{N_{\text{к}}} = \frac{N_{\text{н}}}{Q_{\text{к}} \cdot \gamma \cdot H_{\text{к}}} \quad (120)$$

$\eta_{\text{б}}$ – беріліс ПӘК

$\eta_{\text{к}}$ – электрқозғалқыштың ПӘК-і

$\eta = \eta_{\text{н}} \cdot \eta_{\text{б}} \cdot \eta_{\text{к}}$ – бұл көбейтінді насос құрылғысының толық ПӘК деп аталады.

Насостың жалпы тегеурінін және сору биіктігін есептеу үшін мынадай белгілерді қабылдаймыз:

P_1 – сұйық сорылатын ыдыстағы қысым

P_2 – тегеурінді бақтағы қысым

P_c – насосағы кірердегі қысым

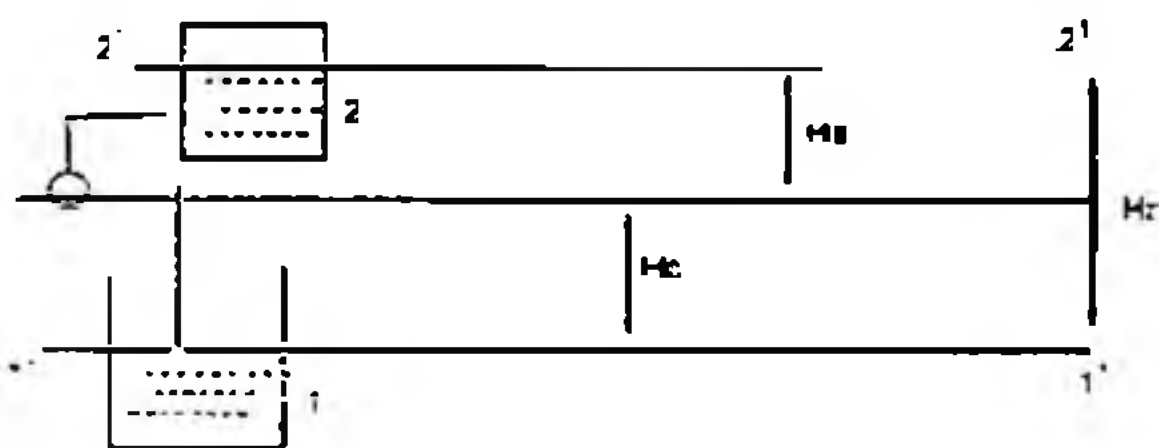
P_a – насосан шығардағы қысым

H_c – сору биіктігі

H_a – айдау

H_r – сұйық берілетін геометриялық биіктік

h – манометр мен вакуумметр арасындағы биіктік



1 – төмендегі сұйық тсымалданатын ыдыс

2 – тегеурінді бак

3 – насос

Насостың тасымалданатын сұйықтың салмақ бірлігіне беретін энергиясы тегеуріннің 2-ші және 1-ші нүктелердегі энергиялар айырмасынан жалпы тегеурін шығынын қосып анықтауға болады:

$$H = E_2 - E_1 + h_{ш} \quad (121)$$

$h_{ш}$ – құбырлардаы жалпы гидравликалық кедергіні жеңуге жұмсалған тегеурін шығыны.

1-ші нүктедегі энергия Бернулли теңдеуі бойынша:

$$E_1 = z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} \quad (122)$$

Мұнда $z_1 = 0$, $v_1 = 0 \rightarrow E_1 = \frac{P_1}{\rho g}$

2-ші нүктедегі энергия үшін: $E_2 = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g}$ (123)

$$\text{қандай} \quad z_2 = H_2, \quad \omega_2 = 0 \quad \rightarrow \quad z_1 = H_2 - \frac{P_2}{\rho g}$$

$$\text{Осыдан насосың толық тегеуріні:} \quad H = H_2 - \frac{P_2 - P_1}{\rho g} - h_{ш} \quad (124)$$

Сұйықты геометриялық H_1 биіктікке көтеру үшін, жоғарғы және төменгі ыдыстардағы қысымдар айырмасы мен құбырлардағы толық гидравликалық кедергіні жеңуге жұмсалады. Егер жоғарғы және төменгі ыдыстардағы қысымдар $P_1 = P_2$ бірдей болса, $H = H_1 + h_{ш}$

Егер сұйық горизонталь құбырмен берілсе,

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} - h_{ш} \quad (125)$$

Сұйықтар насоспен төменгі ыдыстағы қысым және насосағы сору қысымы P_c арасындағы айырма әсерінен сорылады. Насосың сору биіктігі төменгі ыдыстағы қысым P_1 көбейсе көбейеді және P_c қысымы, ω_c жылдамдығы және $h_{ш,c}$ сору құбырындағы тегеурін шығыны көбейгенде азаяды. Сонда теңдеуді былай жазуымызға болады:

$$h_c = \frac{P_1}{\rho g} - \frac{P_c}{\rho g} + \frac{\omega_c^2}{2g} - h_{ш,c} \quad (126)$$

4.1. Ортадан тепкіш сорғылар

Ортадан тепкіш сорғылар спираль сияқты корпус ішіне жұмысшы доңғалақтар орнатылған болады. Жұмысшы доңғалақтар айналғанда ортадан тепкіш күш пайда болады. Осы күштің әсерінен сұйықтың сорылуы және айдалуы бір калыпты және үздіксіз болады.

Сорғыны жұмысқа қосудан бұрын сору құбыры, жұмысшы доңғалағы және корпусы сұйықпен толтырылады. Сонан кейін жұмыс доңғалағын қозғалтқыш арқылы айналдырады. Сұйық сору құбыры арқылы жұмысшы

доңғалағының осі арқылы насостың корпусына сосын қалақшаларға беріліп, айналымалы қозғалады.

Ортадан тепкіш насостардың артықшылығы:

- жоғары өнімділікті және сұйық біркелкі, үздіксіз беріледі;
- тез жүргіш және ықшам;
- құрылысы күрделі емес;
- клапандары жоқ;
- поршеньді насосқа қарағанда арзан.

Кемшіліктері: • аз өнімділікте және жоғары тегеурінде ПӘК өте төмен;

• насосты жұмысқа қосудан бұрын жұмыс доңғалағын сұйықпен толтыру керек;

Ортадан тепкіш насостардың өнімділігі және тегеуріні жұмыс доңғалағының айналу санына байланысты болады. Егер насостың айналу саны n_1 ден n_2 -ге өзгертілсе, онда оның өнімділігі Q_1 ден Q_2 өзгереді.

$$\frac{Q}{Q_2} = \frac{n}{n_2} \quad (127)$$

А) Ортадан тепкіш насостардың тегеуріні айналу сандары қатынасының квадратына кері пропорционал өзгереді:

$$\frac{H}{H_2} = \left(\frac{n}{n_2} \right)^2 \quad (128)$$

Насосың қуаты оның өнімділігінен тегеурінінің көбейтіндісіне пропорционал болғандықтан, насостың қуаты айналу қатынасының үшінші дәрежесіне пропорционал өзгереді.

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^3 \quad (129)$$

Насос доңғалағының айналу саны n_1 ден n_2 -ге өзгергенде оның өнімділігі – айналу санының 1-ші дәрежесіне, тегеуріні – 2-шісіне, ал қуаты – 3-ші дәрежесіне пропорционал өзгереді.

4.2. Піспекті сорғылар

Сорғының білігі электр қозғалтқыш арқылы айналады да, иіндіі-шатунды механизм жәрдемімен піспек цилиндр ішінде ілгерілі-кейінді жылжиды. Піспек сол жақтан оң жаққа жылжығанда цилиндр ішінде вакуум пайда болады. Онан соға қарай жылжығанда цилиндр ішінде қысым пайда болады. Поршеннің ілгерлі-кейінді қозғалысының нәтижесінде сұйық кезекпен құбырмен сорылады, құбырмен айдалады. Поршень оңға қозғалғанда сұйық сорылады, солға қозғалғанда – айдалады.

Піспекті сорғының айналу санына байланысты: жай жүруші, нормалды, тез жүруші; өнімділігі бойынша: аз өнімділікті, орта өнімділікті және көп өнімділікті. Қысымға байланысты: төмен, орта және жоғары қысымды болып бөлінеді.

Сорғылардың арнаулы түрлері

Роторлы сорғылар тұтқырлығы жоғары және ластанған сұйықтарды тасымалдау үшін қолданылады. Екі түрі болады:

- 1) тісті доңғалақты;
- 2) пластиналы.

Винтті сорғылар өте гүтқыр сұйықтарды тасымалдауда қолданылады. Арынды сорғылар жұмысшы сұйық деп аталатын сұйықтың кинетикалық энергиясын пайдалануға негізделген.

Нысықтау сұрақтары

1. Сұйықтарды тасымалдау әдістері.
2. Сорғының пайдалы қуаты.
3. Сорғының тегеурінін анықтау.
4. Сорғының түрлері және қолданылуы.
5. Піспекті сорғылар

5. ГАЗ ТАСЫМАЛЫНЫҢ ПРОЦЕСТЕРІ

Газдарды сығу және тасымалдау үшін пайдаланылатын машиналарды сығу машиналар деп атайды.

Сығылған газ қысымының P_2 бастапқы газ қысымына P_1 қатынасын сығу дәрежесі деп атайды. Сығу дәрежесінің шамасына қарай сығу машиналар төмендегі түрлерге бөлінеді:

1. Желдеткіштер ($P_2/P_1 < 1,1$) – көп мөлшердегі газдарды тасымалдау үшін пайдаланылады.

2. Газүргіштер ($1,1 < P_2/P_1 < 3,0$) – газ құбырларында кедергілер едәуір көп болғанда газдарды тасымалдау үшін пайдаланылады.

3. Компрессорлар ($P_2/P_1 > 3,0$) – жоғары қысымдар алу үшін пайдаланылады.

4. Вакуум сорғылар – қысым атмосфера қысымнан кем болғанда газдарды сору үшін пайдаланылады.

Жұмыс істеу принципіне байланысты: піспекті, роторлы, ортадан тепкіш және осьті болып бөлінеді.

Нақты газдарды сыққанда оның көлемі, қысымы және температурасы өзгереді. Бұл шамалардың өзара қатынасы 10^6 Па (~10 атм) дейінгі қысымда идеал газдар күйінің теңдеуімен өрнектеледі. Ал $P > 10^6$ Па (>10 атм) қысымдарда бұл үш шаманың байланысын Ван-дер-Вальс теңдеуімен өрнектеледі:

$$\left(P + \frac{a}{M^2}\right)(v - b) = RT \quad (130)$$

P -газ қысымы, Па; v – газдық меншікті көлем, м³/кг;

$R=8314$ – газды тұрақтылық,

Дж/кг·К; M – молекулалық салмақ,

кг/моль; T – температура, °К;

а, в – берілген газ үшін тұрақты шама. Сығудың теориялық екі түрі болады:

1. Изотермиялық процесс – газ сығылғанда бөлінген жылу толығымен айнала ортаға таралады және газдың температурасы өзгермейді. ($T = \text{const}$).

2. Адиабаталық процесс – газ айнала ортамен жылу алмаспайды және барлық бөлінген жылу газдың ішкі энергиясы үшін жұмсалады.

Шынында сығу кезінде бөлінген жылудың бір бөлігі айнала ортаға таралады, ал қалған бөлігі газды ысытуға жұмсалады. Мұндай сығу процесін политропты деп атайды.

Қысым мәні белгілі болса, изотермиялық сығудың меншікті жұмысы мына формуламен өрнектеледі:

$$l = p_1 V_1 \ln \frac{p_2}{p_1} \quad (131)$$

$$l = \frac{k}{k-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k}{k-1}} - 1 \right] \quad (132)$$

Адиабаталық сығуда:

$$l = \frac{m}{m-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m}{m-1}} - 1 \right] \quad (133)$$

Политропты сығуда:

5.1. Компрессордың түрлері

Ніспекті компрессорлар жұмыс істеу принципіне байланысты бір және екі әрекетті, ал сығу сатысының санына қарай бірсатылы және көпсатылы болып бөлінеді.

Бірсатылы компрессорларда газ соңғы қысымға дейін параллель жұмыс істейтін бір немесе бірнеше цилиндрде сығылады. Бірсатылы горизонтальды жай

эрекетті компрессордың құрылысы поршеньді насостың құрылысына ұқсас. Поршень цилиндр ішінде шатун және кривошип арқылы жалғанған. Кривошиптың білігіне маховик орнатылған. Цилиндр бір жағынан қақпақпен жабылған, қақпаққа сору клапаны және айдау клапаны жайғасқан. Поршеннің солдан оңға қарай жылжығанда цилиндр қақпағымен поршень арасындағы кеңістік кеңейіп, вакуум пайда болады. Осының нәтижесінен сору клапаны ашылады және газ цилиндрге сорыла бастайды. Поршеннің кері оңнан сола қарай қозғалысында сору клапаны жабылып, ал цилиндрдегі газ поршенмен қысымның соңғы мәніне дейін сығылады, сосын айдау клапаны ашылып, сығылған газ айдау құбырына беріледі.

Бірсатылы екі эрекетті компрессорларда газ цилиндрде поршеннің екі жағымен кезек-кезек сығылады. Поршеннің бір рет оңға және солға сығылғанда газ екі рет сорылып, екі рет айдалады. Цилиндрде екі сору және екі айдау клапандары бар. Мұндай компрессорлардың құрылысы күрделілеу болғанымен, олардың өнімділігі жай эрекетті компрессорларға қарағанда екі есе көп болады. Газ сығылғанда оның температурасы көбейеді, сондықтан оның температурасын төмендету үшін, цилиндр қабырғасындағы арнайы жейде арқылы үздіксіз суытушы су жіберіледі. Компрессордың өнімділігін арттыру үшін жай және екі эрекетті көпцилиндрлі компрессорлар қолданылады.

Пластиналы компрессорлар. Компрессордың корпусының ішіне эксцентрлі ротор орналасқан. Компрессор жұмыс істегенде оның қабырғалары қызып кетпеу үшін сыртында суытатын су берілетін жейдесі болады. Ротордың радиалдық ойықтарындағы пластиналар ротор айналғанда ортадан тепкіш күш әсерінен ойықтардан еркін шығуы үшін корпус пен ротор арасындағы орақ тәрізді кеңістікті бірнеше камераларға бөледі. Камералардың көлемі корпустық вертикаль осінен оңға қарай көбейеді, ал солға қарай пластиналар ойықтарына кіре бастаған кезде азаяды. Осының салдарынан газ құбыр арқылы сорылып, сосын сығылып, айдау құбырына беріледі. Пластиналы роторлы компрессорлар бір және екі сатылы болып жасалынады. Бір сатылы компрессорларда абсолюттік сығу қысымы $(2,5\div 4) \cdot 10^5$ Па ($2,5\div 4$ атм), ал екі сатылы компрессорларда $(8\div 15) \cdot 10^5$ Па ($8\div 15$ атм) болады.

Роторлы компрессорлардың піспекті компрессорға караганда төмендегі артықшылықтары мынада:

- 1) өлшемдері (размерлері) және салмағы кіші және аз орын иеленеді;
- 2) құрылымы қарапайым, детальдар саны кем және арзан;
- 3) кривошипті-шатунды механизмі жоқ.

Кемшіліктері: 1) ПЭК төмен; 2) сығу қысымы аздау.

Сақиналы роторлы компрессорлар. Корпус ішіне эксцентрлі қалақшалы ротор орналасқан компрессорды жұмысқа қосудан бұрын оның корпусының жартысына дейін сұйық құйылады. Ротор айналғанда су корпусстың қабырғаларына шашырап, корпус пен ротор арасында айналмалы су сақинасы пайда болады. Ротордың эксцентрлігіне байланысты, сумен толтырылған кеңістік ротор қалақшаларымен әртүрлі көлемді қуысқа бөлінеді. Ротор айналғанда көлемі үлкейетін қуыстағы тесік арқылы газ сорылып, көлемі азаятын қуыстарды сығылып тесік арқылы айдау құбырына беріледі. Бу компрессорда су сақиналы поршень міндетін атқарады, содықтан мұндай компрессорды *сұйық поршеньді* деп атайды. Сұйық поршеньді компрессор газ күйіндегі хлорды тасымалдағанда қолданылады. Мұндай компрессор корпусы эллипс пішінді болып, оған күкірт қышқылы құйылады. Ротор мен корпус центрлес болады. Су сақиналы роторлы компрессорды өте аз қысым алынаты болғандықтан вакуум-насос ретінде қолданылады.

Газ үрлегіштер. Корпус ішінде екі параллель биікте екі барабан немесе поршень айналады. Бұлардың біреуі электр қозғалтқыш жәрдемінде айналып, ал екіншісі тісті беріліс арқылы байланысқан. Барабандар бір-біріне қарама-қарсы бағытта айналады. Барабандар бір-біріне және корпусқа нығыз тақалып айналғанда бір-біріне бөлек камера пайда болады. Бұл камераның біреуінен газ сорылып, ал екіншісінен газ сығылады. Газ үрлегіштердің өнімділігі $2=800 \text{ м}^3/\text{мин}$.

Ортадан тепкіш компрессорлар желдеткіштер, турбоүрлегіштер және турбокомпрессорлар болып бөлінеді.

Желдеткіштер. Ортадан тепкіш желдеткіштер шартты түрде үш топқа

бөлінеді:

- 1) Төмен қысымды ($P < 10^3 \text{ Па}$)
- 2) Орта қысымды ($P = 10^3 \div 3 \cdot 10^3 \text{ Па}$)
- 3) Жоғары қысымды ($P > 3 \cdot 10^3 \text{ Па} = 10^4 \text{ Па}$)

Спираль тәрізді корпустың ішінде көп қалақшасы бар жұмысшы доңғалақ айналады. Газжелдеткіштің өсу бойынша сору құбыры арқылы сорылып, айдау құбыры арқылы беріледі. Желдеткіштер пішіні, корпусының, жұмысы доңғалағының, қалақшаның размерлерін гидравликалық шығын аз болатындай етіп таңдау керек.

Турбогазүрлегіштер. Корпустың ішінде қалақшалары ортадан тепкіш насостың қалақшаларындай жұмысшы доңғалақ айналады. Әдетте доңғалақты газдың кинетикалық энергиясын потенциалдық энергияға айналдыратын бағыттаушы аппараттың ішіне орнатады. Бағыттаушы аппарат бір-бірімен жұмысшы доңғалақтың иілген жағына қарама-қарсы иілген қалақшаларменг қосылған екі сақиналы құрылғы. Біліктегі жұмысшы доңғалақтың санына қарай турбогазүрлегіштер бір және көп сатылы болады. Турбогазүрлегіштердің сығылу дәрежесі 3-3,5 көп болмайды, сондықтан оларда газ суытылмайды.

Турбокомпрессорлар. Турбогазүрлегіштерге карағанда жоғары сығу дәрежесін алу үшін турбокомпрессорлар қолданылады. Айдау қысымының үлкен болуына байланысты турбокомпрессорларда жұмысшы доңғалақтарының саны көп болады және олардың диаметрі мен ені жоғары қысымды сатыға қарай азаяды.

Турбокомпрессорлардың жұмысшы доңғалағының айналу жылдамдығы 240÷270 м/с, ал айдау қысымы – $2,5 \div 3 \cdot 10^6 \text{ Па}$ (25-30 атм) дейін болады.

Сығу дәрежесінің жоғары болуына, яғни газдың температурасының көбеюіне байланысты турбокомпрессорларды газды суыту қажет болады. Газды суыту үшін корпусқа орнатылған арнаулы каналдар арқылы су жіберіледі немесе сатылар арасынан суытқыштар орнатылады.

Осьтік желдеткіштер. Цилиндрлі құбырдың қысқа бөлігінде корпус ішіне жұмысшы доңғалақ орналасқан. Жұмысшы доңғалақтың қалақшалары винтті бет

бойынша иілген пропеллер болады және желдеткіш рамаға бекітіледі. Жұмысшы доңғалағы айналғанда газ қалақшалар арқылы осі бойынша сорылып, беріледі. Газ ағынына желдеткіштің кедергісінің аздығына байланысты осьтік желдеткіштің ПӘК ортадан тепкіш желдеткіштерге қарағанда көп болады, бірақ тегеуріні 3-4 есе аз болады. Сондықтан осьтік желдеткіштер көп көлемді газды тасымалдау үшін қолданылады.

5.2. Компрессорлы машиналар

Химия өндірісінде поршеньді және ортадан тепкіш сорғылар кеңінен қолданылады. Турбокомпрессорлар мен турбоурлегіштер ықшамды және қарапайым. сонымен бірге олар майланбаған таза газ береді. Олардың ПӘК-і поршеньділерге қарағанда төмен болғанымен капиталды және пайдалану шығындары аз болғандықтан, $6000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ және одан көп өнімділікте қолдану экономикасы тиімді, сондықтан турбокомпрессорлар қысымы 30 атм. дейін $10000-200000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мөлшері газдар беруде қолданылады. Өнімділігі аз ($10000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ дейін) жоғары қысымды (1000 атм. дейін) поршеньді компрессорлар қолданылады. Осьтік компрессорлар ықшамды және ПӘК жоғары. Олардың $80000 \text{ м}^3/\text{сағ}$ өнімділікте және 6 атм. дейін қысымда қолданылады.

Пысықтау сұрақтары

1. Сығу машиналары.
2. Сығу машиналарының түрлері.
3. Сығу процесінің түрлері.
4. Піспекті компрессорлар.
5. Роторлы газурлегіштер.
6. Ортадан тепкіш компрессорлар.
7. Желдеткіштердің түрлері.

6. СҰЙЫҚТАР МЕН ГАЗДАРДЫ АЖЫРАТУ

Екі және одан да көп фазалардан құралған жүйелерді әртекті жүйе дейді. Бұл фазалардың біреуі дисперсионды фаза болып, оның ішінде басқа фазалардың бөлшектері таралған болады. Бұл таралған бөлшектерді дисперсті фаза деп атайды.

Фазалардың физикалық күйіне байланысты әртекті жүйелердің төмендегі түрлері болады: газ-қатты бөлшектер, газ-сұйық бөлшектер, сұйық-қатты бөлшектер, сұйық-сұйық, сұйық-газ.

Суспендиялар - сұйық және оның ішінде қатты бөлшектер таралғаннан пайда болған әртекті жүйелер. Қатты бөлшектердің өлшеміне байланысты шартты түрде суспендиялар ірі, майда, өте майда және коллоидты ерітінді болып бөлінеді.

Эмульсиялар - бір сұйық ішінде онымен араласпайтын екінші сұйық бөлшектері таралғаннан пайда болған әртекті жүйелер.

Көбіктер – сұйық және оның ішінде газ көпіршіктері таралғаннан пайда болатын әртекті жүйелер.

Шаңдар және түтіндер – газ және оның ішінде қатты бөлшектер таралғаннан пайда болатын әртекті жүйелер. Шаңдар көбінесе қатты заттарды ұсақтағанда, араластырғанда және тасымалдағанда пайда болады. Шаңдағы қатты бөлшектердің өлшеміне байланысты олар түтін, тұман және аэрозоль болып бөлінеді.

Эмульсия мен көбік үшін дисперсті фазаның дисперсионды фазаға, керісінше дисперсионды фазаның дисперсті фазаға айналып кету мүмкіндігі бар. Бұл жағдай фазалардың мөлшерінің белгілі бір қатынастарында болады және оны фазалардың инверсиясы деп атайды.

6.1. Ажыратудың түрлері

Ажыратудың тепе-теңдігін заттардың барлық мөлшері бойынша былай жазыңыз:

$$G_K = G_M + G_T \quad (134)$$

$$\text{дисперсті фаза бойынша: } G_K \cdot X_K = G_M \cdot X_M + G_T \cdot X_T \quad (135)$$

мұндағы, G_K , G_M , G_T – берілген қоспа, мөлдірленген сұйық және тұнба мөлшері X_K , X_M , X_T – заттың қоспадағы, мөлдірленген сұйықтағы және тұнбадағы массалық үлестері.

Егер қоспадағы заттың массалық үлесі берілген болса, онда (134) және (135) теңдеулерден мөлдірленген сұйық және тұнба мөлшерін анықтауға болады:

$$G_M = G_K \frac{X_T - X_2}{X_2 - X_1} \quad (136)$$

$$G_T = G_K \frac{X_K - X_2}{X_1 - X_2} \quad (137)$$

Тұндырғыш әртекті жүйелерді ажыратудың басқа тәсілдеріне қарағанда ең оңай және арзан тәсіл болып есептеледі. Тұндыруды тұндырғыш немесе коюландырғыш деп аталатын аппараттарда өткізеді. Бұл аппараттар мерзімді, үздіксіз және жартылай үздіксіз әрекетті болып бөлінеді. Мерзімді әрекетті тұндырғыштар биіктігі төмендеу бассейндер болады. Оларда орналастырғыш болмайды. Мұндай аппараттар суспензиямен толтырылып, белгілі бір уақыт шамасында тұндырылады. Осы уақытта қатты бөлшектер аппараттың түбіне толады. Аппараттардың түп жағы көбінесе конус, ал жоғары жағы цилиндр болып келеді.

Жартылай үздіксіз әрекетте жұмыс істейтін тұндырғыштарда тұнба конусты бункерде жиналып, белгілі бір мерзімде алынады да, ал мөлдірленген сұйық аппараттан құбыр арқылы үздіксіз шығарылады.

Өнеркәсіпте көбінесе үздіксіз әрекетті тұндырғыштар қолданылады. Бұл тұндырғыштардың мынадай артықшылықтары бар: 1) үздіксіз әрекетті; 2) өнімділігі жоғары, 3000 т/тәулік; 3) тұнбаның тығыздығы біркелкі.

Кемшіліктері: өте үлкен диаметрлері 1,8 м-ден 30 м, ал кейбір өндірісте суды тазалау үшін 100м-ге дейін болады. Диаметрі үлкен болғандықтан көп орынды

керек етеді. Сондықтан орынды тежеу үшін көпқабатты тұндырғыштар қолданылады. Мұндай тұндырғыштар бірінің үстіне бірі орналасқан бірнеше аппараттан құралады.

6.2. Сүзу процесі

Қатты бөлшектерді ұстап қалатын, ал сұйықты өткізіп жіберетін кеуекті бөгеттер жәрдеммен суспензияларды ажырату сүзу процесі деп аталады. Суспензияларды сүзгі деп аталатын аппараттарда ажыратады. Сүзгілер сүзу бөгеттері арқылы екі бөлікке бөлініп, оның бір бөлігіне суспензия құйылады. Осы екі бөліктің екі жағындағы қысымдар айырмасының әсерінен сұйық сүзу бөгеттерінің кеуектерінен өтіп, ал олардың бетінде қатты бөлшектер ұсталынып қалады. Сонымен суспензия таза сүзінді және ылғалды тұнбаға ажыратылады. Кейбір кезде қатты бөлшектер сүзу бөгетінің кеуектерінде ұсталынып, тұнба пайда болмайды.

Осындай қасиеттерге байланысты сүзу процесі екі түрге бөлінеді:

- 1) тұнба пайда болу жолымен сүзу;
- 2) сүзу бөгетінің кеуектерін толтыру арқылы сүзу.

Сүзу процесінің қозғаушы күші - қысымдар айырмасы болып табылады. Іс жүзінде сүзу процесі үш түрлі режимде өткізіледі:

1) Егер суспензияның жоғары жағын қысылған газбен (көбінесе ауамен) немесе сүзу бөгетінің астыңғы жағын вакууммен қосса, онда сүзу процесі тұрақты қысымдар айырмасында өтеді. Бұл кезде сүзу процесінің жылдамдығы азаяды, себебі пайда болған тұнба қабатының қалыңдығы көбейген сайын оның гидравликалық кедергісі көбейеді. Дәл осындай процесті суспензияның тұрақты деңгейінде гидростатикалық қысымның әсерінен пайда болатын қысымдар айырмасы арқылы өткізуге болады.

2) Егер суспензия сүзгіге поршеньді насостар жәрдеммен берілсе, онда сүзу процесі тұрақты жылдамдықта ($\omega = \text{const}$) өтеді, себебі электр қозғалтқыштың тұрақты

айналу санында насостың өнімділігі тұрақты болады. Бұл кезде тұнба қабатының кедергісінің көбеюіне байланысты қысымдар айырмасы да көбейеді.

3) Егер суспензия сүзгіге ортадан тепкіш насостар жәрдемімен берілсе, онда сүзу процесі оның жылдамдығының және қысымдар айырмасының өзгеруінде отеді, себебі электрқозғалтқыштың тұрақты айналу санында насостың өнімділігі тұнбаның кедергісі көбейген сайын азаяды.

Өндірісте сүзу процесін төмендегі қысымдар айырмасында өткізеді:

1. Суспензияның гидростатикалық қысымы әсерінен - $P < 0,05 \text{ МПа}$
2. Вакуум әсерінен – $P < 0,05 \div 0,09 \text{ МПа}$
3. Қысылған газ әсерінен - $P < 0,05 \div 0,3 \text{ МПа}$
4. Суспензия поршенді немесе ортадан тепкіш насостар арқылы берілсе - $P < 0,05 \text{ МПа}$

Тұнба пайда болу жолымен сүзу процесі суспензиядағы қатты бөлшектер концентрациясы жоғары (көлем бойынша 1%-тен көп) болған кезде кеңінен қолданылады. Сүзу бөгеттерінің кеуектерін бітеу арқылы сүзу процесін мүскіндігінше аз қолданады, себебі процестен кейін бөгеттердің кеуектерін тазалау өте қиын.

Сүзу бөгеттері кеуегінің өте майда бөлшектермен бітеліп қалмауы үшін суспензияға өте майда дисперсті заттар (активті көмір, силикогель, асбест т.б.) қосады. Бұл заттар сүзу бөгеттерінің бетінде қалып, кеуектердің бітелуіне кедергі жасайды.

Сүзу бөгетінің бетінде пайда болған тұнбалар сығылмайтын және сығылатын болып бөлінеді. Сығылмайтын тұнбалардың бөлшектер арасындағы кеуегінің размері қысымдар айырмасы көбейгенде өзгермейді. Сығылатын тұнбалардың кеуектілігі азайып, олардың сүзінді ағынына кедергісі қысымдар айырмасы көбейгенде көбейеді. Сығылмайтын тұнбаларға құм бөлшекті, кальций карбонаты, натрий бикарбонаттары жатады. Өте сығылатын тұнбаларға металдар (Al, Fe, Cu т.б.) оксидтерінің гидраттары жатады.

Сүзу процесінің негізгі өнімі үзінді немесе тұнба болуы мүмкін. Егер тұнба

болса, онда сүзінді қалдықтарын шығару үшін оны басқа сұйықпен жуады, сосын ауамен немесе инертті газбен үрлейді және құрғатады.

Сүзу процесінің өнімділігі және алынатын сүзіндінің тазалығы, көбінесе сүзу бөгеттерінің қасиеттеріне ие болуы керек.

- 1) Кеуектерінің размері тұнбаның бөлшектерін ұстап қалатындай;
- 2) Гидравликалық кедергісі аз;
- 3) Сүзілетін ортаның әсеріне химиялық беріктілігі;
- 4) Механикалық және жылулық беріктіктері жеткілікті болуы керек.

Сүзу бөгеттері металды торлардан, мақталы матадан, жүнді матадан, синтетикалық және керамикалық материалдардан, шынылы мақтадан жасалынады. Сонымен бірге сүзгі бөгеті ретінде құм, түйіршік тас, тұнба қабаттары қолданылады. Сүзу бөгеттері структуралық құрылысына байланысты иілгіш және иілмейтін болып бөлінеді.

Сүзу жылдамдығы. Сүзу жылдамдығы уақыт бірлігінде сүзгі бетінен алынған сүзінді көлемін көрсетеді:

$$\omega_c = \frac{dV_c}{S dt} \quad (138)$$

V_c – сүзіндінің көлемі, м³

S – сүзгі беті, м²

t – сүзу уақыты,

c – Тұнба бөлшектерінің арасындағы кеуектілікпен сүзу бөгеттерінің кеуектіліктерінің размері кіші және ондағы сұйықтың жылдамдығы аз болғандықтан сүзу процесі ламинарлы режиде өтеді. Сонымен бірге, сүзу жылдамдығы қысымдар айырмасына тура пропорционал, ал сұйықтың тұтқырлығы және тұнба қабаты мен сүзу бөгеттерінің жалпы гидравликалық кедергісіне кері пропорционал болады:

(139)

$$\omega_c = \frac{\Delta P}{\mu (R_1 + R_{с.б.})}$$

P - қысымдар айырмасы, Па;

μ - суспензияның сұйық фазасының тұтқырлығы, Па·с; R_1 - тұнба қабатының кедергісі, m^{-1} ;

$R_{с.б.}$ - сүзу бөгетінің кедергісі, m^{-1} .

Сүзгілер жұмыс істеу әрекетіне қарай мерзімді және үздіксіз әрекетті болады. Тұнба пайда болатын процестерге мерзімді және үздіксіз әрекетті сүзгілер пайдаланылады.

Қысымдар айырмасымен қамтамасыз ету тәсіліне байланысты сүзгілер вакуумда ($\Delta P = 0,06 - 0,08 \text{ МПа}$) және қысым астында ($\Delta P = 0,3 - 0,5 \text{ МПа}$) жұмыс істейтін болып бөлінеді. Қысым астында жұмыс істейтін сүзгілердің құрылымының механикалық беріктігі жоғару болу керек болғандықтан вакуумды сүзгілерді пайдалану тиімді. Дегенмен, тұнбаның гидравликалық кедергісі үлкен болса және көп сығылмайтын тұнба болса, онда қысымдар астында жұмыс істейтін сүзгілерді пайдалану тиімді.

Технологиялық мақсатқа байланысты сүзгілер: суспензияларды ажырататын және өндірістік газдарды тазалайтын болып бөлінеді.

Сүзу бөгеттеріне байланысты сүзгілер: металды бөгетті, сығылмайтын дәнді бөгетті (кұмды, көмірді) және қатты бөгетті (металды тор, кеуекті керамика) болып бөлінеді.

Сүзу процесінің өтуіне және сүзгілердің тиімді жұмыс істеуіне суспензиядағы қатты бөлшектердің ауырлық күші әсерінен тұнуының көп маңызы бар. Сондықтан, сүзгілер сүзінді қозғалысының және оның ауырлық күшінің өзара бағыттары бойынша: қарама-қарсы бағытты (бұрыш 180°), бір бағытты (0°) және перпендикуляр бағытты (90°) болып бөлінеді.

Өндірісте пайдалану тиімділігіне және құрылымдарының біркелкілігіне байланысты сүзгілер түрлері.

Мерзімді әрекетті сүзгілер: нутч, сүзгі-престер, тімсемді, патронды.
Үздіксіз әрекетті: ленталы, дискала, табақшалы, карусельді, барабанды.

Нутч сүзгілер вакуумда немесе қысым астында мерзімді әрекетте жұмыс істейтін өте қарапайым сүзгілерге жатады. Мұндай сүзгілерде сүзіндінің және оның ауырлық күшінің бағыттары бірдей болады. Олар цилиндр немесе тіктөртбұрыш пішінді тік аппарат болып жасалынады. Суспензия жоғарыдан құйылады да, сүзінді вакуум немесе қысым әсерінен сүзгі бөгеттерінен өтеді. Сығылған ауа бергенде аппаратта артықша қысым пайда болады. Сүзгі бөгетінің бетінде пайда болған тұнба жуылған соң, қол күшінің жәрдемімен аппараттан шығарылады. Мұндай сүзгілердің диаметрі 1 м, ал көлемі $0,5\text{ м}^3$ дейін болады.

Артықшылықтары: тұнбаның біркелкі және толық жуылуы.

Кемшіліктері: 1 м^2 сүзу бетіне сәйкес келетін сүзгінің алатын орнының салыстырма ауданы көп.

Қазіргі кезде нутч сүзгілер аз өнімді өндірістерде қолданылады.

Қысым астында мерзімді әрекетте жұмыс істейтін сүзгілерге тек рамалы сүзгі-престер жатады және оның ауырлық күшінің бағыттары бір-біріне перпендикуляр болады.

Өндірісте тұнбаны гидравликалық және механикалық тәсілдермен түсіретін сүзгі процестері пайдаланылады. Гидравликалық тәсілмен тұнбаны түсіргенде рамалар мен тақталарды жылжытпай, тұнбаны су ағынмен суспензия күйінде шығарады. Механикалық тәсілде сүзгіге орнатылған қайырылмалы дөңгелек тік рамалар жәрдемімен түсіріледі.

Тақталардың беттерінің шеттері тегіс, ал ортасы науалы бұдыр болып жасалынады. Тақталар мен рамаларда суспензия және жуатын сұйық өтетін тесіктер жасалынған.

Тақталар мен рамалар тіктөртбұрышты немесе дөңгелек пішінді етіп шойыннан, болаттан, ағаштан және керамикадан жасалынады. Рамалар саны 22-ден 46-ға дейін, ал олардың қалыңдығы 25-46 мм болады. Мысалы, шойыннан жасалған рамалардың өлшемі 1000×1000 мм болғанда сүзу беті 140 м^2 , ал қысым 10 атм болады.

Артықшылығы: сүзу бөтінің көптігі, істен шыққан кейбір тақталарда шүмектерін бекіту арқылы жұмысқа қоспауға болады, жұмыс істеу кезінде қозғалатын бөлшегі жоқ.

Кемшіліктері: қол күшінің керектігі, сүзгі бөгеттерінің тез тозуы, тұнбаның жақсы жуылмауы.

Тімсемді сүзгілер қысым астында істейтін мерзімді әрекетте сүзгілерге жатады. Сүзінді және оның ауырлық күштерінің бағыттары бір-біріне перпендикуляр. Сүзгінің тімсемді тор немесе мата кигізілген рамадан құралған. Раманың ортасындағы ойықтар суспензия және жуатын сұйық берілетін құбырды суырмай раманы оңай шығаруға мүмкіндік береді. Құбыр айналмалы және ілгері-кейін жылжығанда оның соплаларынан шыққан су арқылы тұнба ағызылып түсіріледі.

Минутына 10-12 рет айналатын қалақша сүзгінің қонусты бөлігінен тұнбаны шығаруды тездетеді. Сүзінді әр рамадан штуцер арқылы шығарылады. Сүзгінің жұмысын басқару автоматтандырылған.

Потронды сүзгілердің жұмыс істеу принципі тімсемді сүзгілерге ұқсас болады да, тек корпус ішінде тімсем орнына сүзгі патрондар орналасқан. Жоғарғы жағы ашық металл немесе керамикалық құбырдан жасалған кеуекті патрондарға сүзгі матасы кигізіледі. Патронды сүзгілер көбінесе суспензияларды қоюландыру үшін қолданылады.

Барабанды сүзгілер. Химия өнеркәсібінде барабанды вакуум сүзгілер жиі қолданылады. Бұл сүзгі үздіксіз жұмыс істейді және мұндағы сүзіндінің қозғалысы мен оның ауырлық күшінің бағыттары бір-біріне қарама-қарсы.

6.3. Центрифугалау

Сұйық әртекті жүйелерді ортадан күш әсерімен ажырату процесін центрифугалау деп аталады. Бұл процесс арнаулы центрифугаларда жүргізіледі. Центрифугалар тұндырғыш және сүзгілер болып бөлінеді.

Суспензия немесе эмульсия барабанның төменгі жағынан беріліп, қатты бөлшектер немесе үлкен тығыздықты сұйық фаза ортадан тепкіш күш әсерінен барабан қабырғасына қарай ығысады да, ал тығыздығы төмен фаза аппараттың осіне жақын орналасады. Барабанның қабырғасында тұнба қабаты пайда болады да, ал ажыратылатын сұйық фаза барабанның үстінгі жағынан шығарылады. Сүзгіш центрифугалардың барабанының қабырғасы көп тесікті болады. Мұндай барабанның ішкі беті сүзгі матамен қапталады. Ортадан тепкіш күштің әсерінен қатты бөлшектер матаның бетінде ұсталып қалады да, ал сұйық тұнба қабаты мата арқылы барабанның тесіктерінен сыртқа шығарылады.

Тұндырғыш центрифугалардағы эмульсияларды ажырату сепарация, ал центрифуганы сепаратор деп атайды. Мұндай аппараттардағы суспензияны ажырату – ортадан тепкіш мөлдірлену және ортадан тепкіш тұну болып бөлінеді де, ал суспензияны ажырату ортадан тепкіш сүзу деп аталады.

Жұмыс істеу принциптеріне қарай центрифугалар мерзімді әрекетті, жартылай үздіксіз әрекетті және үздіксіз әрекетті болып бөлінеді.

Барабанның орналасуына қарай горизонтальды, көлбеулі және тік болып бөлінеді.

Барабанды бекіту тәсіліне қарай тік тұрушы және аспалы болып бөлінеді. Тұнбаны түсіруге байланысты мынадай түрлері болады: қол күшімен; қырғыш немесе пышақпен; шнекпен; ілгері-кейінді қозғалатын поршенмен; ауырлық күші әсерімен; ортадан тепкіш күш әсерімен.

Барабан және оның ішіндегі суспензия алналғанда пайда болатын ортадан тепкіш күштің мәні мына формуламен өрнектеледі:

$$C = \frac{m\omega^2}{R} = \frac{G\omega^2}{gR} = \frac{Gn^2 R}{900} \quad (140)$$

Мұндағы: G – барабан және материалдың салмағы;

$\omega = \frac{\pi n}{30}$ – барабанның айналу жылдамдығы;

n – барабанның 1 минуттағы айналу саны;

R – барабанның ішкі радиусы;

g – еркін түсу үдеуі;

$g \cdot 10^2$ деп қабылданған.

Центрифугаларды ажырату факторына карай екі топқа бөледі:

1. Егер $Ka \leq 3500$ қалыпты центрифуга;
2. Егер $Ka > 3500$ аса жоғары центрифуга.

Ажырату факторы канша көп болса, центрифуганың ажырату қабілеті соншалықты жоғары болады. Центрифуганың ажырату қабілетін сипаттайтын екінші көрсеткіші, оның өнімділігінің индексі Σ болып келеді. Ол ажырату факторы мен барабанның тұну бетінің көбейтіндісіне тең:

$$\Sigma = Ka \cdot F. \quad (141)$$

Аз концентрациялы өте майда дисперсті суспензияларды ажырату үшін аспалы тұндырғыш центрифугалар қолданылады, ал тұнбаны поршенмен түсіретін үздіксіз әрекетті центрифугалар ірі дисперсті оңай ажыратылатын суспензиялар үшін қолданылады. Орта және ірі дисперсті суспензияларды ажыратқанда тұнбаны нышакпен түсіретін горизонтальды автоматты центрифугалар қолданылады.

6.4. Араластыру

Сұйық орталарды араластыру процесі химия өнеркәсібінде суспензия, эмульсия және гомогенді жүйелерді алу үшін және жылу- және массаалмасу процестерінің қарқындылығын арттыру үшін қолданады.

Мұндай процестердің үш негізгі тәсілі бар:

1. механикалық араластыру;
2. пневматикалық араластыру;
3. циркуляциялық араластыру.

Араластыру процесі негізінен араластыру сапасы мен араластыру әрекетінің қарқындылығымен сипатталады. Араластыру процесінің сапасы дегеніміз араластырғыш құрылғылар мен аппараттардың құрылысына және араласатын сұйыққа берілетін энергия шамасына байланысты. Процестердің жүруіне

байланысты араластыру процесінің сапасы әртүрлі болады. Суспензия алу кезінде араластыру сапасы қатты бөлшектердің аппарат көлемінде таралу дәрежесін сипаттайды, ал жылу- және масса алмасу процестерінің қарқындылығын арттыруды және жылу- және масса өту коэффициенттерін арттырғанда араластыру сапасы қаншалықты артқанын көрсетеді.

Технологиялық процестердің берілген нәтижесіне жету үшін кеткен уақыт пен белгілі уақыттағы араластырғыштың аялу саны араластыру қарқындылығымен сипатталады. Араластыру қарқындылығы қаншалықты жоғары болса, араластырудың берілген сапалығына жету үшін соншалықты аз уақыт керек болады.

1. Механикалық араластыру гидродинамиканың сыртқы мәселесіне жатады. Бұл араластырғыштар үш түрлі болады: 1. қалақты; 2. пропеллерлі; 3. турбиналы. Әртүрлі араластырғыштардың аппараттағы жұмысында сұйықтың белгілі түрдегі бағытталған ағымдары пайда болады. Сұйықтың аппараттағы қозғалысын күрделі геометриялық формалы каналдағы сұйықтың қозғалысы деп қарастыруға болады.

Сұйық қозғалысына салмақ күштерінің әсерін есепке алмауға болады, бұл тәжірибе арқылы анықталған. Қалақтар саны санаулы болғандықтан сұйықтың аппараттағы қозғалысы қалыптаспаған болады. Сұйықтың каналдардағы қалыптаспаған қозғалысы мынадай байланыспен сипатталады:

$$Eu = f(Re, Fr, r_1, r_2 \dots). \quad (142)$$

Мұнда $r_1, r_2 \dots$ – геометриялық симплекстер.

Араластырғыш аппараттағы процесс үшін сызықты өлшем ретінде араластырғыштың диаметрін, процестің уақыты ретінде айнадырғыштың айналу санына кері пропорционал жылдамдық мәнін қабылдауға болады:

$$\omega = \frac{\pi d n}{60}$$

мұндағы, d – араластырғыш диаметрі; n – араластырғыштың 1 минутта айналу саны.

Алынған шамаларды сәйкес ұқсастық сандарының орнына қойатын болсақ,

онда:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} \\ Fr_{cl} &= \frac{v^2 \cdot d^3}{g d} \\ Lu_{cl} &= \frac{\gamma d^3}{\rho v^2} \end{aligned} \quad (143)$$

Егер сұйық араластырғыш жұмысы әсерімен белгілі контур бойынша циркуляция жасаса, онда араластырғыш қуаты насос қуаты сияқты мына қатынастардан анықталады:

$$N = V_{сек} \cdot \Delta p \quad (144)$$

Мұнда, $V_{сек}$ – араластырғыштың насостық өнімділігі, $m^3 / сек$;

Δp – араластырғыштан туындайтын тегеурін, $кг / м^2$.

Осыдан

$$\Delta p = \frac{N}{V_{сек}} \quad (145)$$

Араластырғыш өнімділігі оның қалақтары арасындағы каналдардан шыққан сұйықтың көлемдік шығынымен анықталады:

$$V_{сек} = v_r \cdot \pi d h \quad (146)$$

Мұнда, $v_{сек}$ – сұйықтың радиалды жылдамдығы; d – қалақтың диаметрі;

h – қалақтың ені.

2. Пневматикалық араластыру.

Араластырудың бұл әдісі араластыратын сұйық қабатына газды жіберу арқылы өткізіледі. Араластырудың бұл тәсілі төмен қарқынды процесс және энергия шығыны механикалық араластыруға қарағанда көптеу болады.

Пневматикалық араластыру химия өндірісінде ағынды суларды биологиялық тазалауда, полимеризациялауда және газдарды тазалауда кеңінен қолданыс табады.

3. Циркуляциялық араластыру.

Циркуляциялық араластыруда аппарат – ортадан тепкіш немесе ағынды насос – аппарат жүйесі арқылы сұйықты көп қайталап айдаумен жүргізу арқылы сұйық ортаны қарқынды араластырады. Аппаратқа сұйық арнайы шашыратқыш насадкамен жабылған құбырлармен беріледі. Құбырлардағы араластыру ең қарапайым және сұйықтарды тасымалдағанда ең қолайлы тәсіл.

Құбырларда араластыру турбулентті пульсациялар әсерінен жүреді. Араластырудың бұл әдісін, егер ағын турбулентті және құбырдың ұзындығы сұйықтың оның ішінде болу уақытына жеткілікті болса, қолданады. Сұйықтың араласуын дамыту үшін жиі құбырдың ішіне арнайы насадкалар, инжекторлар және т.б. орнатылады.

Пысықтау сұрақтары.

1. Екі және көп фазалардан құралған жүйелер
2. Суспензия және эмульзиялар.
3. Ажыратудың тепе-теңдігі.
4. Тұндыру
5. Сүзу процесі.
6. Сүзу процесінің теңдеуі.
7. Сүзгілер.
8. Центрифугалау.
9. Араластырудың түрлері.
10. Араластырғыштың өнімділігі.

7. ЖЫЛУ БЕРУ ПРОЦЕСТЕРІ

Әртүрлі температурадағы денелерде жылу энергиясының бірінен екіншісіне өтуі жылу алмасу процесі деп аталады. Жылу алмасу процесінің қозғаушы күші

ыстық және суық денелердің температураларының айырмасы болып табылады. Бұл қозғаушы күштің әсерінен термодинамиканың екінші заңына байланысты жылу ыстық денеден суық денеге өздігінен өтеді. Денелер арасындағы жылу алмасу еркін электрондар, атомдар және молекулалардың өзара энергия алмасуы арқасында болады. Жылу алмасуда қатынасатын денелерді жылу тасымалдағыштар деп атайды.

Жылу оту – жылу тарату процестері жөніндегі ғылым. Жылу процестеріне төмендегілер жатады: ысыту, суыту, конденсациялау және буландыру. Көптеген масса алмасу (мысалы, айдау, кептіру және т.б.) және химиялық процестердің өтуінде бұл процестердің маңызы үлкен.

Жылу таратудың негізгі үш түрлі тәсілі бар: жылу өткізгіштік, жылулы сәуле шығару және конвекция.

Жылу өткізгіштік. Бір-біріне тиісіп тұратын өте кіші бөлшектердің тәртіпсіз қозғалысының нәтижесінде жылу өту процесі жылу өткізгіштік – деп аталады. Бұл қозғалыс газдар және тамшылы сұйықтарда молекулалардың қозғалысы қатты денелерде кристалдық тордағы атомдардың тербелісі немесе металдардағы еркін электрондар диффузиясы болуы мүмкін. Қатты денелердің жылу таратуының негізгі түрі жылу өткізгіштік болады.

Конвекция.

Газ немесе сұйықтардың макро көлемдерінің қозғалысы және оларды араластыру нәтижесінде жылудың таралуы конвекция деп аталады. Конвекция екі түрлі болады:

- 1) еркін немесе табиғи;
- 2) еріксіз.

Газ немесе сұйық көлемінің әртүрлі нүктелеріндегі температуралар

айырмашылығы салдарынан осы нүктелердегі температуралар айырмашылығы салдарынан осы нүктелердегі тығыздықтар айырмасының нәтижесінде болатын жылу алмасуды еркін немесе табиғи конвекция деп атайды. Газ немесе сұйық көлемінің еріксіз қозғалысы (мысалы, насос, компрессор жәрдемімен немесе араластырғышпен араластырғанда) салдарынан жылу алмасуды еріксіз конвекция дейді.

Жылулы сәуле шығару. Жылу энергиясының электромагнитті толқындар жәрдемінде таралуы жылулы сәуле шығару деп аталады. Бұл кезде жылу энергиясы кеңістіктен өтіп, сосын сәулелі энергияға басқа денемен сіңіріліп, қайтадан жылу энергиясына айналады.

Іс жүзінде жылу алмасу бөлек алынған бір қана тәсілмен емес, бірнеше тәсілдермен өтеді. Мысалы, қатты қабырға мен газ арасындағы жылу алмасу конвекция, жылуөткізгіштік және жылулы сәуле шығару тәсілдерімен өтеді. Жылудың қатты қабырғадан оны ағыстап өтетін газға (сұйыққа) немесе кері бағытта алмасуын *жылу беру* деп атайды.

Ыстық газдан (сұйықтан) суық газға (сұйыққа) оларды бөліп тұрған қатты қабырға немесе бет арқылы жылу өту күрделілеу болады. Бұл процесті *жылу өту* деп атайды.

Үздіксіз әрекетті аппараттарда әртүрлі нүктелердегі температура уақыт бойынша өзгермейді, мұндай аппараттағы процесс қалыптасқан (стационарлы) болады. Мерзімді әрекетті аппараттарда температура уақыт бойынша өзгереді (мысалы, ысытқанда немесе суытқанда), яғни жылу алмасу процесі қалыптаспаған болады.

7.1. Жылу берудің негізгі теңдеуі.

Жылу өту процестеріндегі жылу ағыны Q және жылу алмасу беті F арасындағы кинетикалық байланыс жылу өтудің негізгі теңдеуі арқылы өрнектеледі:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{op} \cdot \tau \quad (147)$$

мұнда K – жылу алмасудың жалпы беті бойынша өтетін жылудың орташа жылдамдығын анықтайтын жылу өту коэффициенті; Δt_{op} – жылу өту процесінің орташа қозғаушы күшін анықтайтын жылу тасымалдағыштар температуралардың орташа айырмасы, t – уақыт.

Жылу алмасудың негізгі максаттары қатарына жылу ағыны мен орталарда температуралар таралу арасындағы байланысты табу жатады. Дәл осы уақытта қарастырылатын ортаның барлық нүктелеріндегі температуралар шамаларының жиынтығын температуралық өріс деп атайды.

Көлемдегі температуралары бірдей нүктелердің геометриялық орның изотермиялық бет деп атайды.

Екі жақын орналасқан изотермиялық беттер арасындағы температуралар айырмасы Δt делік. Олардың арасындағы ең қысқа қашықтық нормаль

бойынша Δn . Осы беттер жақындағанда $\frac{\Delta t}{\Delta n}$ қатынасы мына шекке ұмтылады

$$\lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n} = \text{grad } t \quad (148)$$

Нормаль бойынша температураның изотермиялық бетке туындысы температуралық градиент деп аталады.

7.2. Жылу өткізгіштік.

Жылу өткізгіштіктің негізгі заңы болып Фурье заңы табылады. Бұл заң бойынша жылу ағынына перпендикуляр dF бет арқылы dt уақытта өтетін жылу мөлшері dQ температуралық градиентке $\frac{\partial t}{\partial n}$, бетке – dF және dt тура пропорционал:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF \cdot dt \quad (149)$$

Мұнда λ – жылу өткізгіштік коэффициенті.

Тендеудегі минус таңбасы жылу температураның төмендеу бағытына қарай берілетінін көрсетеді.

Изотропты және біртекті дене ішінен көлемі dV (қабырғалары dx, dy, dz) элементарлы параллелепипедті бөліп аламыз.

Дененің физикалық қасиеттері: тығыздығы ρ , жылу сыймдылығы c және жылу өткізгіштігі λ параллелепипедтің барлық нүктелерінде бірдей және уақыт бойынша өзгермейді деп қабылдаймыз.

Параллелепипедтің қырларының температурасы t болса, онда сәйкес қарама қарсы қырларының температуралары

$$\begin{aligned} t &= \frac{\partial t}{\partial x} dx, \\ t &= t + \frac{\partial t}{\partial y} dy, \\ t &= t + \frac{\partial t}{\partial z} dz \end{aligned} \quad (150)$$

Параллелепипедтің сол, артқы және астыңғы жақтарынан dt уақыт ішінде Q_x, Q_y, Q_z мөлшерінде жылулар кіріп, ал сәйкес қарама – қарсы жақтарынан (оң, алдыңғы және жоғарғы) $Q_{x+dx}, Q_{y+dy}, Q_{z+dz}$ мөлшерде жылулар шығады деп есептейік. Белгілі dt уақыт ішінде параллелепипедке кірген және одан шыққан жылулар айырмасы төмендегіше өрнектеуге болады:

$$dQ = (Q_x - Q_{x+dx}) + (Q_y - Q_{y+dy}) + (Q_z - Q_{z+dz}) \quad (151)$$

Фурье заңына сүйеніп x осі бойынша $dydz$ жағынан кірген Q_x және шыққан

Q_{x+dx} жылулар мөлшері:

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy \cdot dz \cdot dt$$

$$-\lambda \frac{\partial}{\partial x} \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right) dy \cdot dz \cdot dt = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy \cdot dz \cdot dt - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot dt$$

сонда

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot dt \quad (152)$$

Дәл осылай y және z осьтері бойынша:

$$dQ_y = Q_x - Q_{x+dx} = -\lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot dt$$

$$dQ_z = Q_y - Q_{y+dy} = -\lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx \cdot dy \cdot dz \cdot dt$$

(153)

Жылу өткізгіштікпен dt уақытта dV көлеммен қабылданған жалпы жылу мөлшерін анықтаймыз:

$$dQ = dQ_x - dQ_y - dQ_z = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dx \cdot dy \cdot dz \cdot dt$$

(154)

немесе

$$dV = dx \cdot dy \cdot dz$$

және жақша ішіндегі қосынды Лаплас операторы екенін ескеріп:

$$dQ = \lambda \nabla^2 t dV dt$$

(155)

Энергияның сақталу заңы бойынша параллелепипедтегі жылудың көбеюі оның энтальпиясының өзгеруіне шығындалған жылу мөлшеріне тең болады, яғни

$$dQ = dt = \rho dV \frac{\partial t}{\partial \tau} dt$$

(156)

(А) және (Б) теңдеулерін теңестірсек:

$$c \cdot \rho \frac{\partial t}{\partial \tau} = \lambda \nabla^2 t$$

$$\frac{\lambda}{c \cdot \rho} = \alpha, \text{ деп белгілеп,}$$

төмендегіше жазамыз. $\frac{\partial t}{\partial \tau} = \alpha \nabla^2 t$

теңдеуі қозғалмайтын ортадағы жылу өткізгіштіктің дифференциалды теңдеуі деп аталады. Теңдеуді пропорционалдық коэффициент α температура өткізгіштік коэффициенті деп аталады.

7.3. Сәулелік жылу беру.

Жылулы сәуле шашырату арқылы жылу өтуі химия және онымен іргелес өндіріс салаларында сирек кездеседі. Сондықтан бұл процестің басты негіздерін қарастырамыз.

Егер дененің бетіне Q_0 мөлшерде сәулелі жылу энергиясы түссе, оның тек қана бір бөлігі ғана Q_A денемен сіңіріліп жылу энергиясына айналады да, басқа бір бөлігі Q_R дене бетімен шағылысып, қалған бөлігі Q_D дене арқылы өтіп кетеді.

Демек

$$Q_0 = Q_A + Q_R + Q_D \quad (157)$$

$\frac{Q_A}{Q_0} = A$ – қатынасы дененің сіңірілуінің.

$\frac{Q_R}{Q_0} = R$ – шағылысу.

$\frac{Q_D}{Q_0}$ – көбінесе терін сияттайды:

$$A + R + D = 1 \quad (158)$$

Егер $A = 1$ ($R = 0, D = 0$) болса, онда денеге түскен сәулелі жылудың барлығы сіңіріледі. Мұндай дене абсолютті қара деп аталады.

Егер $R = 1$ ($A = 0, D = 0$) болса, онда денеге түскен сәулелі жылудың барлығы шағылысады. Мұндай дене абсолютті ақ деп аталады.

Егер $D = 1$ ($A = 0, R = 0$) болса, онда денеге түскен сәулелі жылудың барлығы денеден өтіп кетеді. Мұндай дене абсолютті мөлдір деп аталады.

Сәулелі жылу алмасудың қарқындылығы Стефан – Больцман заңымен анықталады:

$$E_0 = K_0 \cdot T^4 \quad (159)$$

Мұнда, K – абсолютті қара дененің сәуле шашырату константасы, T – абсолютті температура.

7.4. Конвекция арқылы жылу беру.

Қатты дененің бетінен немесе оның бетіне жылудың сұйықта (газда) бірдей конвекциямен және жылу өткізгіштікпен таралуын конвективті жылу алмасу деп атайды. Жылудың осылай таралуын жылу беру деп те атайды. Жылу беру кезінде

жылу қатты дене бетінен сұйыққа шекаралық қабаттан жылу өткізгіштікпен және шекаралық қабаттан сұйықтың массасына (ядросына) конвекциямен өтеді. Әрине, жылу беруге сұйық қозғалысының тәртібі едәуір әсер етеді.

Жылу берудің негізгі заңы болып Ньютон заңы табылады:

$$dQ = \alpha(t_k - t_c) dF \cdot dt \quad (160)$$

Мұнда, dQ – беттен ортаға бөлінген жылу мөлшері; dF

– жылу алмасу беті;

t_k, t_c – қабырға бетінің және сұйық ортаның температуралары;

dt – уақыт;

α – жылу беру коэффициенті деп аталатын пропорционалдық коэффициент.

Ағындардың құрылымының күрделілігінен, α көптеген аумалы көрсеткіштер функциясы болғандықтан жылу беру коэффициенті мынадай факторларға байланысты: сұйық қозғалысының жылдамдығына, сұйықтың физикалық көрсеткіштеріне, жылу алмасу бетінің формасы мен өлшемдеріне. Оны анықтау үшін сұйықта температуралар таралуын білу қажет.

Конвективті жылу алмасуда жылу сұйықта бір мезгілде жылу өткізгіштікпен және конвекциямен таралады. Жылудың жылу өткізгіштік арқылы таралу процесі жылу өткізгіштіктің дифференциалды теңдеуімен өрнектеледі:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \alpha \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (161)$$

Бұл теңдеудің сол жағы ортадан бөлініп алынған қозғалыссыз элементтің температурасының локалды өзгеруін көрсетеді.

Конвективті жылу алмасуда элемент кеңістіктің бір нүктесінен екіншіге ауысып отырады. Бұл кезде элементтің температурасының өзгеруін, оның шамасының уақыт және координат осьтері бойынша өзгеруін есепке алатын субстанцианалды туындымен өрнектеуге болады. Егер элементтің кеңістікте x, y және z осьтері бағыттары бойынша ауысу жылдамдығын сәйкесті w_x, w_y, w_z деп белгілесек, онда

субстанцианалды туындыны мынадай түрде жазуға болады:

$$\frac{Dt}{Dt} = \frac{\partial t}{\partial r} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z \quad (162)$$

Егер теңдеуіндегі температура локалды өзгеруін толық өзгеруге (3.9 – га сәйкес) ауыстырса, онда бұның нәтижесінде конвективті жылу алмасудың Фурье – Кирхгоф дифференциалды теңдеуін аламыз:

$$\frac{\partial t}{\partial r} - \frac{\partial t}{\partial x} w_x - \frac{\partial t}{\partial y} w_y - \frac{\partial t}{\partial z} w_z = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (163)$$

Қозғалыстағы сұйық ішіндегі қатты қабырғаның бетінде әрқашанда қалыңдығы δ шекаралық қабат болады, ол арқылы жылу жылу өткізгіштікпен таралады. Осы қабат арқылы қабат бетінен сұйық ағынының ядросына өткен жылу мөлшерін Фурье заңы бойынша анықтауға болады:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} dF \cdot dr \quad (164)$$

Осы жылу мөлшерін Ньютон заңы бойынша да табуға болады:

$$dQ = \alpha (t_k - t_c) dF \cdot dr \quad (165)$$

Осы теңдеулердің оң жақтарын теңестіріп, ұқсас мүшелерін қысқартып, табамыз:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} = \alpha (t_k - t_c) = a \Delta t \quad (166)$$

Соңғы теңдеулер конвективті жылу алмасу процесін толық өрнектейді. Есептеу практикасында осы теңдеулерінен ұқсастық теория тәсілдерімен алынған шекті теңдеулерді пайдаланады.

Бұл теңдеуінің екі жағында сол жақ мүшеге бөліп, өлшемсіз комплекс аламыз:

$$\frac{\alpha l}{\lambda} = Nu \quad (167)$$

Бұл комплекс Нуссельт шегі деп аталады.

тендеуінен барлық мүшелерін $a \frac{c^2 - 1}{c^2}$ -ға бөліп, өлшемсіз көмшектер аламыз.

$$\text{Фурье критерийі} \quad \frac{l^2}{a \cdot \tau} = \frac{l}{Fo} \quad (168)$$

$$\text{немесе} \quad Fo = \frac{a \cdot \tau}{l^2} \quad (169)$$

$$\text{және Пекле критерийі} \quad Pe = \frac{wl}{a} \quad (170)$$

Алынған Nu , Fo және Pe шегі жылу ұқсастық шегі болып табылады. Нуссельт шегі қабырға мен сұйық арасындағы бірліктегі жылу алмасу процестерінің ұқсастығын сипаттайды. Фурье шегі жылу алмасудың қалыптаспаған процестерінің ұқсастығын сипаттайды. Пекле шегі сұйық ағынында конвекциямен және жылу өткізгіштікпен таралатын жылу мөлшерлерінің қатынасын сипаттайды.

Жоғары айтылғандардан басқа жылу алмасу процестерінің ұқсастығына қажетті шарттар болып, гидродинамикалық және геометриялық ұқсастықтары сақталуы табылады. Біріншісі ұқсас ағындардың ұқсас нүктелерінде гомохрондық (Ho), Рейнольдс (Re) және Фруд (Fr) критерийлерінің теңдігімен сипатталады, ал екіншісі қабырғаның негізгі геометриялық өлшемдерінің сипатты өлшемге қатынасының тұрақтылығымен сипатталады. Құбырлар үшін әдетте сипатты өлшемі болып олардың диаметрі d табылады.

Сонымен, конвективті жылу алмасудың қортынды критериялды теңдеуі мынадай функция түрде өрнектеледі:

$$Nu = f \left(Re, Gr, Fr, Nu, Pe, Fo, \frac{l}{d} \right) = 0 \quad (171)$$

Нуссельт шегі анықталушы болып табылады, себебі оған ізделетін шама – жылу беру коэффициенті кіреді, осыны ескеріп:

$$Nu = f \left(Fo, Pe, Ho, Re, Fr, Gr, \frac{l}{d} \right) \quad (172)$$

Әдетте Пекле критерийін екі критерий көбейтіндісі түрінде қолданады:

$$Re = \frac{w \cdot l}{\nu} = \frac{w \cdot l}{\nu} \cdot \frac{\nu}{\alpha} = Re \cdot Pr \quad (173)$$

мұнда

$$Re = \frac{v}{\alpha} = \frac{\mu}{\rho \alpha} \quad (174)$$

Бұл өлшемсіз шама Прандтль шегі деп аталады, ол жылу тасымалдағыштардың физикалық қасиеттерінің ұқсастығымен сипаттайды. Қалыптасқан жылу алмасу процесінде критериалды теңдеуден Fo критерийі және Ho критерийі алып тасталады да, теңдеу мына түрге келеді:

$$Nu = f\left(Re, Gr, Fr, Pr, \frac{l}{d}\right) \quad (175)$$

Еріксіз қозғалыста, салмақ күштер әсерін есепке алмауға болады, онда теңдеуде Fr критерийі болмайды:

$$Nu = f\left(Re, Pr, \frac{l}{d}\right) \quad (176)$$

Табиғи қозғалыста критериалды теңдеуден Re критерийі алып тасталады:

$$Nu = f\left(Gr, Pr, \frac{l}{d}\right) \quad (177)$$

Грасгоф критерийі үйкеліс күштерінің көтергіш күшке қатынастар мөлшерін сипаттайды, ол изотермиялық емес ағынның әртүрлі нүктелеріндегі тығыздықтар айырмасымен анықталады.

7.5. Күрделі жылу беру.

Жылу процестерінде көпшілік жағдайда жылудың таралуы бір мезгілде жылу өткізгіштікпен де, жылу шашыратумен де және конвекциямен де жүреді. Егер жылу өтуі бір мезгілде осы барлық тәсілдермен немесе ең кемі екі түрімен жүрсе, онда мұндай процесті күрделі жылу алмасу деп атайды. Жылу алмасудың типтік мысалы ретінде бір мезгілде конвекциямен және жылу шашыратумен жылу таралу процесін айтуға болады.

Егер жылу беретін қабырға температурасы t_k , жылу қабылдайтын сұйықтың және оның қабығының температурасы t_c болса, онда уақыт бірлігінде конвективті жылу алмасумен қабырғаның беретін жылуы:

$$Q_k = \alpha(t_k - t_c)F \quad (178)$$

Ал жылу шашыратумен:

$$Q_{ш} = c \left[\frac{T_{к,с}}{100} - \frac{T_{с,к}}{100} \right] F \quad (179)$$

Егер мынадай белгілеу енгізсек:

$$\alpha_{ш} = \frac{c \left[\frac{T_{к,с}}{100} - \frac{T_{с,к}}{100} \right]}{t_k - t_c} \quad (180)$$

мұнда $\alpha_{ш}$ – сәуле шашыратумен жылу беру коэффициенті, онда $Q_{ш}$ -ды мынадай тендеумен өрнектеуге болады:

$$Q_{ш} = \alpha_{ш} (t_k - t_c) F \quad (181)$$

Яғни, уақыт бірлігінде конвекциямен және жылу шашыратумен берілген жылу мөлшері мына формулаға тең:

$$Q = Q_k + Q_{ш} = (\alpha + \alpha_{ш})(t_k - t_c) F \quad (182)$$

немесе

$$Q = \alpha^* (t_k - t_c) F \quad (183)$$

мұнда $\alpha^* = \alpha + \alpha_{ш}$ – жалпы жылу беру коэффициенті.

Жылу процестерінде жылу алмасу – бір жылу тасымалдағыштан екіншіге жылудың өтуімен жүргізіледі, ал бұл жылу тасымалдағыштар көпшілік жағдайда қалқамен бөлінеді.

Өтетін жылу мөлшері жылу өтудің негізгі тендеуімен анықталады:

$$Q = K \Delta t_m \cdot F \quad (184)$$

Бұл теңдеудегі жылу өту коэффициенті K жылу процесінің жылдамдығының қосынды коэффициенті.

K – ның санды шамасын есептейтін қатынастарды табу үшін жылудың бір жылу тасымалдағыштан екіншіге оларды бөлетін қабырға арқылы өтуін қарастыру керек. Қалыңдығы δ , жылу өткізгіштігі λ жазық қабырғаны қарастырайық. Қабырғаның бір жағында ағын ядросында температурасы t_1 жылу тасымалдағыш ағады, басқа жағында температурасы t_2 жылу тасымалдағыш. Қабырға беттерінің температуралары t_{k1} және t_{k2} , жылу беру коэффициенттері α_1 және α_2 .

Жылу алмасу процесі қалыптасқан. Демек, қызу жылуы жоғары жылу тасымалдағыштан қабырғаға, қабырға арқылы және қабырғадан жылу төмен жылу тасымалдағышқа бірдей уақытта өтетін жылу мөлшерлері бірдей.

Бұл жылу мөлшерін мына қатынастардың кез – келгенімен табуға болады:

$$Q = \alpha_1 (t_1 - t_{k1}) F; \quad (185)$$

Бұл қатынастардан табуға болады:

$$Q = \alpha_1 (t_1 - t_{k1}) F;$$

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{k1} - t_{k2}) F;$$

$$Q = \alpha_2 (t_{k2} - t_2) F$$

Бұл қатынастардан табуға болады: (186)

$$t_1 - t_{k1} = \frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{Q}{F};$$

$$t_{k1} - t_{k2} = \frac{\delta}{\lambda} \cdot \frac{Q}{F}$$

$$t_{k2} - t_2 = \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{Q}{F}$$

(187)

Бұл теңдеулерді қосып, табамыз:

$$t_1 - t_2 = \frac{Q}{F} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \quad (188)$$

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} (t_1 - t_2) \cdot F \quad (189)$$

Жылу процестерінің қозғаушы күші – температуралар айырмасы. Бір жылу тасымалдағыштан екіншіге жылу өтуде температуралар айырмасы жылу алмасу беті бойынша тұрақты мәндерін сақтамайды, сондықтан есептеулерде орташа температуралар айырмасын қолдану керек.

Жылу алмасу бетімен жылу тасымалдағыштардың бір бағытты қозғалысында температуралар өзгеруін қарастырайық. Кез – келген бөлініп алған элемент бетінде уақыт бірлігінде 1-ші жылу тасымалдағышпен екіншіге өткен жылу молшерін негізгі жылу өту теңдеуінен анықтауға болады:

$$dQ = K(t_1 - t_2) dF \quad (190)$$

Мұнда, K – жылу өту коэффициенті; t_1 және t_2 – dF элементінің екі жақ бетіндегі жылу тасымалдағыштар температуралары.

Элементте жылу алмасу нәтижесінде 1-ші жылу тасымалдағыштың температурасы мынаша төмендейді:

$$dt_1 = - \frac{dQ}{G_1 \cdot c_1} \quad (191)$$

Ал екінші жылу тасымалдағыштың температурасы мынаша көтеріледі:

$$dt_2 = + \frac{dQ}{G_2 \cdot c_2} \quad (192)$$

Мұнда G_1 және G_2 – 1-ші және 2-ші жылу тасымалдағыштардың шығындары, c_1 және c_2 – 1-ші және 2-ші жылу тасымалдағыштардың жылу

(б) теңдігінен (в) теңдігін алып тастап, табамыз:

$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 \cdot c_1} + \frac{1}{G_2 \cdot c_2} \right) \quad (193)$$

(а) теңдеуінен dQ мәнін (г) теңдеуіне қойып және түрлендіру жүргізіп:

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -K \left(\frac{1}{G_1 \cdot c_1} + \frac{1}{G_2 \cdot c_2} \right) d\tau \quad (194)$$

Егер жылы жыту мөлшерін Q деп белгілесек, онда жыту балансы теңдеуінен мынадай алуға болады:

$$Q = G_1 \cdot c_1 (t_1' - t_1'') \quad (195)$$

$$Q = G_2 \cdot c_2 (t_2' - t_2'') \quad (196)$$

(194) және (195) теңдеуінен $G_1 \cdot c_1$ және $G_2 \cdot c_2$ мәндерін (а) теңдікке қойсақ:

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -\frac{K}{Q} [(t_1' - t_1'') + (t_2' - t_2'')] d\tau \quad (197)$$

$K = \text{const}$ кезінде (3) теңдеуін интегралдап табамыз:

$$Q = K \cdot F \frac{(t_1' - t_1'') - (t_2' - t_2'')}{2.3 \lg \frac{t_1' - t_2'}{t_1'' - t_2''}} \quad (198)$$

Егер жылу тасымалдағыштар арасындағы ең үлкен айырманы $\Delta t_y = t_1' - t_2'$ және ең кіші айырмасын $\Delta t_k = t_1'' - t_2''$, деп белгілесек, онда (198) қатынасын мына түрге келтіруге болады:

$$Q = K \cdot F \frac{\Delta t_y - \Delta t_k}{2.3 \lg \frac{\Delta t_y}{\Delta t_k}} \quad (199)$$

(к) және (и) теңдеулерін салыстыру нәтижесінде орташа температуралар айырмасын анықтайтын қатынас табуға болады:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_y - \Delta t_k}{2.3 \lg \frac{\Delta t_y}{\Delta t_k}} \quad (200)$$

7.6. Аппараттардағы жылуды беру.

Химия өндірісінде жылу алмастырғыш аппараттарынан өтетін сұйықтар мен газдарды қыздыру және суыту, буларды конденсациялау жылу процестері кеңінен таралған. Процестің жүргізілуі температуралық және басқада шарттарға байланысты қыздырудың әртүрлі тәсілдері қолданылады.

Су буымен қыздыру.

Қыздырудың ең кең пайдаланылатын тәсілдерінің бірі – қаныққан су буымен 10 – 12 атм. абсолютті қысымдарда қыздыру. Жоғары қысымдағы буды пайдалану қымбат тұратын аппараттарды қолдануды қажет етеді. Мұндай қысымға сәйкес қаныққан су буымен қыздыру 180° – 190°С температурамен шектеледі.

Су буымен қыздырудың бірқатар артықшылықтары бар:

- 1) су буы бірлігі конденсациялағанда бөлініп шығатын көп бу мөлшерлігі (1 атм. қысымда 1 кг бу конденсацияланғанда 540 ккал);
- 2) конденсацияланатын будан қабырғаға жылу берудің коэффициентінің жоғарылығы;
- 3) қыздырудың біркелкілігі, себебі бу конденсациясы тұрақты температурада өтеді.

«Өткір» бумен қыздыру.

«Өткір» бумен қыздыруда, егер қыздырылатын ортамен бу конденсатын араластыруға болатын болса, су буы тікелей қыздырылатын сұйыққа беріледі. Бу конденсацияланып, жылуын қыздырылатын сұйыққа береді, ал конденсат сұйықпен араласып кетеді.

Егер қыздырылумен қатар сұйықты араластыру қажет болса, онда бу барботерлер арқылы беріледі. Барботер – аппараттың түбіне сұйық ішіне спираль немесе сакина түрде орнатылған тесіктері бар құбырлар.

«Өткір» будың шығынын жылу балансы теңдеуімен анықтайды, қыздыратын сұйық пен конденсаттың соңғы температураларының теңдігі ескерілуі керек. Онда

$$Gct_1 + DH = Gct_2 + Dc_c t_2 + Q_{ш} \quad (201)$$

G – қыздырылатын сұйықтың мөлшері, кг/сағ;

C – қыздырылатын сұйықтың жылу сыйымдылығы, ккал/кг·град;

t_1 және t_2 – сұйықтың қыздырылуға дейінгі және кейінгі температуралары, °С;

D – қыздырылатын будың шығыны; кг/сағ;

H – қыздыратын будың энтальпиясы, ккал/кг;

c_c – конденсаттың жылу сыйымдылығы, ккал/кг·град;

$Q_{ш}$ – қоршаған ортаға аппараттын жылу шығындары, ккал/кг·град.

Будың бу шығыны

$$D = \frac{G \cdot c(t_1 - t_2) + Q_{ш}}{H - c_c \cdot t_2} \quad (202)$$

«Тұйық» бумен қыздыру.

Егер қыздырылатын сұйықпен буды жанастыруға болмайтын болса, онда «тұйық» бумен қыздыру қолданылады. Бұл жағдайда сұйық бумен олардың бөлетін қабырғалары бар көйлекті, ирек құбырлы аппараттарда қыздырады.

Қыздыратын «тұйық» бу толық конденсацияланып, бу кеңістігімен конденсат түрінде шығарылады. Конденсат температурасын қаныққан қыздырушы бу температурасына тең деп алуға болады.

Сұйықты қыздыруда «тұйық» будың шығының жылу балансынан табады:

$$D = \frac{Gc(t_1 - t_2) - Q_{ш}}{H - H_k} \quad (203)$$

Мұнда, H_k – қыздырғыштың бу кеңістігінен шығарылатын конденсаттың энтальпиясы.

Пеш газдарымен қыздыру.

Түтін немесе пеш газдары ең ескіден қолданылатын қыздыру агенттерінің қатарына жатады. Бұл тәсілмен 1000 – 1100°С дейін қыздыруға болады. Түтін газдары қатты, сұйық және газ тәрізді отындары (көбінесе атмосфералық қысымда) әртүрлі қазандықтар мен пештерде жағу арқылы алады.

Пеш газдарына тән ең елеулі кемшіліктер: қыздыру біркелкі еместігі, қыздыру температурасын реттеудің қиындығы, газдан қабырғаға жылу беру коэффициенттерінің төмендігі.

Химия технология процестерінде жиі жоғары температуралы жылу тасымалдағыштармен қыздыру пайдаланылады. Жылу тасымалдағыштар әдетте жылуды пеш газдарынан немесе электр тогынан алып, оны қыздырылатын материалға береді, сөйтіп, аралық жылу тасымалдағыштар болып табылады.

Мұндай тасымалдағыштар ретінде көп қыздырылған су, минералды майлар, жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар, балқытылған тұздар қоспасы және т.б. қолданылады.

Қабы маймен толтырылған аппаратта қыздыру тәсілдің ең қарапайым түріне жатады. Пеш газдары қапты жанамалай отып, жылуын майға береді, ал май аппарат қабырғасы арқылы қыздырылатын материалға береді. Майлармен қыздырудың жоғарғы шегі $250 - 300^{\circ}\text{C}$ температураларымен шектеледі.

Минералды майлардың жылу беру коэффициенттері төмен.

Жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар тобына: глицерин, этиленгликоль, нафталин, сонымен қатар ароматты көмірсутектердің кейбір туындылары (дифенил, дифенилметан және т.б.), дифенил және полифенолдарды хлорлау өнімдері және көп компонентті жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар жатады.

Өндірісте ең кең қолданыс тапқан дифенил қоспасы, құрамы 26,5% дифенилден және 73,5% дифенил эфирінен тұрады (Даутерм А деген атымен белгілі).

Онымен 250°C – тан ($p = 1 \text{ атм}$) жоғары емес температураларға дейін қыздыруға болады.

Негізгі артықшылығы – жоғары қысымдар қолданбай, жоғары температуралар алу мүмкіндігі.

Дифенил қоспасының кемшілігі – басқа органикалық жылу тасымалдағыштар сияқты булану жылуының аздығы.

Балқытылған тұздармен қыздыру.

Жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар үшін шекті температурадан жоғары температураға дейін қыздыру қажет кезде, біркелкі қыздыру үшін бейорганикалық сұйық металдар қолданылады.

Әртүрлі бейорганикалық тұздар мен қорытпалар ішінен ең жоғары практикалық маңызы бары нитрит – нитрат қоспасы (40% NaNO_2 , 7% NaNO_3 ,

53% KNO_3). Бұл қоспамен атмосфералық қысымда 500 – 540°C температураға дейін қыздыруға пайдаланады.

Бұл қоспа өте күшті тотықтырғыш, сондықтан жоғары температураларда оның органикалық заттармен жанасуы болмау керек.

Жоғары температуралы жылу тасымалдағыштар ретінде тиімді сынап, корғасын және басқа да жеңіл балқығыш металдар тиімді қолданылуы мүмкін. Кәдімгі температураларға (шамамен 10 – 30°C) дейін суытуда әдетте оңай табылатын және арзан суытқыш агенттер – су мен ауа қолданылады.

Ауамен салыстырғанда су үлкен жылу сымдылықтармен, жоғарырақ жылу беру, коэффициенттерімен ерекшеленеді және төменірек температураларға дейін суытуға мүмкіндік туғызады.

Сумен және ауамен суыту әртүрлі жылу алмастырғыштарда өткізіледі, суытылатын орталар не қабырғамен бөлінеді (егер кейбір себептермен оларды жанастыруға болмайтын болса), не тікелей өзара жанасады.

Суытуға жұмсалған су шығыны W жылу балансынан анықталады:

$$G \cdot c t_6 + W t_1 = G c \cdot t_c + W t_2 + Q_{ш} \quad (204)$$

бұдан

$$w = \frac{G \cdot c(t_6 - t_c) - Q_{ш}}{t_2 - t_1} \quad (205)$$

Су жылу сымдылығы бірге тең деп есептеледі. Басқа белгілеулер жоғарыдағыдай.

Суытылатын сұйықтың температурасын нөлге жақын жылу қажет болса, суыту мұзбен жүргізіледі.

Химия өндірісінде әртүрлі заттардың буларынан жылуды шығару арқылы конденсациялау (сұйылту) процестері кен тараған. Конденсация конденсатор деп

аталатын аппараттарда жүргізіледі. Оны химия – технологиялық процестерде жиі пайдаланады, мысалы, буландыруда, вакуум – кептіруде, қысымсыз күй жасау үшін.

Конденсациялауды екі түрге бөледі:

1) бетті (немесе жай конденсация), онда конденсацияланатын булар мен суытушы агент қабырғамен бөлінеді, ал булардың конденсациясы қабырғаның ішкі және сыртқы беттерінде өтеді:

2) араластырумен конденсациялау, мұнда конденсацияланатын булар суытушы агентпен тікелей жанасады.

Пысықтау сұрақтары.

1. Жылу берудің (таратудың) түрлері.
2. Жылу берудің негізгі теңдеуі.
3. Жылу өткізгіштік.
4. Жылу өткізгіштік коэффициенті.
5. Сәулелік жылу беру.
6. Абсолюттік ақ, кара, мөлдір денелер.
7. Сәулелік жылу алмасу теңдеуі.
8. Конвективті жылу алмасу.
9. Жылу алмасудың шекті теңдеуі.
10. Нусельт шегі анықтаушы болады.
11. Күрделі жылу беру.
12. Жылу беру коэффициенті және кедергісі.
13. Температуралық теңгейді анықтау.
14. Өткір бұмен қыздыру
15. Пеш газдарымен қыздыру

8. БУЛАНДЫРУ ӘДІСТЕРІ.

Үшпайтын заттар ерітінділерін қайнатып, еріткіштің кейбір бөлігін буга айналдыру арқылы ерітінділерді қоюландыру (концентрациясын жоғарылату) процесі буландыру деп аталады.

Буландыру процесінде бу ерітіндінің барлық көлемінен, ал булануда қайнау температурасынан төмен кез келген температурада сұйық бетінен бөлініп шығады.

Химия өндірісінде сілті, тұз және басқа заттардың судағы ерітінділері, кейбір минерал және органикалық қышқылдар, көп атомды спирттер және осы сияқты бірқатар сұйық ерітінділер буландырылады. Буландыру арқылы таза еріткіштер алынады, мәселен, теңіз суларын тұщыландырғанда таза еріткішті (суды) буга айналдырып, сосын конденсациялап, оны ауыз су ретінде және техникалық мақсаттарға пайдаланады.

Кейбір кезде қоюландырылған ерітінділер кристалдандырылып, олардан қатты зат алынады. Бұл алынған қатты заттарды сақтау, тасымалдау және қайта өңдеу оңай және арзан түседі.

Химия өндірісінің технологиялық процестерінде үшпайтын заттардың судағы ерітінділерін буландыру жиі кездеседі.

Буландыру процесінің мәнісі еріткішті булы күйге айналдыру және алайда болған буды қоюланған ерітіндіден бөліп алу. Әдетте буландыру қайнатумен жүргізіледі, яғни ерітінді бетіндегі будың қысымы аппараттың жұмыс көлеміндегі қысымға тең жағдайда жүреді.

Буландыру үшін жылуды кез – келген жылу тасымалдағыштармен беруге болады, бірақ көпшілік жағдайда ысығатын агент ретінде су буын пайдаланады. Оны ысытқыш немесе біріншілік бу деп атайды. Қайнаған ерітіндінімен буландырғанда пайда болатын бу екіншілік бу деп аталады. Жылу әдетте ерітіндінімен жылу тасымалдағышты бөлетін қабырға арқылы беріледі.

Буландыру процестері вакуум астында, атмосфералық қысымда және жоғары қысымда жүргізіледі. Қысымды таңдау буландырылатын ерітіндінің қасиеттерімен және екіншілік буды пайдалану мүмкіндігімен байланысты.

Вакуум астында буландырудың атмосфералық қысымдағы буландырудан белгілі артықшылықтары бар:

– процесті біраз төменірек температурада жүргізуге болады, бұл жоғары температурада ыдырап кетуі мүмкін заттары бар ерітінділерді қоюландырғанда маңызды;

– қысым азайғанда ерітінді мен ысытқыш агент арасындағы пайдалы температуралар айырмасы көбейеді, бұл аппараттың қыздыру бетін азайтуға мүмкіндік береді;

– ысытқыш агент ретінде екіншілік буды пайдалануға мүмкіндік тудырады, бұл біріншілік бу шығынын кемітеді.

Атмосфералық қысымда буландыруда екіншілік бу пайдаланбай, ауаға кетеді. Буландырудың мұндай тәсілі ең қарапайымы, бірақ экономикалық ең тиімсіз. Атмосферадан жоғары қысыммен буландыруда екіншілік буды буландыру үшін де, тағы да басқа қажетгі жұмыстарға пайдалануға болады. Басқа мақсатқа жұмсалған екіншілік бу экстра – бу деп аталады. Жоғары қысымда буландыру ерітіндінің қайнау температурасының жоғарылауымен байланысты. Атмосфералық қысымда, кейде вакуум астында буландыру жалғыз буландыру аппаратында жүргізіледі. Бірақ бірнеше аппараттан құралатын көп корпуслы кондырғылар көбірек таралған, оларда әрбір алдыңғы корпусстың екіншілік буын келесі корпусқа ысытқыш бу ретінде жіберіледі.

Бұл кондырғыларда біріншілік бумен тек бірінші корпус қыздырылады. Демек, мұндай кондырғыларда бірдей өнімділікті бір корпуслы кондырғылармен салыстырғанда буды едәуір үнемдеуге болады. Буландыру процесінің материалдық балансын екі теңдікпен өрнектеуге болады:

$$G_b = G_c + W \quad (206)$$

$$G_b \cdot x_b = G_c \cdot x_c \quad (207)$$

Мұнда, G_b – бастапқы ерітінді мөлшері, кг/с; G_c – қоюланған ерітінді мөлшері,

кг/с; W – буланған судың мөлшері, кг/с; x_6 , x_c – сәйкес бастапқы және соңғы ерітіндінің концентрациясы.

(а) және (б) теңдіктерін салыстырып, табамыз:

$$W = G_n \left(1 - \frac{x_n}{x_6} \right) \quad (208)$$

$$x_n = G_n \frac{x_n}{G_n - W} \quad (209)$$

Буландырудың жылу балансы жылу ағындары негізінде құрастырылуы мүмкін. Бұрынғыларға қосымша белгілер кіргіземіз:

D – ысытқыш будың шығыны, кг/н;

H – ысытқыш будың энтальпиясы, ккал/кг;

H_{c6} – екіншілік будың энтальпиясы, ккал/кг;

t_6 , t_c – сәйкес ерітіндінің бастапқы және соңғы температуралары,

$^{\circ}\text{C}$; H_k – конденсат энтальпиясы, $^{\circ}\text{C}$;

Δq – еріген қатты заттың x_6 концентрациядан x_c концентрацияға дейін өзгергенде ерітіндінің сұйылу жылуы;

Q_m – жылудың қоршаған ортаға шығындары.

Онда

$$G_6 \cdot c_6 \cdot t_6 + DH = G_c \cdot c_c \cdot t_c + G_c \cdot 0,01x_c \Delta q + W \cdot H_{c6} + DH_k + Q_m \quad (210)$$

Соңғы теңдікте G_6 -ны $(G_c + W)$ -ға, алмастырамыз:

$$G_c \cdot c_6 \cdot t_6 + Wc_6 \cdot t_6 + DH = G_c \cdot c_c \cdot t_c + G_c \cdot 0,01x_c \Delta q + W \cdot H_{c6} + DH_k + Q_m \quad (211)$$

бұдан

$$D = G_c \frac{c_c \cdot t_c - c_6 \cdot t_6 + 0,001x_c \Delta q}{H - H_k} + W \frac{H_{c6} + c_c \cdot t_c}{H - H_k} + \frac{Q_m}{H - H_k} \quad (212)$$

Қосындының бірінші және үшінші мүшелерінің мәндері екіншімен салыстырғанда өте аз, онда шамалап есептеулерде, $H_{c6} - c_6 \cdot t_6 \approx H - H_k$ екенін

ескеріп, $D \approx W$ тең деп қабылдайды. Жылу өтудің негізгі тендеуін буландыруға катынасты пайдаланып, буландыру аппараттын қыздыру бетін табамыз:

$$F = \frac{D(H - H_s)}{K \Delta t} \quad (213)$$

мұнда Δt – пайдалы температуралар айырмасы.

Пайдалы температуралар айырмасы жалпы температуралар айырмасы мен температуралар шығындары бойынша анықталады. Буландыру қондырғыларында жалпы айырма деп ысытқыш бұ температурасы мен конденсаторға кірердегі екіншілік бұ температура арасындағы айырманы айтады.

$$\Delta t = T_{ж} - t_{конд} \quad (214)$$

Пайдалы температуралар айырмасы жалпы температуралар айырмасынан температуралар шығынының мөлшеріне аз:

$$\Delta t = \Delta t_{ж} - \sum \Delta \quad (215)$$

мұнда $\sum \Delta$ жалпы температуралар айырмасының температуралық шығындар соммасы.

Температуралық шығындар температуралық депрессия, гидростатикалық депрессия және гидравликалық депрессия қосындыларынан тұрады:

$$\sum \Delta = \Delta_{д} + \Delta_{гс} + \Delta_{гд} \quad (216)$$

8.1. Буландыру қондырғыларын есептеу.

Жай буландыру сияқты көп корпуслы қондырғылардың жалпы пайдалы температуралар айырмасы жалпы температуралар айырмасымен барлық шығындар айырмасына тең, яғни

$$\sum \Delta = \sum \Delta_{1,2} + \sum \Delta_{2,3} + \sum \Delta_{3,4} + \sum \Delta_{4,5} + \sum \Delta_{5,6} \quad (217)$$

Мұнда, $\sum \Delta t_{ж}$ — барлық қорықтардағы температура депрессиялар шығындарының соммасы;

$\sum \Delta t_{гс}$ — барлық қорықтардағы гидростатикалық эффект әсері шығындарының соммасы;

$\sum \Delta t_{гд}$ — барлық қорықтардағы гидравликалық шығындар соммасы.

Соңғы теңдеуімен есептелген пайдалы температуралар айырмасын қорықтар бойынша әртүрлі тәсілдермен бөлуге болады.

Жылу беттерінің теңдігін қамтамасыз етіп, пайдалы температуралар айырмасын қорықтарға бөлу мынадай шарттан табылады:

$$F_1 = F_2 = F_3 = \dots = F_n \quad (218)$$

немесе

$$\frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t_3} = \dots = \frac{Q_n}{K_n \Delta t_n} \quad (219)$$

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 \frac{K_1 Q_2}{K_2 Q_1}$$

$$\Delta t_3 = \Delta t_1 \frac{K_1 Q_3}{K_3 Q_1}$$

Соңғы теңдеудің қатынасынан табамыз:

$$\Delta t_1 = \Delta t_1 \frac{K_1 Q_1}{K_1 Q_1}$$

Сол және оң жақтарын қысқартып, табамыз:

$$\sum \Delta t_i = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots + \Delta t_n = \Delta t_1 \left(1 + \frac{K_1 Q_2}{K_2 Q_1} + \dots + \frac{K_1 Q_n}{K_n Q_1} \right)$$

немесе

$$\Delta t_1 = \frac{\sum \Delta t_i}{1 + \frac{K_1 Q_2}{K_2 Q_1} + \dots + \frac{K_1 Q_n}{K_n Q_1}}$$

Осы екі нүктенің 2 қорық үшін пайдалы температуралар

$$\Delta t_2 = \sum \Delta t_i \frac{K_2 Q_2}{K_2 Q_1}$$

Кез-келген $n-1$ қорық үшін:

$$\Delta t_n = \sum \Delta t_i \frac{K_n Q_n}{K_n Q_1}$$

Демек, карастырылган жағдайда жалпы пайдалы температуралар айырмасы корпустарға жылу шығынының жылу өту коэффициенттеріне қатынастарына пропорционал бөлінеді.

Барлық корпустардың жалпы жылу беттерін ең аз болуын қамтамасыз етіп, пайдалы температуралар айырмасын корпустарға бөлу.

Екі корпусты буландыру қондырғысының жалпы жылу беті төмендегіше өрнектеледі:

$$F_{\Sigma} = F_1 + F_2 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} \quad (224)$$

$$\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 \quad (225)$$

Сонда осы теңдіктен табылған Δt_2 мәнін соңғы теңдеуге қоямыз.

Пысықтау сұрақтары

1. Буландырудың материалдық балансы.
2. Жылулық баланс
3. Буландыру қондырғыларын есептеу негіздері

9. МАССА АЛМАСУ

Массаның бір фазадан екінші фазаға өтуімен сипатталатын масса алмасу деп аталатын процестер химия, тамақ және т.б. өндірістерде жиі кездеседі. Өндірістерде негізінен төмендігі масса алмасу процестері жиі қолданылды:

1. Абсорбция. Газдар немесе булар мен газдар қоспаларынан бір немесе бірнеше құрастырушылардың сіңіргіш сұйықпен сіңірілуі абсорбция процесі деп аталады. Абсорбцияда зат газды фазадан сұйық фазаға өтеді. Газды сұйықтан ажыратып алу, яғни абсорбцияға кері процесс десорбция деп аталады.

2. Айдау және ректификация. Гомогенді сұйық қоспаларды құрастырушыларының әртүрлі ұшқыштығына және сұйықпен бу фазаларының қарама-қарсы әрекеттеріне байланысты жартылай (жәй айдау) және толық (ректификация) ажырату.

Мұнда масса сұйық фазадан булы фазаға және керісінше булы фазадан сұйық фазаға өтеді.

3. Экстракция. Сұйық және қатты заттардың қоспасынан бір немесе бірнеше құрастырушыларды таңдап ерітуші сұйықтар (экстрагенттер) жәрдемімен айырып алу процесі экстракция деп аталады.

4. Адсорбция. Кеуекті қатты заттардың өздерінің бетіне газды, буды немесе ерітіндіден еріген заттарды сіңіріп алу процесі адсорбция деп аталады.

5. Кептіру. Қатты заттардан ылғалды негізінен булану арқылы шығару процесі кептіру деп аталады.

6. Кристалдану. Ерітіндіден немесе балқымадан қатты заттардың кристалл түрінде бөлінуі кристалдану процесі деп аталады.

7. Мембраналы ажырату. Кейбір заттарды өткізіп, ал кейбіреуін ұстал қалатын қабілеттігі бар жартылай өткізгіш мембраналардың жәрдемімен ерітіндідегі ерітілген заттарды ажырату.

Заттардың бір фазадан жанасу шекарасына немесе кері бағытта, яғни бір фаза ішіндегі тасымалдануын масса беру деп атайды.

Тасымалданатын зат әр фаза ішінде диффузия арқылы өтетін болғандықтан масса өту процесін диффузиялық процестер деп аталады.

Фазалар ережесі. Масса алмасу процестерінің тепе-теңдігі олардың өту негін анықтауға мүмкіндік береді. Тепе-теңдіктің негізгі фазалар ережесімен анықталады:

$$\Phi + C = K + 2 \quad (226)$$

Мұндағы:

Φ – фазалар саны.

C – еркіндік дәрежесінің саны.

K – жүйені құрастырушылар саны.

Абсорбция, экстракция үшін фазалар саны $\Phi = 2$, құрастырушылар саны $K = 3$ болғанда, еркіндік дәрежесінің саны:

$$C = K + 2 - \Phi = 3 + 2 - 2 = 3 \text{ тең.} \quad (227)$$

Ректификация үшін: $\Phi = 2$; $K = 2$, онда еркіндік дәрежесінің саны:

$$C = K + 2 - \Phi = 2 + 2 - 2 = 2 \text{ тең.} \quad (228)$$

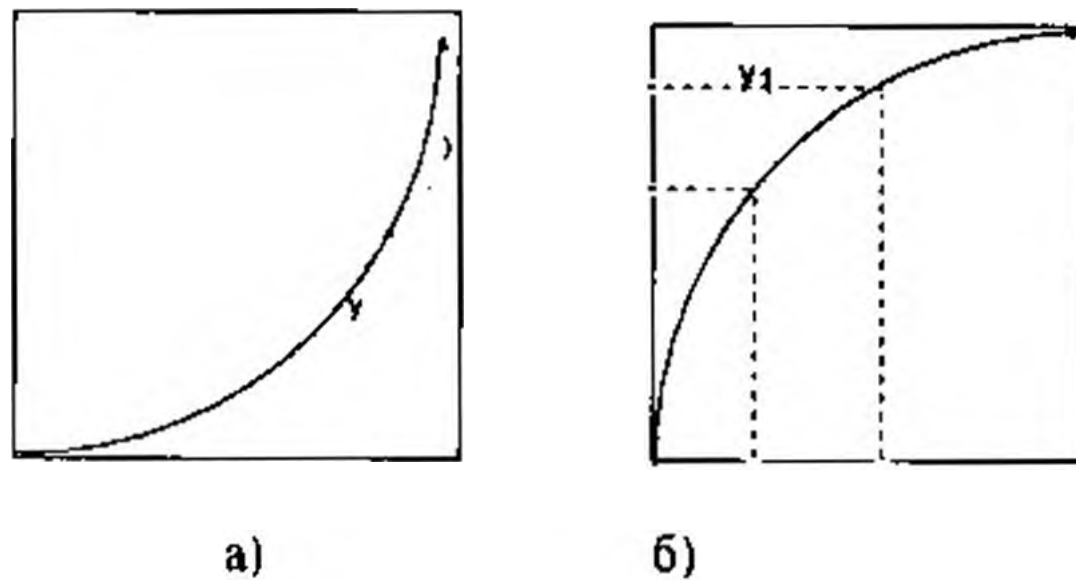
Егер масса алмасу процестері тұрақты қысымда өткізілетін болса, онда фазаның концентрациясының өзгеруіне байланысты температура өзгереді. Егер мұндай процесс тұрақты температурада өткізілсе, онда фазаның әртүрлі концентрациясына әртүрлі қысым мәндері сәйкес келеді.

Аммиак және ауа қоспасынан аммиактың таза сумен сіңірілу процесін қарастырамыз. Аммиактың газды фазадағы (Φ_1) концентрациясын y деп белгілейміз. Оның сұйық (Φ_2) фазадағы бастапқы концентрациясы $x=0$ (су таза болғандықтан). Аммиактың суда ери бастауымен бірге оның молекулаларының бір бөлігі кері қарай газды фазаға (Φ_1) өте бастайды. Белгілі бір уақыттан кейін аммиактың суға өтуі кемиді, ал аммиактың газ фазаға өту жылдамдығы өсе бастайды. Бұл процеске аммиактың өту жылдамдығының екі бағытта да бір-біріне тең болғанша, яғни динамикалық тепе-теңдік орныққанша өтеді. Тепе-теңдікте фазалардағы тасымалданушы құрастырушының (компоненттің)

концентрациялары арасындағы байланыс былай өрнектеледі:

$$\bar{y}^* = f(\bar{x}) \text{ немесе } x^* = f(y^*)$$

бұл теңдеулер графикте тепе-теңдік сызығымен өрнектеледі.



5- сурет. Тепе-теңдік диаграммалары.

а - суретте газ фазасындағы тепе-теңдік концентрациясымен сұйық фазадағы концентрация арасындағы байланыс ($p = \text{const}$; $t = \text{const}$) берілген.

б - суретте ректификация процесінің тепе-теңдік сызығы көрсетілген ($p = \text{const}$). Суретте көрсетілген әрбір нүктеге белгілі температуралар сәйкес келеді.

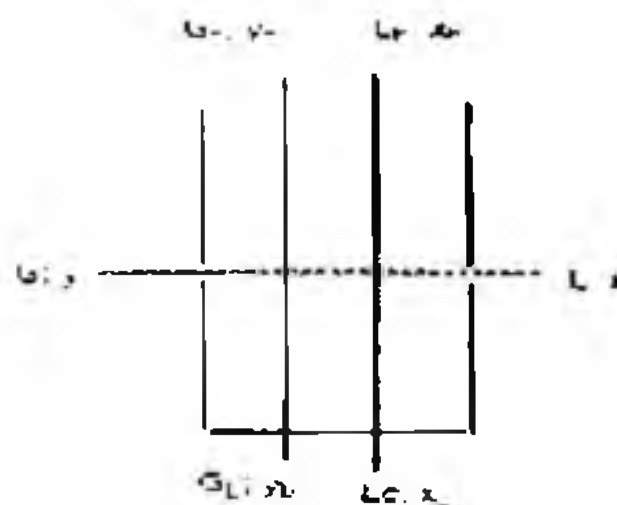
Тепе-теңдіктегі концентрациялардың қатынасы *таралу* коэффициенті деп аталады.

$$m = \frac{\bar{y}^*}{\bar{x}} \quad (229)$$

Таралу коэффициенті тепе-теңдік сызығының көлбеу бұрышының тангенсіне тең ($m = \text{tg}\alpha$). Егер тепе-теңдік сызық қисық болса, онда m -нің мәні айнымалы болады.

9.1. Масса алмасудың материалдық балансы мен кинетикасы

Өндіріс аппараттарында жұмыс концентрацияларының мәндері ешқашан тепе-теңдік концентрацияларына тең болмайды. Фазаларда таралушы компоненттің жұмыс концентрациялары арасындағы байланыс $\bar{y} = f(x)$ пен өрнектелетін сызық жұмыс сызығы деп аталады. $y = f(x)$ функциясының түрін немесе жұмыс сызығының теңдеуін материалдық баланстан анықтайды және ол жатшы түрде барлық масса алмасу процестері үшін бірдей болады.



6-сурет. Қарама-қарсы ағынды масса алмасу аппаратының материалдық тепе-теңдігін анықтау.

Мысалы: бір ғана таралушы зат (аммиак) газ фазасынан сұйық фазаға өтеді делік.

Аппараттың төменгі жағынан G_0 (кг/с) мөлшерде, \bar{y}_0 концентрациялы газ фазасы кіреді, бұл фаза G_c мөлшерде және соңғы концентрациясы \bar{y}_c -ға тең болып аппараттың жоғары жағына шығады.

Аппараттың жоғарғы жағынан h_0 (кг/с) мөлшерде \bar{x}_0 концентрациялы сұйық фаза кіріп, соңғы концентрациясы \bar{x}_c және h_c мөлшерде аппараттың төменгі жағынан шығады.

Барлық заттар үшін материалдық тепе-теңдік былай жазылады:

$$G_0 + h_0 = G_c + h_c \quad (230)$$

Таралушы зат бойынша материалдық тепе-теңдік:

$$G_0 \bar{y}_0 + h_0 \bar{x}_0 = G_c \bar{y}_c + h_c \bar{x}_c \quad (231)$$

Аппараттың кез-келген қимасы үшін фазалар мөлшерін G және h , ал концентрацияларын \bar{y} және \bar{x} деп белгілейік. Аппараттың төменгі жағынан осы қимаға дейінгі бөлігі үшін материалдық тепе-теңдікті былай жазамыз: барлық заттар бойынша:

$$G_0 + h = G + h_c \quad (232)$$

таралушы заттар бойынша:

$$G_0 \bar{y}_0 + h \bar{x} = G \bar{y} + h_c \bar{x}_c \quad (233)$$

бұл теңдеуден \bar{y} -табамыз:

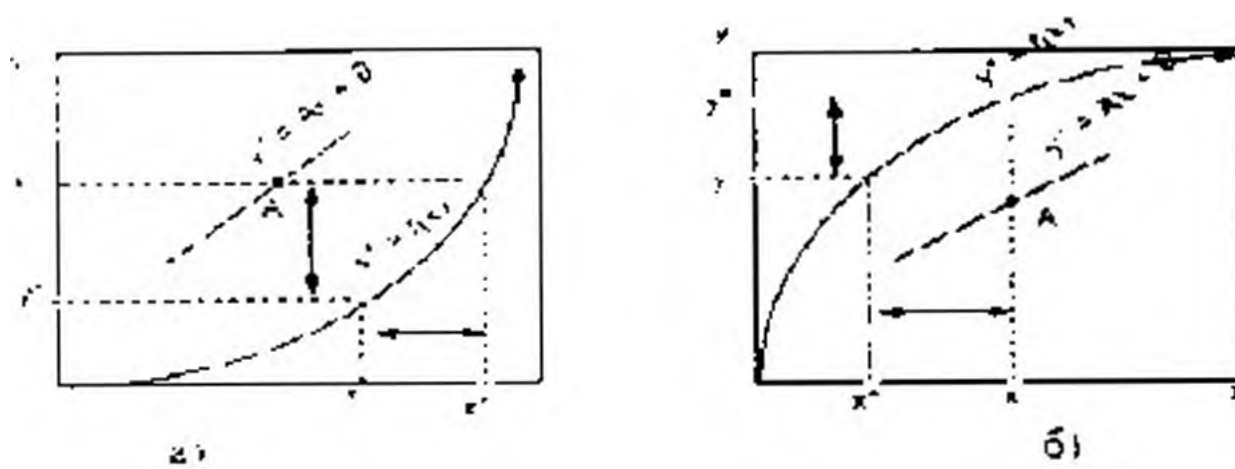
$$\bar{y} = \frac{h}{G} \bar{x} + \frac{G_0 \bar{y}_0 - h_c \bar{x}_c}{G} \quad (234)$$

бұл теңдеу аппараттың кез-келген қимасы үшін фазалардағы таралушы заттан жұмыс концентрациялары арасындағы байланысты өрнектейді және жұмыс сызығының теңдеуі деп аталады.

Егер $\frac{h}{G} = A$ және $(\bar{y}_0 - \frac{h_c}{G} \bar{x}_c) = B$ белгілесек, онда

$\bar{y} = A \bar{x} + B$ - масса алмасу аппараттарын есептеуде пайдаланатын жұмыс сызығының теңдеуі.

Таралушы зат үнемі оның концентрациясы тепе-теңдік концентрациясынан көп болған фазадан концентрациясы тепе-теңдік концентрациясынан аз болған фазаға қарай өтеді және тепе-теңдіктен қаншалықты көп ауытқыса, соншалықты масса алмасу процесі қарқынды өтеді. Масса өтудің бағытын $y-x$ диаграммасынан тепе-теңдік және жұмыс сызықтарының өзара орналасуына байланысты оңай анықтауға болады. Масса алмасу Φ_1 және Φ_2 фазалар арасында өтеді делік.



7- сурет. Масса өту бағытын y-x диаграммадан анықтау. Жұмыс сызығы тепе-теңдік сызығынан: а) жоғары; б) төмен орналасқан.

Егер жұмыс сызығы тепе-теңдік сызығынан жоғары орналасқан болса (а), онда кез-келген А-нүктесі үшін $\bar{y} > \bar{y}^*$ және $x < \bar{x}^*$. Бұл жағдайда таралушы зат Φ_x -тен Φ_y -ке өтеді және процестің қозғаушы күші $\Delta y = y - y^*$ немесе болады.

Егер жұмыс сызығы тепе-теңдік сызығынан төмен орналасқан болса (б), онда жұмыс сызығындағы А нүктесі үшін $\bar{y} < \bar{y}^*$ және $\bar{x} < \bar{x}^*$. Бұл жағдайда таралушы зат Φ_x -тан Φ_y -ке өтеді және процестің қозғаушы күші $\Delta y = y^* - y$ немесе $\Delta x = \bar{x} - x^*$ болады.

Уақыт бірлігінде (τ) заттаң таралу бағытына нормаль болған бет бірлігінен (F) өткен таралушы заттың массасы (M) масса өту жылдамдығы деп аталады.

$$U = \frac{dM}{dF d\tau} \tag{235}$$

Масса өту жылдамдығы заттың меншікті ағыны немесе масса алмасудың қарқындылығы деп те аталады.

Тыныштық күйдегі орталарда масса алмасу қарқындылығы молекулалық диффузиямен анықталады. Ал қозғаластығы орталарда, яғни жылдамдықтың турбуленттік толқысуындағы масса алмасу турбуленттік диффузиямен анықталады.

Фазаның ішіндегі температура градиентінің салдарынан болатын масса алмасу термодиффузия деп аталады.

Молекулалық диффузия Фиктің бірінші заңымен өрнектеледі: dt уақытта

элементар бет dF арқылы өткен заттың массасы dM осы заттың концентрациясының градиентіне d_c/d_n тура пропорционал:

$$M = \frac{dM}{dF dt} = -D \frac{d_c}{d_n} \quad (236)$$

немесе

$$M = DF_T \frac{d_c}{d_n} \quad (237)$$

теңдеудегі (-) таңба молекулалық диффузияда концентрацияның үнемі азаятындығын көрсетеді.

D – молекулалық диффузия коэффициентінің мәндері анықтамаларда беріледі немесе эмпирикалық формулалар арқылы есептелінеді.

Мысалы: В газындағы А газы үшін:

$$D_T = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P (V_A^{2/3} + V_B^{2/3})} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (238)$$

20°-С-тағы сұйықтар үшін:

$$D_c = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{M (V_A^{2/3} + V_B^{2/3})^2}} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad (239)$$

Турбуленттік диффузия. Молекулалық диффузия сияқты турбулентті диффузияның жылдамдығы төмендегіше анықталады:

$$U_T = -D_T \frac{d_c}{d_n} \quad (240)$$

немесе турбулентті диффузияда өткен заттың мөлшері:

$$M_T = -D_T F_T \frac{d_c}{d_n} \quad (241)$$

Қозғалыстағы орталарда масса алмасуда зат диффузиямен де, турбуленттік диффузиямен де тасымалданады. Мұндай масса алмасу *конвективті* деп аталады.

Конвективті масса алмасудың жылдамдығы төмендегіше анықталады:

$$U_k \sim c w$$

c-пропорционалдық коэффициент, w-ағын қозғалысының жылдамдығы.

9.2. Масса беру

Масса беру немесе конвективті диффузияның негізгі заңын Шукарев қатты денелердің еру кинетикасын зерттеу арқылы анықтаған. Фазалардың жанасу бетінен (F) сіңіргіш фазаға немесе кері қарай берілген заттың мөлшері (m) жанасу бетімен ағынның ядросындағы концентрациялар айырмасына, жанасу бетіне және уақытқа тура пропорционал.

Егер зат Φ_1 фазадан Φ_2 фазаға өтсе, онда әр фазадағы өткен зат мөлшерін аныктайтын масса берудің негізгі теңдеуі былай жазылады:

$$\begin{aligned} \Phi_1 \text{ фаза} \quad m &= \beta_1 F (\bar{c} - \bar{c}_m) t \\ \Phi_2 \text{ фаза} \quad m &= \beta_2 F (\bar{c}_m - \bar{c}) t \end{aligned} \quad (242)$$

$(\bar{c} - \bar{c}_m)$ және $(\bar{c}_m - \bar{c})$ Φ_1 және Φ_2 фазаларындағы масса берудің қозғаушы күштері; \bar{c} , \bar{c}_m — Φ_1 ; Φ_2 ядросындағы орташа концентрациялар;

\bar{c}_m ; \bar{c}_m — Φ_1 ; Φ_2 арасындағы қабаттағы шекаралық концентрациялар.

Таралатын заттың концентрациясының және қозғаушы күштің өлшемдеріне байланысты масса беру коэффициентінің өлшемдері әртүрлі болады. Егер заттың мөлшері кг-да өрнектелсе, онда масса беру коэффициентінің өлшемін былай жазуға болады:

$$[\beta] = \left| \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{қозғ. күш өлшемі})} \right| \quad (243)$$

Яғни бұл кезде β -ның өлшемі қозғаушы күш өлшеміне байланысты.

Масса беру коэффициентінің өлшемдері

Қозғаушы күштің орнелтелуі	Масса беру коэффициенті	
	Белгісі	Өлшемі, ур
Көлемдік коэффициентінің айырмасы, кг/м ³	β_c	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{кг}/\text{м}^3} \right] = \left[\frac{1}{\text{с}} \right]$
Салыстырмалы концентрациялар айырмасы, кг/кг	β_c	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг}/\text{кг}} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right]$
Молярлық үлес айырмасы	β_m	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{мольдік үлес})} \right]$
Парциальді қысымдар айырмасы (Па) және қозғаушы күштің өлшемі, Па	β_p	$\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Н}/\text{м}^2} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}^2}} \right] = \left[\frac{\text{с}}{\text{м}} \right]$

9.3. Масса алмасудың теңдеуі

Фазалардың жанасу шекарасы жанындағы ламинарлық қабатқа масса алмасу конвективті диффузия арқылы болып, Шукарев заңымен өрнектеледі. Ламинарлық шекаралық қабат арқылы зат алмасу молекулалық диффузия теңдеуімен өрнектеледі. Зат алмасудың жылдамдықтарын теңестіріп, төмндегіні аламыз:

$$\beta_y \Delta y = -D \frac{dy}{dn} \quad (244)$$

немесе

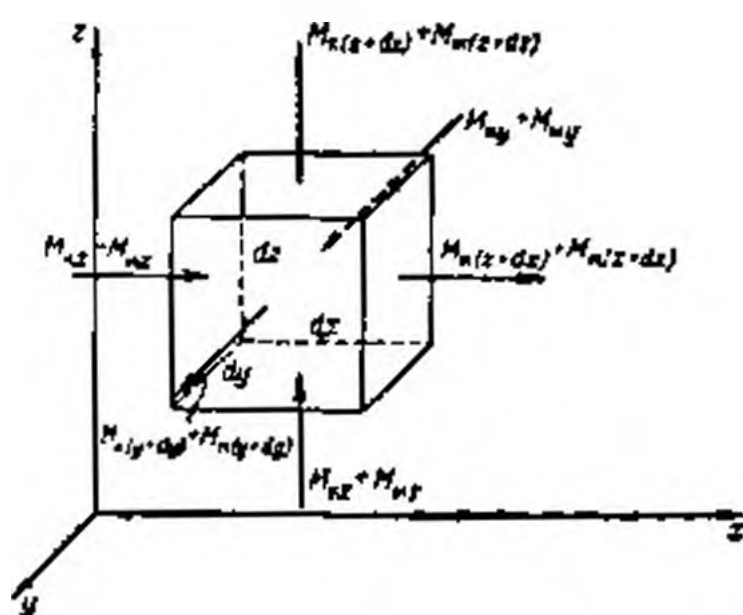
$$\beta_y = - \frac{D}{\Delta y} \cdot \frac{dy}{dn} \quad (245)$$

Бұл теңдеуді шешу мүмкін емес, онда екі белгісі бар. Соңдықтан оны жанасу бетіндегі концентрация өрісін өрнектейтін қосымша конвективті дифференциалды теңдеумен толықтыру керек.

Қалыптасқан конвективті диффузия процесін қарастырамыз. Жүйеде масса алмасу процесі өтстіндіктен ондағы концентрация градиенті нөлге тең емес. Осының салдарынан зат конвективті және молекулалық диффузия арқылы алмасады. Таралатын зат массаның параллелепипед көлемінде молекулалық

диффузия арқылы өзгеруі былай анықталады:

$$dM_x = D \nabla^2 c \, dV \, d\tau$$



8- сурет. Конвективті диффузияның дифференциалды теңдеуіне.

Ал тек конвективті масса алмасу арқылы таралатын заттың мөлшері:

$$dM_x' = w_x c \, dy \, dz \, d\tau \quad (246)$$

w_x - жылдамдық векторының x өсіне проекциясы; C - таралатын зат концентрациясы;

$w_x c$ – конвективті масса алмасудың сол қырындағы жылдамдығы.

Қарама-қарсы оң қырындағы конвективті масса алмасу жылдамдығы

$$U_k' = \left[w_x c + \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx \right] \quad (247)$$

онда, конвективті ағынмен шығып таралатын заттың массасы:

$$dM_x'' = \left[w_x c + \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} dx \right] dy \, dz \, d\tau \quad (248)$$

x -осі бойынша элементар параллелепипед ішінде қалатын, таралатын зат мөлшері:

$$dM_x = \frac{\partial(w_x c)}{\partial x} \, dy \, dz \, d\tau$$

у және Z остері бойынша:

$$dM_y = \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} \, dx \, dz \, d\tau$$

$$dM_z = \frac{\partial(w_z c)}{\partial y} dv dt \quad (249)$$

сонымен, dt уақытта тек конвективті масса алмасу нәтижесінде элементар параллелепипед көлеміндегі таралатын заттың жалпы мөлшері:

$$dM_k = dM_x + dM_y + dM_z = \left[\frac{\partial(w_x c)}{\partial x} + \frac{\partial(w_y c)}{\partial y} + \frac{\partial(w_z c)}{\partial z} \right] dv dt \quad (250)$$

Масса алмасу процесі қалыптасқан болғандықтан, жүйенің кез-келген нүктесіндегі концентрация уақыт бойынша өзгермейді.

$$dM_k = dM_m$$

$$w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = DV^2 c \quad (251)$$

Бұл теңдеу қалыптасқан конвективті масса алмасудың дифференциал теңдеуі деп аталады.

Қалыптаспаған масса алмасу теңдеуі былай жазылады:

$$\frac{\partial c}{\partial t} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = DV^2 c \quad (252)$$

мұндағы, концентрацияның уақыт және кеңістігі бойынша өзгеруін өрнектейтін субстанциалды туындысы.

Сонымен $\frac{dc}{dt} = DV^2 c$ – концентрациялар, жылдамдықтар өрісінің арасындағы байланысты көрсететін Фиктің II – заңының теңдеуі.

Жоғарыдағы дифференциалды теңдеулер фазалар шекарасындағы масса алмасу процесінің математикалық өрнегі болады. Бұл теңдеулер жүйесін шешу өте қиын, яғни масса беру коэффициентінің нақты санды мәндерін анықтау мүмкін емес. Сондықтан, гидромеханикалық және жылу процестеріндегідей ұқсастық теория тәсілдері арқылы масса берудің ұқсастық сандар теңдеуімен өрнектеуге болады.

$$Nu_m = \frac{\beta l}{D} \quad (253)$$

l - анықтаушы ұзындық өлшемі; β - масса беру коэффициенті;

Nu_c - диффузиялық Нуссельт ұқсастық саны.

Nu_g - саны шекаралық қабаттағы конвективті және молекулалық диффузиялардың өзара қатынасын сипаттайды.

Фазаның негізгі массасындағы масса алмасу процестерінің ұқсастығын немесе концентрациялар өрісінің ұқсастығын төмендегі формула арқылы анықтайды:

$$\frac{c}{\tau} \cdot \frac{Dc}{l^2} = \frac{l^2}{\tau D} = F_{og} \quad (254)$$

– диффузиялық Фурье ұқсастық саны.

Есептеуде өте кіші сандар болмауы үшін көбінесе кері мәнін қабылдайды:

$$F_{og} = \frac{\tau D}{l^2} \quad (255)$$

Ағынды конвективті және молекулалық масса алмасудың өзара қатынасын сипаттайтын сан Пекле саны.

$$\frac{wc}{l} \cdot \frac{Dc}{l^2} = \frac{wl}{D} = Pe_g \quad (256)$$

Сұйықтың (газдың) физикалық қасиеттері қатынасының тұрақтылығын Прандтль санымен сипаттайды:

$$Pr_g = \frac{Pe_g}{Re} = \frac{we/D}{we/v} = \frac{v}{D} = \frac{\mu}{\rho D} \quad (257)$$

Анықталатын ұқсастық сан диффузиялық Нуссельт саны, ал қалғандары анықтаушы сандар.

Қалыптаспаған масса беру процесінің жалпылама теңдеулері:

1) ағымның турбулентті қозғалысында

2) ағымның ламинарлық қозғалысында

$$Nu_g = f_2 \cdot (Pr_g, Re, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots) \quad (258)$$

3) қалыптаспаган масса беру процесі үшін:

$$Nu_g = f(F_{og}, Pr_g, Re, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots) \quad (259)$$

4) егер ауырлық күшінің әсері аз болса:

$$Nu_g = f_3(Pr_g, Re, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots) \quad (261)$$

9.4. Масса өту процесі

Таралатын заттың бір фазадан екінші фазаға өту процесі әр фазадағы масса беру және массаның, фазалардың жанасу беті арқылы өту процестерінен құралады. Масса өту процесінің негізгі теңдеуі былай жазылады:

$$\begin{aligned} M &= K_y F (\bar{y} - y^*) \\ M &= K_x F (\bar{x}^* - \bar{x}) \end{aligned} \quad (262)$$

мұнда, y^* , x^* - y және x фазаларының тепе-теңдік концентрациялары; \bar{y} , \bar{x} - жұмыс концентрациялары.

K_y , K_x - y және x фазаның концентрациялары арқылы өрнектелген масса өту коэффициенті.

K_y , K_x - коэффициентінің физикалық мағынасы: масса өтудің қозғаушы күші бірге тең болғанда, фазалардың жанасу бетінің бірлігінен уақыт бірлігінде бірге тең болғанда, фазалардың жанасу бетінің бірлігінен уақыт бірлігінде бір фазадан екінші фазаға өткен заттың мөлшерін көрсетеді. K_y , K_x - коэффициентінің өлшемі β_y , β_x - коэффициентінің өлшемімен бірдей, ал олардың айырмашылығы физикалық мағынасында болады. Масса өту коэффициентінің кері мәндері $\frac{1}{K_y}$ және $\frac{1}{K_x}$ фазалардың көдергісін сипаттайды.

Масса өту процестерінде фазалар концентрациясының өзгеретіндігінен қозғаушы күштері де $(\bar{y} - y^*)$; $(\bar{x}^* - \bar{x})$ өзгереді. Сондықтан масса өту

тендеуіне орташа қозғаушы күш мәндері енгізіледі:

$$M = K_y F \Delta y_{ор} \quad (263)$$

$$M = K_x F \Delta x_{ор}$$

Бұл теңдеулер бойынша фазалардың жанасу бетін F -ті анықтап, сосын оның мәні бойынша аппараттың негізгі өлшемдерін есептейді. F -ті анықтау үшін алдымен-ақ K , және $\Delta y_{ор}$ немесе $\Delta x_{ор}$ - мәндерін анықтайды. Бір фазадан екінші фазаға өтетін заттың мөлшері (m) материалдық тепе-теңдіктен анықталады немесе шарт бойынша берілген болады.

Бұл байланысты анықтау үшін фазалардың жанасу беті шекарасында тепе-теңдік орнығады, яғни жанасу бетінің шекарасы арқылы заттың өтуіне кедергіні есенке атмауға болады деп қабылдаймыз. Онда заттың өтуіне жалпы кедергі әр фазаның кедергілерінің қосындысына тең болады.

Егер масса өту коэффициентінің x фазаның концентрациясы бойынша өрнектесек мына теңдеуді аламыз:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y} \quad (264)$$

ал y фазасының концентрациясы:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad (265)$$

3 және 4 теңдеулердің сол жағы масса өтудің кедергісін, ал оң жағы фазалардың масса беру кедергілерінің қосындысын көрсетеді. Сондықтан бұл теңдеулер фазалар кедергісінің *аддитивтік* теңдеулері деп аталады.

Фазалардың жанасу беті барботажды аппараттарда көбіктің көпіршіктердің және шашыранды тамшылардың беттерінің жиынтығы, ол насадкалы аппараттарда насадканың сұйықпен жайылған беті болып табылады да оларды анықтау өте қиын. Сондықтан масса беру және масса өту коэффициенттерін

көбінесе аппараттың жұмыс көлемі V бойынша есептейді:

$$V = \frac{F}{\alpha} \quad (266)$$

α – фазалардың меншікті жанасу беті.

Масса өту процестерінің қозғаушы күші

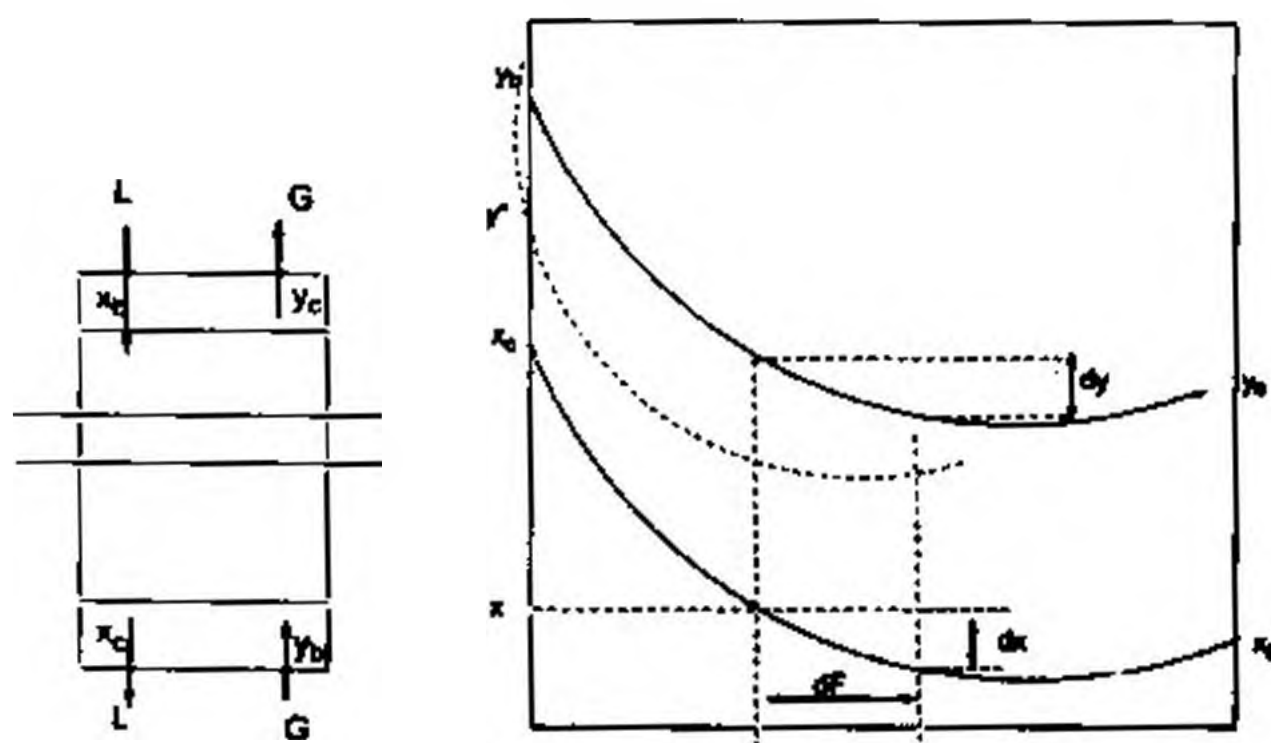
Жылу өту процестеріндегідей масса алмасу процестерінде фазалардың бір бағытты қарама-қарсы және айқасқан бағытты ағындарында өткізіледі. Фазалар сатылы жанасқанда аппарат бірнеше секциялардан құралған болады және әр секцияда әртүрлі бағытты ағындары болуы мүмкін. Мұндай аппараттарға табакшалы колонналар жатады.

Масса алмасу процестерінің қозғаушы күшінің шамасы фазалардың өзара бағытына және олардың жанасу түріне байланысты болады. Фазалардың концентрациясы аппараттың биіктігі немесе ұзындығы бойынша өзгертіндіктен процестің қозғаушы күші де өзгереді. Сондықтан, масса өтудің жалпы теңдеуіне орташа қозғаушы күшті есептегенде екі жағдай кездесуі мүмкін:

- 1) тепе-теңдік сызығы түзу сызық емес, яғни $y^* = F(x)$
- 2) тепе-теңдік сызығы түзу сызық, яғни $y^* = mx$

Масса өту процесі қарама-қарсы бағыттағы ағынды аппаратта өтеді делік:

- 1) тепе-теңдік сызығы түзу емес, $y^* = F(x)$;
- 2) фазалардың мөлшері тұрақты ($O = \text{соші}$; $h = \text{сопзі}$);
- 3) масса өту коэффициенттері аппараттың биіктігі бойынша өзгермейді ($K_x = \text{const}$, $K_y = \text{const}$).



9- сурет. Масса өту процесінің орташа қозғаушы күшін анықтау.

Масса y фазадан x фазаға өтеді. Қозғаушы күшті Φ_y фазаның концентрациясы арқылы өрнектейміз. Φ_y - концентрациясы y_c -дан y_d -ға дейін өзгереді.

Беттің dF элементінде масса өтудің нәтижесінен y фазаның концентрациясы y_d -ке азаяды да, x фазаға өткен заттың мөлшері dM мынаған тең болады:

$$dM = -Gdy \quad (267)$$

Осы теменгі бет үшін осы теңдеуі былай жазылады

$$dM = K_y dF (\bar{y} - y^*) \quad (268)$$

А және В - теңдеулерін біріктіріп теңестірейміз:

$$-Gdy = K_y dF (\bar{y} - y^*)$$

бұл жерден

$$dF = -\frac{G}{K_y} \frac{dy}{\bar{y} - y^*}; \quad F = -\frac{G}{K_y} \int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_b} \frac{dy}{\bar{y} - y^*} \quad (269)$$

$G = \frac{M}{y_b - y_c}$ мәнін орнына қойып, интегралдадық шектерін ауыстырып, төмендегі формуланы аламыз:

$$F = \frac{M}{K_y (\bar{y}_b - \bar{y}_c)} \int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_b} \frac{dy}{\bar{y} - y^*} \quad (270)$$

немесе

$$M = K_y F \cdot \frac{\bar{y}_b - \bar{y}_c}{\int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_b} \frac{dy}{\bar{y} - y^*}} \quad (271)$$

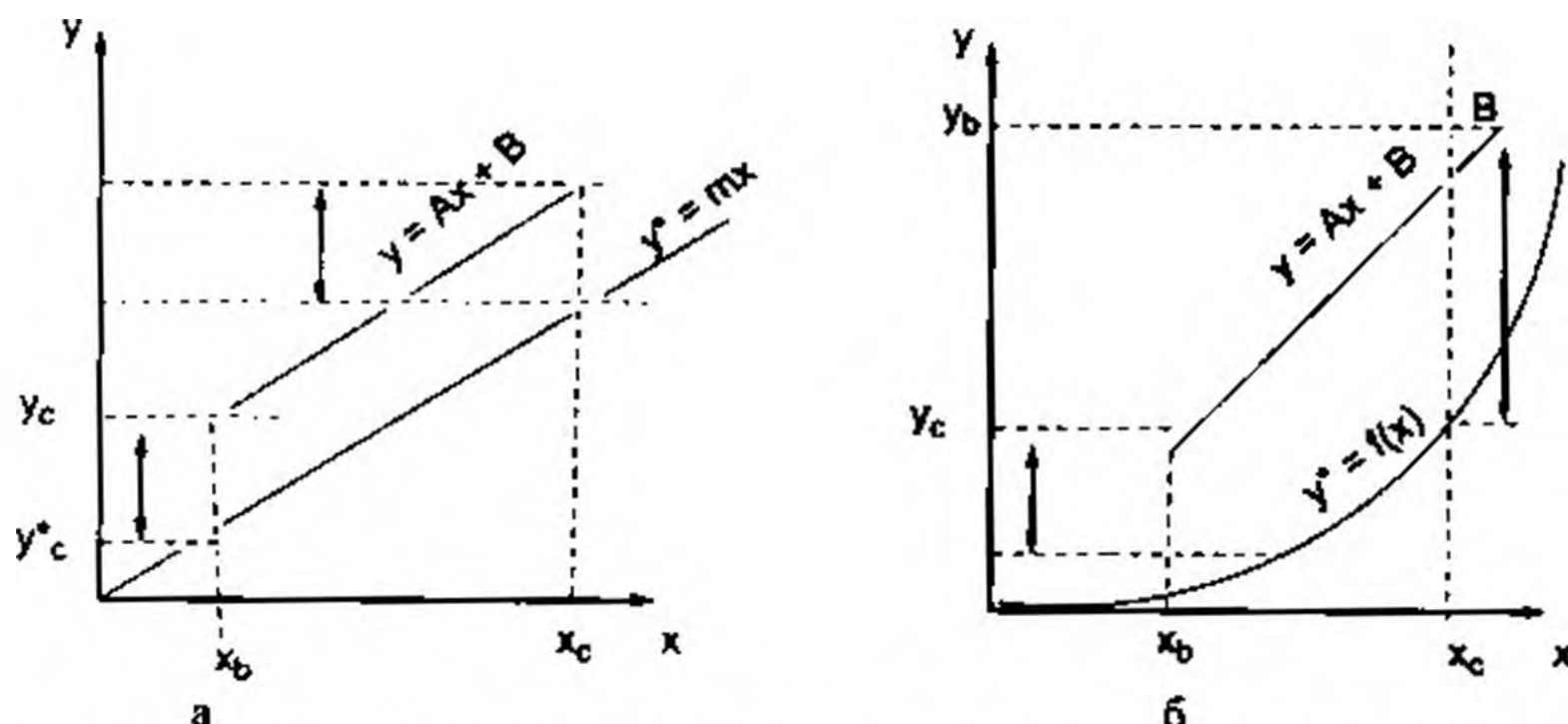
Козғаушы күші x фазаның концентрациясы арқылы өрнектеп, мынаны жазамыз:

$$M = K_x F \frac{\bar{x}_c - \bar{x}_b}{\int_{\bar{x}_b}^{\bar{x}_c} \frac{dx}{\bar{x}^* - x}} \quad (272)$$

Орташа козғаушы күш теңдеуі былай жазылады:

$$\Delta y_{op} = \frac{\bar{y}_b - \bar{y}_c}{\int_{\bar{y}_c}^{\bar{y}_b} \frac{dy}{\bar{y} - y^*}} \quad (273)$$

$$\Delta x_{op} = \frac{\bar{x}_c - \bar{x}_b}{\int_{\bar{x}_c}^{\bar{x}_c} \frac{dx}{\bar{x}^* - x}} \quad (274)$$



Сурет 10. Тепе- теңдік сызығы түзу а- сурет және қисық болғанда б-сурет орташа қозғаушы күшін анықтау.

Тепе-теңдік сызығы түзу сызық болған $y^* = mx$ дербес жағдайда процестің орташа қозғаушы күшін былай анықтауға болады:

$$\Delta y_{ор} = \frac{(\bar{y}_c - \bar{y}_b) - (y_c - y_c^*)}{\ln \frac{\bar{y}_b - \bar{y}_b^*}{\bar{y}_c - \bar{y}_c^*}} = \frac{\Delta y_T - \Delta y_K}{2.3 \lg \frac{\Delta y_T}{\Delta y_K}} \quad (275)$$

$$\Delta x_{ор} = \frac{(\bar{x}_c^* - x_c) - (x_b^* - x_b)}{\ln \frac{x_c^* - \bar{x}_c}{x_b^* - \bar{x}_b}} = \frac{\Delta x_T - \Delta x_K}{2.3 \ln \frac{\Delta y_T}{\Delta y_K}} \quad (276)$$

мұндағы, Δy_T ; Δx_T - аппараттың бір шетіндегі процестің үлкен қозғаушы күші, Δy_K ; Δx_K - аппараттың екінші шетіндегі процестің кіші қозғаушы күші.

$$\frac{\Delta y_T}{\Delta y_K} < 2 \text{ болғанда,} \\ \Delta y'_{ор} = \frac{\Delta y_T + \Delta y_K}{2} \text{ деп анықтауға болады}$$

Тасымалдау бірлігінің саны (ТБС)

267 және 272 теңдеулердің бөліміндегі интегралды тасымалдау бірлігінің саны деп атайды және былай белгілейді:

$$n_{ay} = \int_{x_b}^{x_c} \frac{dy}{y - y^*} \quad (277)$$

$$n_{ax} = \int_{x_b}^{x_c} \frac{dx}{x^* - x} \quad (278)$$

Орташа қозғаушы күш және ТБС арасына төмендегідей байланыс бар:

$$\Delta y_{op} = \frac{\bar{y}_0 - \bar{y}_c}{n_{oy}}, \quad \Delta x_{op} = \frac{\bar{x}_c - \bar{x}_0}{n_{ox}} \quad (279)$$

Орташа қозғаушы күш және ТБС арасына төмендегідей байланыс бар:

Демек: тасымалдау бірлігінің саны орташа қозғаушы күшке кері пропорционал, яғни, қозғаушы күш көбінесе тасымалдау бірлігінің саны азаяды. Бұл жерден Тасымалдау бірлігінің жалпы санын фазалардың ТБС функциясы арқылы да өрнектеуге болады:

$$1/n_{oy} = 1/n_y + 1/n_x A$$

$$1/n_{ox} = 1/n_x + A/n_y$$

Мұндағы: n_x, n_y - x, y фазалардың ТБС-лары.

$A = mGL$ масса өту процесінің факторы деп аталады. t - таралу коэффициенті, G, L - y немесе x фазаларының мөлшері, δ немесе δa интегралдарын аналитикалық жолмен есептеу мүмкін емес. Сондықтан, ТБС графикалық интегралдау тәсілімен анықталады. Ол үшін y_0 және y_c мәндері аралығында y - тің кез-келген бірнеше мәндер бойынша $1/y - y^*$ мәндері анықталады. $1/y - y^*$ және y мәндері арқылы график сызылады. Графиктегі қисық сызықтың астындағы аудан есептеліп ордината және абсцисса осьтерінің масштабтарына (M_1, M_2) көбейтіледі, яғни

Тасымалдау бірлігінің биіктігі (ТББ)

Егер масса y фазадан тасымалданып болса немесе қозғаушы күш y фазаның концентрациясы арқылы өрнектелсе, онда y - тен x - ка өткен массаның мөлшері төмендегіше анықталады:

$$M = G (y_0 - y_c) \quad (281)$$

Масса мөлшерін көлемдік масса өту коэффициенті арқылы да анықтауға болады:

$$M = K_{ya} V \Delta y_{op} = K_{ya} S H \Delta y_{op} \quad (282)$$

теңдеудердің оң жағын теңестіреміз:

$$K_{ya} S H \Delta y_{op} = G (y_0 - y_c) \quad (283)$$

Бұл жерден аппараттың жұмыс биіктігі:

$$H = G (y_0 - y_c) / K_{ya} S H \Delta y_{op} = h_{oy} n_{oy} \quad (284)$$

мұндағы $h_{oy} = G / K_{ya} S$

h_{01} - ТББ деп аталады және

$$[h_{01}] = [G/K_y a S] = [кг/с / (кг/м^2 с^{-1} / м^2)] = [M]$$
 өлшенеді.

Дәл осы сияқты x фазаның концентрациясы арқылы өрнектелсе

$$h_{0x} = L/K_x a S$$

Аппараттың жұмыс істеу кезінде бір фазадан екінші фазаға тасмалданған заттың нақты мөлшерінің ең көп тасмалдана алатын (максимал) мөлшеріне қатынасы ажыратып алу коэффициенті деп аталады және ϕ мен белгілейді.

$$\phi = G(y_b - y_c) / G(y_b - y_a) = y_b - y_c / y_b - y_a$$

мұндағы, $G(y_b - y_a)$ - y фазадан x фазаға тасмалданған заттың нақты мөлшері;

$G(y_b - y_c)$ - заттың тасмалдана алатын ең көп мөлшері;

$y_b - y_c$ - x концентрациясына сәйкес заттың тепе - теңдік концентрациясы.

Егер тепе - теңдік сызығы түзу болса, $y^* = mx$

$$\phi = y_b - y_c / y_b - mx_b$$

9.5 Масса алмасу аппараттарын есептеу

Масса алмасу аппараттарын есептеуде олардың негізгі өлшемдерін (диаметрін және биіктігін) анықтау қажет. Диаметр аппараттың өнімділігін, ал биіктік (немесе ұзындық) процестің қарқындылығын сипаттайды. Аппараттың диаметрі көлемдік мөшер теңдеуімен анықталады:

$$V_c = W_0 S \cdot t \quad (288)$$

V_c - тиісті фазаның көлемдік мөлшері кг/м

W_0 - осы фазаның аппараттың көлденең қимасындағы жылдамдық (м/с).

S - Аппараттың көлденең қимасы.

Дөңгелек қима үшін

$$S = \pi D^2 / 4 \quad (289)$$

Онда $D = \sqrt{4 V_c / \pi W_0}$

Әдетте V_c - берілген болады, ал аппараттың диаметрін анықтау үшін тиісті фазаның (газ немесе бу) жылдамдығын таңдау керек. Іс жүзінде жылдамдықты оның ең көп шекті мәнінен 20 - 50 % аз етіп қабылдайды.

Аппараттық биіктігі - фазалардың бірімен - бірі үздіксіз (насадкалы аппараттарды) және сатылы (табақшалы аппараттарда) жанасуына байланысты, масса алмасу аппараттарының биіктігі екі түрлі тәсілмен анықталады:

А) фазалары үздіксіз жанасатын аппараттардың биіктігін көлемдік масса өту коэффициенті арқылы өрнектелген теңдеулерден анықтауға болады:

$$M = K_1 a V \Delta y_{op} \quad (290)$$

$$M = K_2 a V \Delta x_{op}$$

Мұндағы, $V = a V$ - фазаның жанасу беті

Δ - фазалардың меншікті жанасу беті

V - аппараттың жұмыс көлемі

Аппараттың жұмыс көлемі $V = S H$, S - аппараттың көлденең қимасының ауданы, H - аппараттың жұмыс биіктігі 14 және 14а теңдеулерге V - мәнін қойып, аппараттың жұмыс биіктігін анықтаймыз.

$$H = M / K_1 a S \Delta y_{op} \quad (291)$$

$$H = M / K_2 a S \Delta x_{op}$$

Биіктікті есептегенде меншікті бет (a) және масса өтудің беттік коэффициенті (K_y және K_x) көбейтіндісі, көлемдік масса өту коэффициенттері ($aK_y = K_{ym}$) белгілі болулары керек. Бұл жағдайда биіктікті тасмалдау бірлігінің саны арқылы да анықтауға болады.

$$H = h \cdot n \quad (292)$$

$$H = h_{ox} \cdot n_{ox}$$

Б) фазалары сағылы жанасатын (табақшалы) аппараттардың биіктігін кейде (16), (16а) теңдеулері арқылы өрнектейді. Табақшалы аппараттардағы жылжымалы көбіктің көлемін анықтау қиын болғандықтан, масса өту коэффициенттерін табақшаның жұмыс ауданының бірлігіне δt есептейді және оны K_3 -деп белгілейміз. Фаза бойынша есептегенде K_y, K_x және K_3 арасындағы байланысты төмендегіше жазуға болады:

$$K_1 S m \Delta y_{op} = K_2 m \Delta x_{op} = K_3 F m \Delta y_{op} \quad (293)$$

немесе

$$K_1 = K_3 F m / S m$$

V_t - бір табақшадағы көбік немесе эмульсияның көлемі;

S_t - бір табақшадағы жанасу бетінің ауданы.

Табақшасы аппараттардың биіктігін нақты сатылар саны арқылы төмендегіше анықтайды:

$$H = n \cdot h \quad (294)$$

N - аппараттардың нақты сатылар немесе табақшалар саны;

H - сатылар (табақшалар) арасындағы қашықтық.

Пысықтау сұрақтары

1. **Масса алмасудың түрлері**
2. **Масса алмасудағы тейл-теңдік**
3. **Фазалық тейл-теңдік**
4. **Масса алмасудың материалдық балансы**
5. **Масса алмасудың жылдамдығы**
6. **Масса алмасудың теңдеуі**
7. **Масса алмасудағы ұқсастық**
8. **Масса өту процесі**
9. **Көлемдік масса беру**
10. **Масса өту процесінің қозғаушы күші**
11. **Орташа қозғаушы күш теңдеуі**
12. **Тасымалдау саны**
13. **Тасымалдау бірлігінің биіктігі**
14. **Ажыратып алу коэффициенті**
15. **Масса алмасу аппараттарын есептеу**

10. АБСОРБЦИЯЛЫҚ ПРОЦЕСТЕР

Газдар немесе булар мен газдар қоспаларынан бір немесе бірнеше құрастырушылардың сіңіргіш сұйықтармен сіңірілуі абсорбция деп атайды. Сіңірілетін газды абсорбтив, ал сіңіргіш сұйықты абсорбент деп атайды. Физикалық абсорбцияда абсорбтив абсорбентпен химиялық әрекеттеспейді. Егер абсорбтив абсорбентпен химиялық әрекеттессе ондай процесті хемосорбция деп атайды. Физикалық абсорбция көбінесе қайтымды процесс, яғни сіңірілген газды ерітіндіден ажырату мүмкін. Мұндай абсорбцияға кері процесс - десорбция деп аталады.

Абсорбция процесін десорбция процесімен жалғастырып өткізгенде сіңіргіш сұйық көп рет қайталап қолданылады және сіңірілген газ таза күйінде бөліп алынады. Көптеген жағдайларда абсорбент пен абсорбтив арзан және қажет емес өнім болғанда, десорбция процесін өткізу қажет болмайды. Химия өндірісінде абсорбция төмендегі мақсаттарда қолданылады:

- 1) Газ қоспаларынан қымбат бағалы құрастырушыларды ажыратып алуда. Мысалы: крекинг газдарынан немесе метанның пиролизінен ацетиленді; мұнайды өңдеу қондырғыларынан әртүрлі көмірсутектерін алуда.
- 2) Ауаға шығарылатын қалдық газдарды зиянды құрастырушылардан. Мысалы: минерал тыңайтқыш өндірісінде фтор қоспаларынан, аммиак синтездегенде азотты сутегі қоспасынан CO және CO_2 тазалауда.
- 3) Дайын өнімдер. Мысалы: SO_2 , азот оксидтерін және HCl - ды сумен сіңіру арқылы күкірт, азот және тұз қышқылдарын алуда қолданылады.

10.1 Абсорбциядағы тепе - теңдік.

Абсорбция процесінде ерітіндідегі газдың құрамы сұйықпен газдың қасиеттеріне, қысымға, температураға және газды фазаның құрамына байланысты болады. Абсорбциялы - десорбциялы процестер үшін газдар және олардың сұйықтағы ерітінділері арасындағы тепе - теңдік Генри заңымен өрнектеледі: сұйықта ерітілген газдың порциолдық қысымы (P_A) оның ерітіндідегі мольдік үлесіне (X_A) пропорционал:

$$P_A^* = EX_A$$

немесе газдың сұйықтағы мольдік үлесі:

$$X_A^* = 1/E P_A$$

P_A^* - X_A ерітіндімен тепе - теңдіктегі газдың порциолдық қысымы;

X_A^* - сіңірілетін газдың порциолдық қысымы P_A болған газды фазамен тепе - теңдіктегі ерітіндідегі газдың концентрациясы (мольдік үлесте).

E - Генри коэффициенті.

Генри коэффициентінің температураға байланысы төмендегі формуламен өрнектеледі:

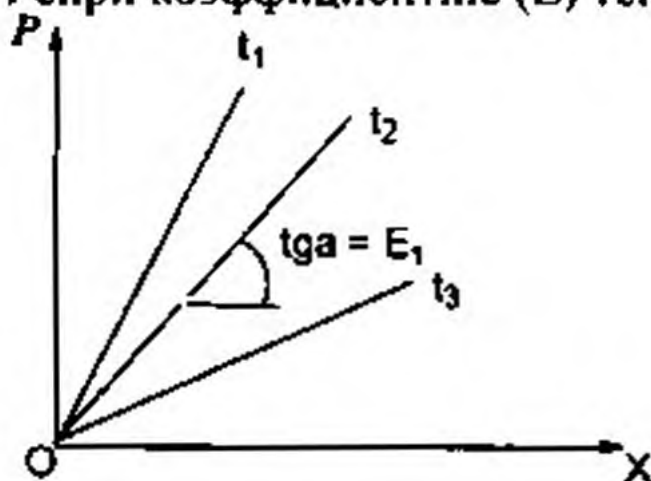
$$\ln E = -g/RT + C \quad (297)$$

G - газдың дифференциалдық еру жылуы;

R - газ тұрақтылығы;

S - газбен сіңіргіштің табиғатына байланысты тұрақтылық.

Идеал ерітінділер үшін $P - X$ диаграммада тепе - теңдік концентрациялардың қысымға байланысы түзу сызықтармен өрнектеледі. Бұл түзу сызықтардың көлбеу бұрышының тангенсі ($\text{tg} \alpha$) Генри коэффициентіне (E) тең.



11- сурет. $P - X$ диаграммада тепе - теңдік концентрациялары

Суреттен және (2) теңдеуден температура көбейген сайын Генри коэффициентінің мәні артады және газдың сұйықтағы ерігіштігі азаяды.

Егер сіңірілетін A құрастырушының газ қоспасындағы мольдік үлесі Y_A - деп белгілеп, жүйедегі жалпы қысымы P - болса, онда Дальтон заңы бойынша, порциалдық қысым (P_A) мынаған тең болады:

$$P_A = Y_A P \quad (298)$$

Бұл мәнді (298) теңдеуге қойсақ

$$Y_A^* = E/P^* X_A$$

$E/P = \tau$ - таралу коэффициенті деп аталады, онда

Генри заңын төмендегіше жазуға болады:

$$Y_A^* = \tau X_A \quad (299)$$

Бұл заңды сұйық температурасынан аумалы температуралары жоғары болған газдардың ерітінділері үшін және тек идеалды ерітінділер үшін қолданылады.

Бұл заңға бағынбайтын жүйелер үшін (5) - теңдеулердегі τ -коэффициенті айнымалы болады және тепе - теңдік сызығы қисық сызық болады. Жоғары қысымда ($P > 10$ атм) газ және сұйық арасындағы тепе - теңдік Генри заңына бағынбайды.

Фазалар құрамы абсолютті емес, салыстырмалы концентрацияда өрнектелсе, онда Генри заңы басқаша жазылады:

$$Y^* / (1+Y^*) = \tau X / (1+X);$$

Пропорция қасиетіне негізделіп $Y^* = \tau X / (1+(1-\tau)X)$

Өте сұйықталған ерітінділер үшін $(1-\tau)X = 0$ деп қабылдауға болады.

Онда $Y^* = \tau X$

Абсорбция материалдық баланс теңдеуі былай жазылады.

$$G(Y_0 - Y_1) = L(X_1 - X_0) \quad (301)$$

G - инертті газ мөлшері

y_0, y_1 - абсорбтивтің газ кесінісіндегі бастапқы және соңғы концентрациясы

L - абсорбент шығыны.

x_0, x_1 - абсорбтивтің абсорбенттегі бастапқы және соңғы концентрациялары.

Абсорбенттің жалпы шығыны :

$$L = G(y_0 - y_1) / (x_1 - x_0) \quad (302)$$

Ол, оның меншікті шығыны :

$$l = L/G = (y_0 - y_1) / (x_1 - x_0) \quad (303)$$

Бұл теңдеуді былай жазуға болады :

$$(y_0 - y_1) = L(x_1 - x_0) \quad (304)$$

Физикалық абсорбция процесінің жылдамдығы масса алмасудың негізгі теңдеуімен сипатталады.

$$M = K_y F \Delta P_{\text{доп}} \quad (305)$$

$$M = K_x F \Delta P_{\text{хор}}$$

Бұл теңдеулердегі K_y, K_x масса өту коэффициенттері мына теңдеулермен анықталады:

$$K_y = \frac{1}{1/P_c + m/r_c}$$

немесе

$$K_y = \frac{1}{1/\mu_c + 1/mr_c} \quad (306)$$

V_g - газ ағынынан фазалардың жанасу бетіне масса беру коэффициенті v_c - фазалардың жанасу бетінен сұйық ағынына масса беру коэффициенті; 305 - теңдеудегі газдың фазаның мольдік концентрацияларын жалпы қысым үлесіндегі берілген газдың парциалдық қысымымен алмастыруға болады. Онда

$$M = K_p F \Delta P_{\text{доп}} \quad (307)$$

$\Delta P_{\text{доп}}$ - қысым өлшемімен берілген процестің қозғаушы күші;

K_p - сіңірілетін газдың парциалдық қысымымен өрнектелген қозғаушы күш бірлігіндегі масса өту коэффициенті.

$$\Delta P_{\text{доп}} = \frac{\Delta P_y - \Delta P_x}{2.31g \frac{\Delta P_y}{\Delta P_k}} \quad (308)$$

Мұндағы $\Delta P_y = P_b - P_c^*$ және $\Delta P_k = P_c - P_b^*$

- абсорбциалы

аппараттын шеттеріндегі қозғаушы күш;

P_b, P_c - газдың аппаратқа кірген және шыққан кездегі парциалдық қысымдары;

P_c^* , P_b^* - газдың аппаратқа кірген және шыққан тепе - теңдік порциалдық қысымдары.

Егер порциалдық қысым жалпы қысым үлесімен өрнектелсе онда K_p және K_y - тің сандық мәндері бір - біріне тең болады. Егер порциалдық қысымдар жалпы қысым үлесімен өрнектелсе, онда

$$K_p = P \cdot K_y \quad . \quad (309)$$

10.4 Абсорбциялық аппараттар

Абсорбциялық процестерді жүзеге асыратын аппараттарды *абсорберлер* деп аталады. Абсорбция процесі фазалардың жанасу бетінде өтетін болғандықтан, абсорберлердегі сұйықпен газдың арасындағы жанасу беті үлкен болуы керек. Осы беттің түзілу тәсілдеріне байланысты абсорберлерді шартты түрде төмендегі түрлерге бөлуге болады:

- 1) бетті және қабықшалы;
- 2) насадкасы;
- 3) барботажды (табакшалы);
- 4) шашыратпалы.

Бетті абсорберлер - жақсы еритін газдарды. Мысалы: HCl - ды сумен сіңіруде қолданылады. Мұндай аппараттарда қозғалмайтын немесе өте жай қозғалатын сұйық бетінен газ өтеді. Абсорберде газбен сұйықтың жанасу беті аз болғандықтан, бірнеше аппарат тізбектеліп жалғанады да, газбен сұйық бір - біріне қарама - қарсы бағытты ағында өтеді.

Сұйық бір аппараттан екінші аппаратқа өздігінен ағуы үшін кейінгі аппараттар бұрынғысынан төмендеу орналасады. Абсорбция процесіндегі жылуды бөліп алу үшін аппараттың ішіне сумен суытылатын ирек құбыр орнатады.

Бетті абсорберлер үлкен және олардың тиімділігі аз, сондықтан кем қолданылады. Қабықшалы абсорберлер - бетті абсорберлерге қарағанда тиімділеу және ықшамды. Бұл аппараттың төмендегі түрлері болады:

- 1) құбырлы;
- 2) жазық параллель насадкалы;
- 3) сұйық қабықша жоғары өрлеп қозғалатын.

Құбырлы абсорберлер - құрылымы бойынша тік қаптама - құбырлы жылу алмастырғыштарға ұқсас. Абсорбент жоғарғы құбыр торынан беріліп, құбырларға таралады да, олардың ішкі бетімен жұқа қабықша күйінде төмен қарай ағады. Газ құбырлармен төменнен жоғары қарай қабықша бағытына қарсы өтеді. Құбырлар арасындағы кеңістік бойынша суытатын су немесе сұйық өтеді.

Жазық параллель насадкалы абсорбер - әртүрлі материалдардан (металл, пластмасса немесе тағы басқа) жасалған тік тімсемелерден немесе қатты керілген маталардан құралады. Абсорбердің жоғары жағынан насадканың екі жағын біркелкі сұйық қабықшасымен қамтамасыз ететін сұйықтандыратын таратушы құрылғы орналастырылған.

Насадкалы абсорберлер

Әртүрлі пішінді қатты денелермен - насадкалармен толтырылған тік колоннасы абсорберлердің құрылымы қарапайым болғандықтан өндірісте кеңінен қолданылады.

Насадкалы колонналарда насадкалар газ және сұйық өтетін таяныш торларға орнатылады. Колоннаның жоғары жағынан арнаулы таратушы арқылы сұйық шапшыратылып беріледі де, насадкалы денелердің бетін сұйықтандырып, төмен қарай ағады. Насадканың барлық биіктігі бойынша колонна қимасындағы сұйық бірдей таралмайды. Осының нәтижесінен насадкалар беті жақсы сұйықтанбайды. Диаметрі үлкен колонналардағы насадкалардың жақсы сұйықтануы үшін олардың биіктігі 2-3м секциялармен орналастырылады. Әр секцияның астына сұйықты қайта таратушылар орнатады. Газдың үлкен жылдамдықтарда насадка көтеріп кетпеу үшін тор қойылады. Насадкалар тиімді жұмыс істеу үшін төмендегі талаптарды қанағаттандырулары тиіс.

- 1) көлем бірлігіндегі беті көп;
- 2) сұйықпен жақсы сұйықтануы (дымқылдануы);
- 3) газ ағынына гидравликалық кедергісі аз;
- 4) сұйықты біркелкі таратуы;
- 5) сұйықтың және газдың химиялық әрекетіне берік;
- 6) меншікті салмағы аз;
- 7) механикалық беріктігі жоғары;
- 8) арзан;

Өндірісте пішіндері мен өлшемдері әртүрлі насадкалар қолданылады. Насадкалар әртүрлі материалдардан (керомика, фарфор, шыны, болат, графит) жасатыналы. Насадка ретінде колоннаға ретсіз салынған немесе кварцтың түйіршіктерінен де пайдаланылады. Көбінесе өндірісте биіктігі диаметріне тең жұқа қабырғалы керамикалық сақиналар (Рошиг сақинасы) қолданылады. Мұндай насадкалардың өлшемі 15-150 мм аралығында болады. Кіші өлшемді ($d < 75\text{мм}$) насадкалар колоннаға ретсіз салынады. Үлкен өлшемді насадкалар ретті орналастырылады. Реттік салынған насадкалардың ретсіз салынғанға қарағанда артықшылықтары бар: гидравликалық кедергісі аз, газдың жылдамдығы көп. Соңғы жылдары өнеркәсіпте торлы, ер тәрізді және сақиналы насадкалар кеңінен пайдалануда.

Насадкаларды Рашиг сақиналы насадкалармен салыстыру.

Насадка түрлері	өнімділігі	тнімділігі	Бір теориялық табақшаның кедергісі
Рашиг сақинасы $\delta = 25\text{мм}$	1 1,4-1,5	1 1-1,25	1 0,7-0,75
Палль сақинасы $\delta = 25\text{мм}$	1,1-1,25 1,2-1,4	1,1 1,3	0,6-0,7 0,45-0,5
Берль ерітіндісі	1	2,5-2,6	0,3
Инталлокс ерітіндісі	3-3,5	0,4	0,3-1
Барол сақинасы $\delta = 12,7\text{мм}$	1,15-1,2 2	3,5 1,5	0,13 0,5
Спрейпак			
Гуднау			
Зульцер			

Барботажды (табақшалы) абсорберлер

Бұл абсорберлер тік колонна ішіне бір - бірінен белгілі қашықтықта орналасқан горизонталь бөгеттер - табақшалардан құралған болады. Табақшалар жәрдемімен фазалардың бағытты қозғалысы нәтижесінде сұйық пен газ көп рет жанасады.

Табақшадан табақшаға сұйықтың құйылу тәсіліне қарай абсорберлер: құйылу құрылғысы бар және құйылу құрылғысы жоқ болып бөлінеді.

Құйылу құрылғысы бар табақшалы колонналарда сұйық бір табақшадан екінші табақшаға құйылушы құбыр немесе арнаулы құрылғы арқылы құйылады. Мұнда құбырдың төменгі жағы төменгі табақшадағы стаканға батырылып, гидравликалық қақпа міндетін атқарады.

Суретте тор тесікті табақшалы колоннаның жұмыс істеу принципі көрсетілген. Сұйық жоғарғы табақшаға беріледі де, табақшадан табақшаға құйылу құрылғы арқылы құйылып, колоннаның төменгі жағынан кіріп, әр табақшаның тесіктері арқылы жоғарыдан шығарылады. Бұл кезде газ табақша бетіндегі сұйық қабатынан көпіршік түрінде өтеді. Бұл кезде табақшада көбік қабаты пайда болады немесе масса алмасу процесі негізінен осы қабатта өтеді. Құйылу құрылғылары бар табақшаларға төменгілер жатады: тор тесікті, қалпақшалы, клопонды және пластиналы.

Газдың жылдамдығы мен сұйықтың мөлшеріне байланысты борботажды табақшалардың үш түрлі гидродинамикалық режимі болады:

1. көпіршікті,
2. көбікті
3. ағынды немесе инжекциялы.

Көпіршікті - режимде сұйық қабатынан газ аз жылдамдықта жекеленген көпіршіктер ретінде өтеді. Мұндай режимде жұмыс істейтін табақша бетіндегі жанасу беті аз болады.

Көбікті - режимде газдың мөлшері артқан кезде жеке көпіршіктер бір - бірімен қосылып, біртұтас ағын пайда болады. Бұл кезде табақшада газ бен сұйықтың дисперсті жүйесі - көбік пайда болады. Көбікті режимде фазалардың жанасу бетінің шамасы ең көп болады.

Ағынды немесе инъекциялы режимде газдың жылдамдығы одан әрі асқан сайын газ ағындарының ұзындығы үлкейіп, олар барботаж бетіне шығады. Бұл кезде көп мөлшерде ірі тамшылар пайда болады. Бұл жағдайда фазалардың жанасу беті бірден азаяды.

Тор тесікті табақшалар - Мұндай колонналарда тік цилиндр корпус ішіне горизонталды табақшалар орнатылады. Табақшаның барлық беті $2^{\circ} 8$ мм диаметрмен бұрыланып тесілген болады.

Газ табақша тесіктерінен майда көпіршіктер түрінде өтіп сұйықта таралады. Тор тесікті табақшалардың құрылымы қарапайым, орнатуы және жөндеуі оңай, гидравликалық кедергісі төмен болады. Тор тесікті табақшалардың тесіктері ластанған сұйықтармен жұмыс істегенде тұнбалармен тез бітеліп қалу мүмкін. Қапшақты табақшаларды - ластанған сұйықтармен жұмыс істегенде қолдануға болады. Қапшақты табақшалар бетіндегі көбік пен тамшылардың пайда болуы қарқындылығы газдың жылдамдығына және қапшақшаның сұйыққа батырылу тереңдігіне байланысты болады.

Диаметр бойынша құйылатын табақшада күйілді құрылғысы селінт тәрізді тесік болады. Қапшақты қапшақша жиі қолданылады. Қапшақты табақшалы газ бен сұйық мөлшерінің көп өзгеруінде пайдалануға болады. Кемшіліктері: құрылымы күрделі, гидравликалық кедергісі үлкен, тазалау қиын, қымбат.

Клапанды табақшалар - газ жылдамдығы тез өзгеретін жағдайда кеңінен қолданылады. Дөңгелек клапанды табақшалардың тесіктерінің диаметрі 8-35мм, ал клапанның диаметрі 50мм болады. Клапанның көтерілу биіктігі 6-8мм болып, тосқауыл биіктігімен анықталады.

Пластинка - табақшалар басқа табақшаларға қарағанда айырмашылығы - фазалардың бір бағыты қозғалысында, яғни әр табақша бір ағынды принципте жұмыс істейтіндігінде.

Пластиналар арасындағы қуыстан үлкен жылдамдықта 20/40м/с шыққан газ ағыны сұйықты майда тамшыларға бөліп, келесі қуысқа береді. Бұл табақшаларда сұйық диспереті, ал газ бір тұтас фаза болады да, фазалар тамшыларбетінде жанасады.

Пластиналытабақшалардың артықшылықтарыгидравликалық кедергісі аз; ластанған сұйықтармен жұмыс істеуге болады;табақшаны жасауға аз металл шығыналады. Кемшіліктері: сұйықтың аз мөлшерінде тиімділік азаяды, жылуды беру немесе алу қиын.

Құйылатын құрылғылары жоқ табақшалар құйылатын құрылғысы болмағандықтан құрылымы қарапайым. Бір тесіктен газ да сұйықта өтеді. Сұйықтың тесіктен құлап ағуына байланысты мұндай табақшаларды құлап ағатын деп атайды да мынадай түрлері болады:

- 1) тесікті құлап ағатын табақшалар
- 2) торлы немесе саңылаулы құлап ағатын табақшалар
- 3) құбырлы құлап ағатын табақшалар
- 4) толқынды немесе толқыма бүктемелі табақшалар

Барботажды абсорберлердің артықшылықтары:

- 1) жылулы шығару мүмкіндігі;
- 2) ластанған сұйықтарды қолдануға болады;
- 3) газ және сұйық мөлшерінің үлкен аралықта өзгергенінде жақсы жұмыс істеуі.

Кемшіліктері: құрылымдары күрделі; гидравликалық кедергісі жоғары.

Шашыратпалы абсорберлер

Абсорбердің мұндай түрлерінде фазалар шашыратып берілген сұйықтың өте майда тамшылар бетінде жанасады. Бұл абсорберлер тік калонналы болады, жоғары жағынан сұйықтық шашыратылады да, ая таллиннен жоғары қарай газ қозғалады. Мұндай абсорберлер көбінесе жақсы еритін газдар үшін қолданылады. Сұйықтарды шашырату үшін механикалық, пневматикалық және ортадан тепкіш шашыратқыштар қолданылады.

Артықша қысымы 2- 200 атмосфера. Механикалық шашыратқыштар арқылы өте майда тамшылар алуға болады. Пневматикалық шашыратқыштар артықша қысым 5атмосфераға дейін сығылған ауа немесе бу әсерімен жұмыс істейді. Ортадан тепкіш шашыратқыштар өте үлкен жылдамдықта айналатын турбина немесе дискіден құралған болады. Тегеріштер (дискілер) суспензия және ластанған сұйықтарды шашыратуға қолданады.

Артықшылығы: құрылымы қарапайым, гидравликалық кедергісі төмен, тазалау және жөндеу оңай; ластанған газдармен жұмыс істеу мүмкін. Кемшіліктері: тиімділігі төмен, сұйықты шашырату үшін едәуір энергия шығындалады; газбен сұйықтың ілесіп кетуіне байланысты газдың жылдамдығы шектелген; сұйық мөлшері көп.

Десорбция.

Абсорбенттен сіңірілген газды ажыратып алу, яғни десорбция төмендегі мақсаттар үшін қолданылады.

9) газды таза күйінде алу үшін

10) абсорбентті қайтадан пайдалану үшін регенерациялауда

Десорбцияның үш түрлі тәсілі бар.

1) Инертті газ немесе су буының ағынында.

2) Абсорбенттен жылу беру арқылы.

3) Абсорбент бетіндегі қысымды төмендету арқылы.

Инертті газ немесе су буының ағынында десорбция процесін жүргізгенде, газдың ерітіндіде бетіндегі парциалдық қысымы инертті газдағыдан жоғары болғандықтан, газ ерітіндіден газ немесе су буының ағынына қарай өтеді. Бұл процесс нағадкалы немесе табақшалы калонналарда өткізіледі. Инертті газ ретінде көбінесе ауа қолданылады.

Абсорбенттен жылу беру арқылы десорбция процесін жүргізгенде, суда ерімейтін газдарды десорбциялау үшін су буы қолданылады. Ажыратылған газбен су буының қоспасы калоннадан шығарылып конденсаторға беріледі. Мұнда су буы конденсацияланып, ажыратылған газ таза күйінде алынады. Тұйық бу арқылы жылу бергенде ерітіндіден газбен бірге еріткіште буланады. Пайда болған бұл бу қоспасы ректификация арқылы ажыратылады. Абсорбент бетіндегі қысымды төмендету арқылы, егер абсорбция атмосфералық қысымнан жоғары қысымда өткізілсе, онда десорбцияны атмосфералық қысымға дейін төмендетіп өткізеді. Ал егер асорбция атмосфералық қысымда өткізілсе, онда десорбция процесі вакуумда өткізіліп, ажыратылған газ вакуум насоспен сорылады.

Пысықтау сұрақтары

1. Абсорбция дегеніміз не?
2. Абсорбциядағы тепе-теңдік
3. Материалдық баланс
4. Процестің жылдамдығы
5. Абсорбциялық аппараттардың түрлері
6. Табақшалы абсорберлер
7. Десорбция құбылысы

11. СҰЙЫҚТАРДЫ АЙДАУ.

Екі немесе одан көп құрастырушылардан құралған біртекті сұйық қоспаларды ажыратуда жиі қолданылатын тәсілдердің бірі айдау процесі болып табылады. Егер бастапқы қоспа қайнау температуралары әртүрлі екі құрастырушыдан құралса (яғни бинарлы қоспалар) онда буланған кезде төмен температурада қайнайтын құрастырушы (ТҚ) бұға айналады, ал жоғары температурада қайнайтын құрастырушы (ЖҚ) сұйық күйінде қалады. Пайда болған буды конденсациялағанда, дистиллят деп аталатын сұйықты алады. Буланбай қалған сұйық бөлігін қалдық деп атайды.

Сонымен, айдау нәтижесінде төмен температурада қайнайтын құрастырушы дистиллятқа, ал ЖҚ қалдыққа өтеді. Бұл процесті жай айдау деп атайды. Жайайдауда қоспа құрастырушыларын толық ажыратып, оларды таза күйінде алу мүмкін емес. Құрастырушының екеуінде ұшқыш, яғни екеуінде әртүрлі дәрежеде бұға айналады. Сондықтан, пайда болған бұ таза төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралмайды. Төмен температурада қайнайтын құрастырушының ұшқыштық дәрежесінің жоғарылығынан ЖҚ ға қарағанда көп дәрежеде буланады, яғни пайда болған будағы оның мөлшері бастапқы қоспадағы мөлшеріне қарағанда көп болады. Сонымен бастапқы қоспадағы мөлшеріне қарағанда дистилляттағы төмен температурада қайнайтын құрастырушының, ал қалдықтағы жоғары температурада қайнайтын құрастырушының мөлшері көп болады. Буландырудағы ерітіндінің бір құрастырушысы (еріген зат) ұшқыш емес те, тек ұшқыш құрастырушы (еріткіш) ғана бұға айналады.

Сұйық қоспаны құрастырушыларға толық ажырату үшін айдаудың күрделілеу тәсілі - ректификация қолданылады. Ректификация процесі қоспаны буландырганда пайда болған будың, оны конденсациялағанда пайда болған сұйықпен көп рет жанасу нәтижесіндегі масса алмасуына негізделген. Бұл процесс колонналы аппараттарда өткізіледі. Сұйық фазадан төмен температурада қайнайтын құрастырушы бұға өтеді, ал бұ фазадан жоғары температурада қайнайтын құрастырушы сұйыққа өтеді. Сонымен, колоннадағы жоғары көтерілетін бұ төмен температурада қайнайтын құрастырушымен, ал төмен қарай ағатын сұйық жоғары температурада қайнайтын құрастырушымен байытылады. Колоннаның жоғарғы жағынан шығатын бұ негізінен төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған болады. Бұл су бөлек аппаратта конденсацияланып екі бөлікке бөлінеді. Бір бөлігі дистиллят немесе ректификат деп аталады. Екінші бөлігі флегма деп аталады да, ол аппаратқа қайтадан беріледі. Флегма негізінен төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған болады да, колоннадан жоғары қарай көтерілетін бұмен жанасады. Колоннаның төменгі жағындағы, негізінен жоғары температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған сұйық кубтық қалдық деп аталады.

Қазіргі кезде химиялық технологияның көптеген салаларында ректификация тәсілі кеңінен қолданылады.

Сұйық - бұ жүйедегі тепе-теңдік екі фаза.

Екі фазадан құралған бинарлы қоспаларды қарастырамыз. Бинарлы қоспа А төменгі температурада қайнайтын құрастырушы және В жоғары температурада

қайнаптын құрастырушыдан тұрады. Егер идеалды бинарлы қоспа жабық көлемде қайнаған күйінде ұзақ уақыт тұрса, онда бу және сұйықтан құралған жүйе тепе-теңдікте болады.

Тепе-теңдік жағдайда құрастырушылардың бір фазадан екінші фазаға өту жылдамдықтары бірдей және будың құрамы сұйықтың құрамынан өзгеше болады.

Идеалды қоспалар Рауль және Дальтон заңдарына бағынады. Ол бойынша әрбір құрастырушының (қоспа үстіндегі парциалды қысымы, мысалы төмен температурада қайнайтын А құрастырушының қысқаша ГҚ), p_A таза құрастырушы үстіндегі оның бу қысымы мен оның сұйық қоспадағы мольдік үлесінің $x_A = x$ көбейтіндісіне тең.

$$p_A = P_A \cdot x \quad (310)$$

$$P_B = P_B(1-x) \quad (311)$$

Мұнда p_A , p_B - А және В құрастырушылардың парциалдық қысымдары;

x , $(1-x)$ - А және В құрастырушылардың сұйық қоспадағы мольдік үлестері.

Сонымен бірге, Дальтон заңы бойынша жүйедегі құрастырушылардың парциалдық қысымдары.

$$P_A = P \cdot x \text{ және } P_B = P(1-x) \quad (312)$$

Мұнда, P - жүйедегі жалпы қысым;

y , $(y-1)$ - А және В құрастырушылардың бу қоспадағы мольдік үлестері.

Қалыптасқан тепе-теңдік үшін

$$P_A(1-x) = P(1-y) \quad (313)$$

Бұдан

$$y = \frac{P_A}{P} \cdot x \quad (314)$$

Әдетте ректификация процесін изобарлы жағдайларда жүргізеді. Дальтон заңы бойынша жүйенің жалпы қысымы парциалдық қысымдар сомасына тең, яғни

$$P = P_A \cdot x + P_B(1-x) = P_B + (P_A - P_B) \cdot x \quad (315)$$

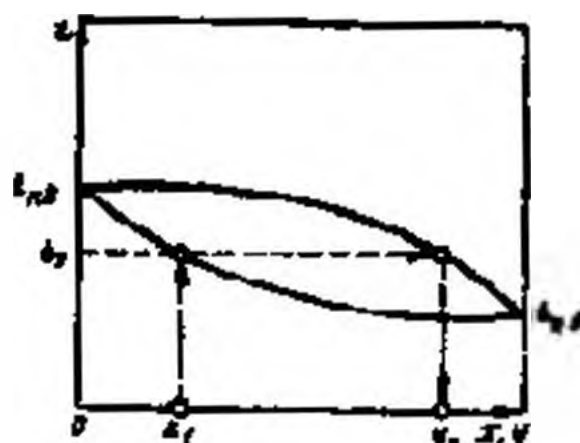
$$x = \frac{P - P_B}{P_A - P_B} \quad (316)$$

Қайнау температуралар T_K және T_{KB} шектерінде, P_A және P_B мәндері белгілі жағдайда (3.6) теңдеуі бойынша x мәнін, ал (3.5) өрнек бойынша y мәнін табуға болады.

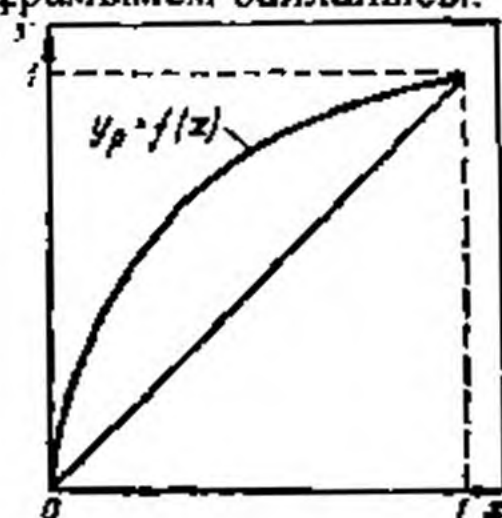
Фазалар ережесі бойынша бинарлы қоспаның еркіндік дәрежесі $C=2$.

Демек, тепе-теңдік байланысты, екі айнымалы шамаларды (P мен x , T мен x , P мен T , T пен y) пайдаланып, қарауға болады. $P = \text{const}$ болса, онда тепе-теңдік байланысты $T - x$ немесе $y - x$ координаталарында қарауға болады. Температураларды біліп және x пен

у мәндерін есептеп тауып, жүйедегі тепе - теңдікті сипаттайтын диаграмма саламыз. i - y және i - x диаграммаларын біріктіруге болады.



12- сурет. Тепе-теңдік жағдайда бу - сұйық жүйенің температурасының фазалар құрамымен байланысы.



13 - сурет. Тепе-теңдікті құрамдар диаграммасы

Диаграммадағы төменгі сызық сұйық қоспанын қайнау температурасын, жоғарғы сызық - бу фазаның конденсациялау температурасын көрсетеді. Бұл диаграмма жәрдеммен сұйық фазаның құрамы (x) бойынша онымен тепе- теңдіктегі будың құрамын (y^*) және жүйенің температурасын (i_x) анықтауға болады.

Ректификация процесін талдау үшін i - x, y диаграммасының негізінде салынған y^* диаграммасы (12 сур.) қолайлы Тепе-теңдік сызығы $y^* = f(x)$ төмендегі теңдеумен өрнектеледі.

$$y = \frac{P_A \cdot x}{P} = \frac{P_A \cdot x}{P_A \cdot x + P_B(1-x)} = \frac{P_A \cdot x}{P_B + (P_A - P_B)x} \quad (317)$$

Егер қатынас $\frac{P_A}{P_B} = \alpha$ мәнін енгізсек, α құрастырушының салыстырма үшқыштығы деп аталатын, онда

$$y = \frac{\alpha \cdot x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (318)$$

Идеалды қоспа бірнеше құрастырушылардан тұратын жағдайда, тепе-теңдікті концентрацияларды байланыстырушы теңдеулер жоғарыдағы сияқты алынады.

$$y_j = \frac{\alpha_j \cdot x_j}{\sum_{i=1}^n P_i \cdot x_i} \quad (319)$$

Мұнда i, j - құрастырушылар нөмірлері, n - құрастырушылар саны. Іс жүзінде қоспалардың көп бөлігі идеалды болмайды. Реалды (нақты) сұйық қоспалар араласу жылуымен араласқанда көлемі өзгерумен және т.б. сипатталады; нақты бу фазасы жоғары қысымдарда идеалды газдарға ұқсамайды, бу фазасының молекулаларының өзара әрекеттесу күштерін есепке алу керек, оларды жеке көлемін және т.б.

Егер бу және сұйық фазалар идеалды емес жағдайда, тепе -теңдік концентрациялар арасындағы байланысты мына түрде жазуға болады:

$$y_i P_{\text{бу}} = \gamma_i x_i a_i \quad (320)$$

Мұнда, γ_i - бу фазаның идеалды еместігіне түзеткіш; y_i - сұйық фазаның идеалды еместігіне түзеткіш.

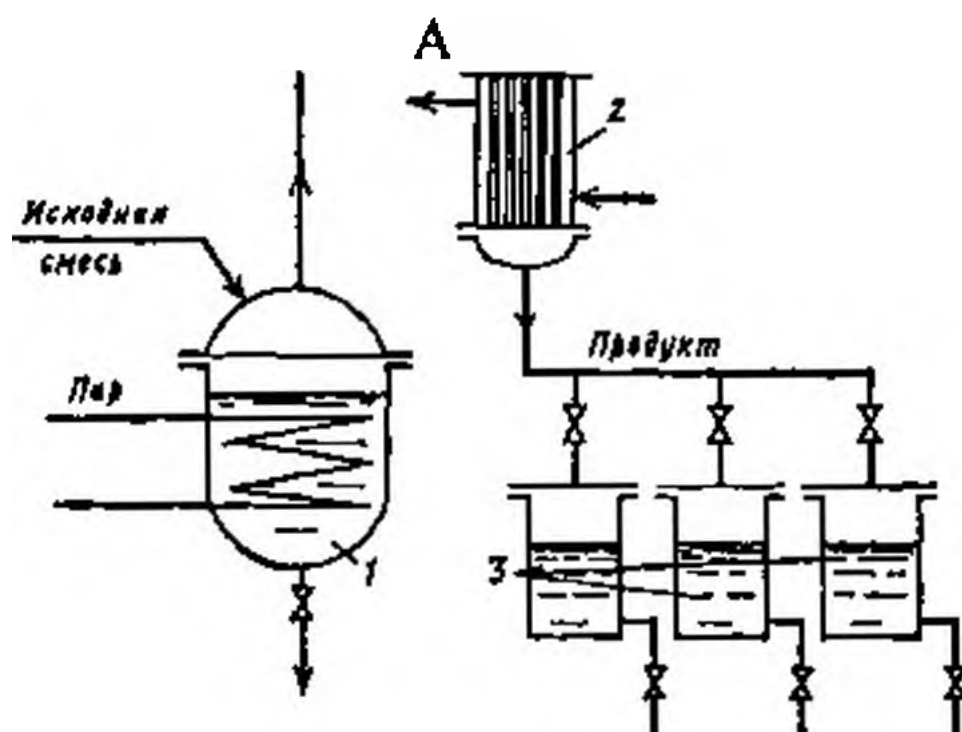
Газа құрастырушының қаныққан буы қысымы орнына активтік a_i енгізіледі, ол температура мен қысымның функциясы.

Нақты қоспалар Рауль заңымен сипатталмайды. Олардың Рауль заңына ауытқуы оң және теріс болуы мүмкін. Оң ауытқуында нақты қоспа бетіндегі жалпы қысым мен идеал қоспа бетіндегі жалпы қысымның айырмасы нольден көп, ал теріс ауытқуында нольден аз болады.

Үлкен ауытқуларда толық қысымның сызығының ең көп және ең кіші мәндері болады. Мұндай қоспалар *Конвалюятың 2-ші заңымен* сипатталады: Бұдың жалпы қысымының ең үлкен мәніне сәйкес ең кіші қайнау температура, ал ең кіші мәнге ең үлкен қайнау температура сәйкес келеді.

11.1. Айдаудың түрлері

Жай айдау кондырғысы жейделі ысытқышы бар айдағыш куб, бетті конденсатор және жинағыштан құралған. Айдауды айдайтын кубтың ішіндегі сұйықтың біртіндеп булануы арқылы жүргізіледі. Айдаудың бастапқы кезінде дистилляттың құрамында негізінен төмен температурада қайнайтын құрастырушы болады да, ол жинағышка беріледі. Уақыт өте келе біртіндеп кубтағы төмен температурада қайнайтын құрастырушының мәні азаяды, соның салдарынан дистилляттағы төмен температурада қайнайтын құрастырушының да мәні азаяды. Бұл оларды бөлек жинатқыштарға жіберумен, әртүрлі құрамды бірнеше дистиллят фракциясын алуға мүмкіндік береді. Қоспаны бірнеше фракцияға ажырататын бұл тәсіл фракциялық айдау деп аталады.



14- сурет. Фракциялық жай айдау кондырғысы.

Жай айдау процесінің материалдық балансы үшін, уақыттың кез-келген кезде аппараттағы сұйық мөлшері b , ал құрамы x (төмен температурада қайнайтын құрастырушы бойынша). Шексіз аз уақыт ішінде сұйық мөлшері және оның құрамы өзгереді. Оларды сәйкес $(b - \Delta b)$ және $(x - \Delta x)$ делік бұл кезде сұйықпен тепе-теңдіктегі және концентрациясы y болатын Δb мөлшерлі бу пайда болады. Онда төмен температурада қайнайтын құрастырушы бойынша материалдық баланс теңдеуі былай өрнектеледі:

$$Lx = (L - \Delta L)(x - \Delta x) - \Delta L \cdot y \quad (321)$$

Жақшаларды ашып, шексіз шама $L \cdot Lx$ көбейтіндісін есепке алмай, теңдеуді былай жазуымызға болады:

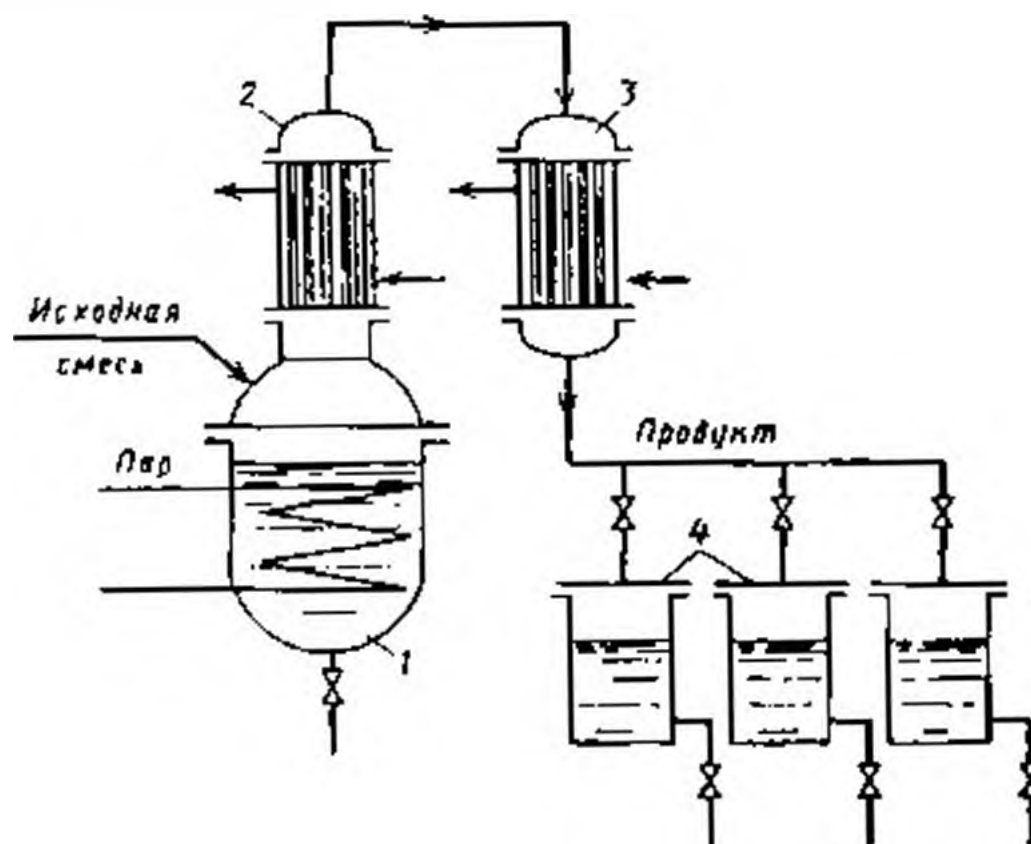
$$L\Delta x = (y - x)\Delta L \quad (322)$$

немесе

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y-x}$$

(323)

Жай айдауды есептеуде берілген кубтық қалдықтың концентрациясын алу үшін қажет болатын қоспа мөлшерін анықтайды. Құрастырушыларды ажырату дәрежесін көбейту үшін дефлегмациялық жай айдау қондырғысы қолданылады.



15- сурет. Дефлегмациямен жай айдау қондырғысы.

Кубтан шыққан бу дефлегматорға барып, онда жоғары температурада қайнайтын құрастырушымен конденсацияланады. Дефлегматор қаптама кубырлы жылу алмастырғыш ролін атқарып, кубырлар арасындағы кеңістікке суытатын су, ал кубыр ішіне кубтан шыққан бу беріледі. Конденсат дефлегматордан кубқа қайта беріліп, көп рет буланады.

Су буымен айдау

Жоғары температурада қайнайтын суда ерімейтін қоспаларды су буымен ажыратады. Ажыратылатын қоспаның қайнау температурасын қосымша құрастырушы - тасымалдағыш енгізу арқылы төмендетуге болады. Егер бастапқы қоспаның құрастырушылары суда ерімесе, онда қосымша құрастырушы ретінде суды қолданады, оны кубқа өткір бу түрінде береді.

Су буымен айдаған кезде қоспаның қайнау температурасы осы берілген қысымдағы судың қайнау температурасынан төмен болуы керек. Кейде айдауда су буының орнына инертті газдарды, мысалы, азот, көміртегі диоксиді ж.т.б. пайдаланады. Инертті газ ағынында айдау су буымен айдауға караганда ажыратылатын қоспаның қайнау температурасын едәуір төмендетуге мүмкіндік тудырады.

Молекулалық айдау.

Молекулалық айдау процесі жоғары температураларда қайнайтын және термиялық беріктігі жоқ құрастырушыларды ажырату үшін қолданылады. Бұл

процесс терең вакуумда (0,01-0,001 мм сн. бағ.) жүргізіледі және арнайы қондырғылар қолданылады.

Терең вакуумда молекулалар өзара тартылыс күшін жеңеді, бір-бірімен соқтығысу саны азаяды және соқтығысу арасындағы еркін жүру ұзындығы артады.

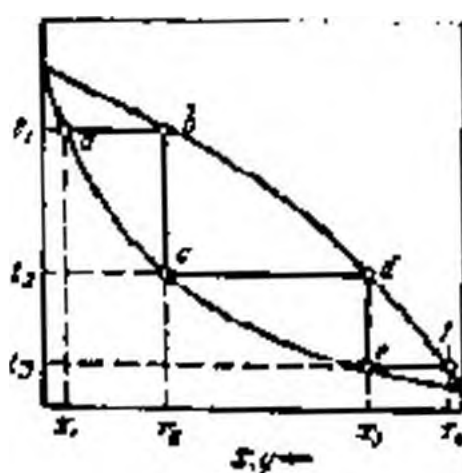
Егер булану және конденсациялану беттерінің ара қашықтықтары молекулалардың еркін жүру ұзындығынан аз болса, онда булану бетінен бөлініп шыққан төмен температурада қайнайтын құрастырушының молекулалары тікелей конденсациялану бетінде конденсацияланады. Молекулалық айдауды өте қымбат құрастырушыларды алуда және қоспаларды зиянды заттардан тазалағанда қолданады.

Пысықтау сұрақтары.

1. Сұйықты айдауды қолдану әдістері
2. Сұйық-бу жүйесіндегі тепе-теңдік
3. Айдаудың түрлері
4. Жай айдау
5. Су буымен айдау
6. Молекулалық айдау

12. РЕКТИФИКАЦИЯ ӘДІСІ

Сұйық қоспаны құрастырушыларға толық ажырату үшін - ректификация процесі қолданылады. Ректификация процесі қоспаны буландырғанда пайда болған будың, оны конденсациялағанда пайда болған сұйықпен көп рет жанасу нәтижесіндегі масса аимасуына негізделген. Бұл процесс колонналы аппараттарда өткізіледі. Сұйық фазадан ТҚ бұға өтеді, ал бу фазадан ЖҚ сұйыққа өтеді. Сонымен, колоннадағы жоғары көтерілетін бу ТҚ-мен, ал төмен қарай ағатын сұйық ЖҚ-мен байытылады. Колоннаның жоғарғы жағынан шығатыбу негізінен ТҚ-дан құралған болады. Бұл су бөлек аппаратта конденсацияланып екі бөлікке бөлінеді. Бір бөлігі дисстиллят немесе ректификат деп аталады. Екінші бөлігі флегма деп аталады да, ол аппаратқа қайтадан беріледі. Флегма негізінен ТҚ-дан құралған болады да, колоннадан жоғары қарай көтерілетін бұмен жанасады. Колоннаның төменгі жағындағы, негізінен ЖҚ-дан құралған сұйық кубтық қалдық деп аталады. Бұл процесің мәнін I - x,y диаграммасы жәрдеммен түсіндіруге болады.



16- сурет. Көп құрастырушы қоспаны ректификация жолымен ажыратуды $t - x - y$ диаграммасы.

Концентрациясы X_1 бастапқы қоспа қайнау температурасы t_1 -ге дейін ысытылған, сұйықпен тепе-теңдікте болатын бу алынады (в-нүкте). Бу конденсацияланғанда концентрациясы X_2 тен сұйық пайда болады. Бұл сұйық t_2 температураға дейін ысытылағанда бу пайда болады (d нүкте) және ол конденсацияланғанда концентрациясы X_3 сұйық алынады және т.с.с. Сонымен, сұйықтың булану және будың конденсациялану процестерін кезегімен бірнеше рет өткізіп, таза төмен температурада қайнайтын құрастырушыдан құралған сұйық алуға болады.

Ректификация процесін қарапайым көп сатылы қондырғыда да өткізуге болады: I- сатыда бастапқы қоспа буланады, II- сатыға I- сатыда қалған сұйық беріліп буланады; II I- сатыға II- сатыда қалған сұйық беріледі. Осылайша көптеген сатылардан төмен температурада қайнайтын құрастырушылармен байытылған бу және жоғары температурада қайнайтын құрастырушылармен байытылған сұйық алуға болады. Бірақ мұндай қондырғылар үлкен және олардағы жылу шығыны көп болады, дисстиллят пен қалдық аз мөлшерде алынады.

Ректификация процесі өзара тепе-теңдікте емес сұйық және бу фазаларының ағындарын бірнеше рет жанастыру арқылы және де мерзімді әрекетті, үздіксіз әрекетті қондырғыларда әртүрлі қысымда өткізіледі. Жоғары температурада қайнайтын қоспаларды вакуумда, ал қалыпты температурада газ күйінде болатын қоспаларды жоғары қысымда ажыратады.

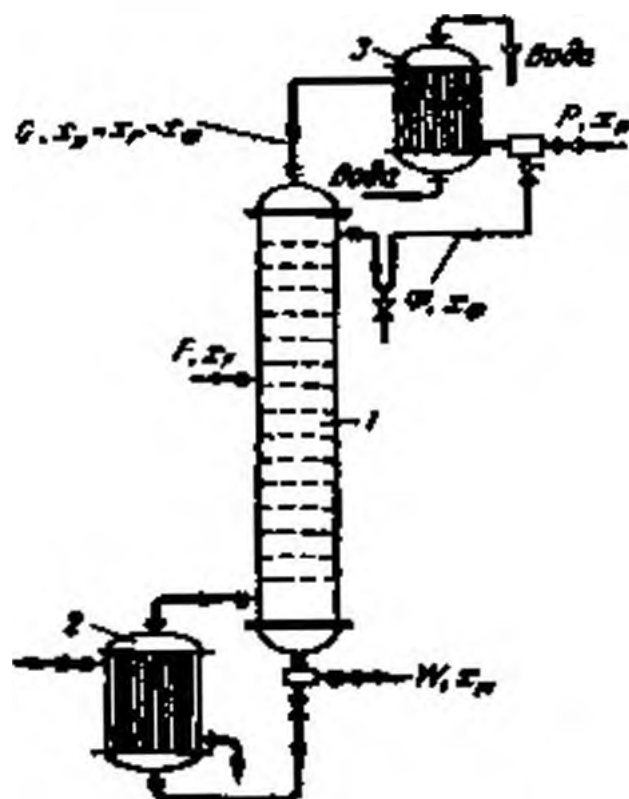
Колоннаға бастапқы қоспа берілетін орындағы табақшаны қоректену табақшасы деп атайды. Қоректену табақшадан жоғары орналасқан колонна бөлімін нығайтушы бөлімі деп, ал қоректенуші табақшадан төмен орналасқан колонна бөлімін тауысушы бөлімі деп атайды.

12.1 Ректификациялық колоннаның материалдық және жылу баланстары.

Бинарлы қоспаларды құрастырушылары булануының мольдік үлестері шамалары бойынша жуық болады, ал меншікті булану жылулары (1кг құрастырушыға) бір-бірінен айрықша болады, сондықтан ректификацияны талдау және есептеуде фазалар мөлшері мен құрамын мольдік шамалармен өрнектеу, ал құрамдарын төмен температурада қайнайтын құрастырушылардың мольдік үлесінде өрнектейді.

Ректификация процесінің өтуіне әсері аз, бірақ есептеуді жеңілдететін мынадай шарттар қабылданған:

1. колоннаның кез-келген көлденең қимасынан көтерілетін будың мөлшері тұрақты $Q_{бу} = c_{01} \delta l$.
2. колоннадан шығып, дефлегматорға берілетін будың құрамы дистилляттың құрамына тең $Y_p = X_p$.
3. Қайнатқыш кубтан көтерілетін будың құрамы, кубтың төменгі жағына ағып түсетін сұйықтың құрамына тең $Y^* = X^*$.
4. Бастапқы қоспа колоннаға қайнау температурасына дейін ысытылып беріледі.
5. Қайнатқыш кубқа жылу тұйық бумен беріледі



17- сурет. Ректификациялық колоннаның материалдық балансын құру үшін:
1 - колонна, 2 - куб, 3 - дефлегматор.

Құрамында төмен температурада қайнайтын құрастырушының x_f моль үлесі бар бастапқы қоспа F кмоль колоннаға беріледі. Колоннаның жоғарғы жағынан конденсацияланғаннан соң флегма мен дистиллятты құрайтын O кмоль бу шығарылады. Алынған дистиллят мөлшері P кмоль, құрамы төмен температурада қайнайтын құрастырушының x_p моль үлесі. Бірінші шарт бойынша колоннаға сұйықтандыруға Φ кмоль мөлшерінде флегма қайта беріледі, ал оның құрамы дистиллят құрамымен бірдей ($x_\Phi = x_p$). Колоннаның астынан $Ж$ кмоль, құрамы ТК-ның x' моль үлесі, қалдық шығарылады. Колоннаның материалдық балансы мынадай болады:

$$F + \Phi = C + W \quad (324)$$

$G = P + \Phi$ болғандықтан

$$F = P + W$$

ТК бойынша материалдық баланс сәйкесті:

$$F \cdot x_f = P \cdot x_p + W \cdot X_{II} \quad (325)$$

Жұмыс сызықтары теңдеуі.

Колоннаның шығайту бөлігінде I кмоль дистиллятты алу үшін көтерілетін бу мөлшері $G = R + I$, ал төмен карай ағатын сұйық мөлшері $L = R$ болады. Бұл мәндерді мына теңдеуге $G dy = L(-dx)$ қоятын болсақ, онда

$$(R+I)dy = R(-dx) \quad (326)$$

G - көтерілетін бу мөлшері.

L - төмен карай ағатын сұйық мөлшері.

Колоннаның кезкелген көлденең қимасы мен ең жоғары қимасы арасындағы булық концентрациясы y тен y_p -ға, ал сұйықтың концентрациясы x_p -дан x -ка өзгереді. Жоғарыдағы екінші шарт бойынша $y_p = x_p$ мәнін қоямыз және теңдеуді y

$$\text{арқылы шешеміз: } y = \frac{R}{R+I} x + \frac{I x_p}{R+I} \text{ немесе } Y = Ax + B$$

ректификациялық колоннаның шығайту бөлігінің жұмыс сызығының теңдеуі.

Мұндағы $\frac{R}{R+I} = \lg n = A$ жұмыс сызығының абсцисса осіне қолбеу бұрышы;

$\frac{I x_p}{R+I} = B$ жұмыс сызығының диаграммада ордината осіне кесіндісі.

Колоннаның тауысу бөлігіндегі 1 кмоль дистиллят алу үшін көтерілетін бу мөлшері $G = R + 1$, ал төмен қарай ағатын сұйық мөлшері $L = R + F$ болады. Бұл мәндерді мына теңдеуге $Gd = L(-dx)$ қоятын болсақ,

онда

$$(R+1)dy = R + F (dx), \quad (327)$$

Колоннаның кезкелген көлденең қимасы мен ең төменгі қимасы арасындағы будың концентрациясы y_w -дан y -ке, ал сұйықтың концентрациясы x -тан x^* -ға өзгереді.

Үшінші шарт бойынша $Y_w = X_w$ мәнін қойып, теңдеуді y арқылы шешеміз:

$$y = \frac{R + \Gamma}{R + 1} \frac{1 - \Gamma}{R + 1} X_w$$

немесе

$$Y = A'x + B'$$

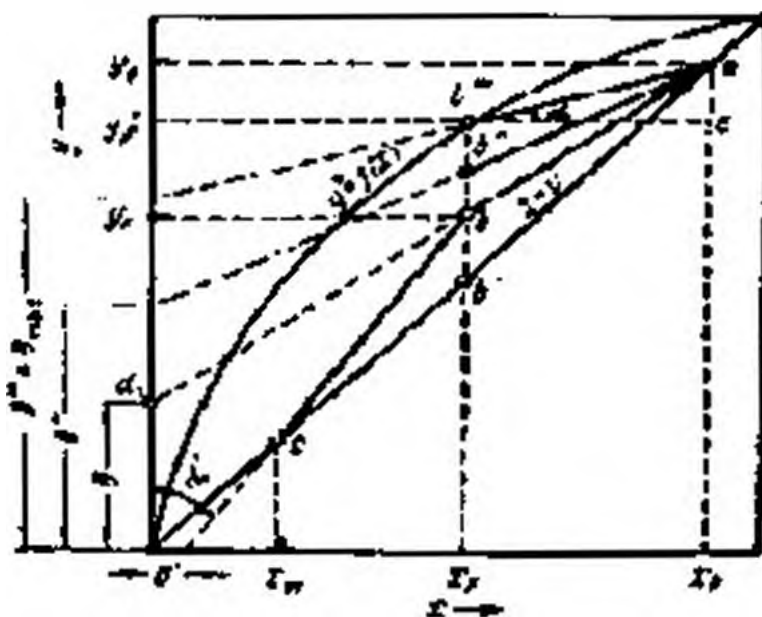
ректификациялық колоннаның нығайту бөлігінің жұмыс сызығының теңдеуі.

Жұмыс сызықтарын y - x диаграммада салу

Жұмыс сызықтарын y - x диаграммада салу үшін төмендегі шамалар берілген болуы керек: X_r ; X^* ; X_p ; O_r .

Флегма саны белгілі деп есептейміз. y - x диаграммада тепе-теңдік $y^* = \Gamma(x)$ сызығын және диагональ жүргіземіз. Диагональдың теңдеуі $y = x$ кезкелген нүктеде будың құрамы сұйық құрамына тең.

Абсцисса осіне X_r ; X^* ; X_p мәндерін саламыз. $y = x_p$ тең мәні жоғары бөліктің жұмыс сызығы диагональдағы A нүктесінен өтеді. Ордината осінен $B = y_p / (K+1)$ тең кесіндіні өлшеп саламыз, ол b - нүктесі және оны a нүктесімен қосамыз. $Y = X^*$ мәні бойынша төменгі бөліктің жұмыс сызығы диагональдағы c нүктеден өтеді.



18- сурет. Ректификациялық колоннаның жұмыс сызықтарын y - x диаграммада құру.

Флегма санының ең аз және нақты мәндері.

Дистилляттың берілген құрамында жоғарғы бөліктің жұмыс сызығының ординатадан кесіп өтетін кесіндісінің мәні тек флегма санына байланысты,

$$\text{себебі } B = \frac{X_p}{R + 1} \quad (329)$$

Егер K азайса, онда в нүкте вертикаль бойынша жоғары қарай жылжиды және жоғарғы бөліктің жұмыс сызығы sv'' , sv''' түзу сызықтарымен өрнектеледі. Жұмыс сызығының в нүктесі жоғары көтерілген сайын қозғаушы күштің мәні азаяды да, в''' нүктеде нольге тең болады. K -дің мәнін одан әрі қарай азайтқанда в нүкте тепе-теңдік сызығынан жоғары орналасады да қозғаушы күштің мәні теріс болады. Сонымен av'' жұмыс сызығы флегма санының ең аз мәні K_{\min} және В кесіндінің ең үлкен мәні не B_{\max} сәйкес келеді

K -дің мәнін көбейткенде В кесінді азаяды, яғни в нүкте төмен қарай вертикаль жылжиды. Бұл кезде $B = \frac{R}{K-1}$ теңдеуінен $R = \omega$ болады, яғни флегма саны

шексіз көп болады.

Егер $R = \omega$ да болса, онда $R = G_D / G_P$ теңдеуінен дистиллят алынбайды. Колоннадан шыққан бұ конденсацияланып, қайтадан колоннаға беріледі. Колоннаның жұмыс істейтін нақты флегма саны R_{\min} мен $R = \omega$ арасында болады. Нақты флегма санын анықтау үшін R_{\min} мәні белгілі болуы керек. Ол үшін в''' нүктеден в'''с горизонталь сызығын жүргіземіз, а в'''с тікбұрыштың а бұрышының тангенсі:

$$L_{go} = \frac{ae}{be} \quad (330)$$

мұндағы $ae' = y_p - y_r^* = x_p - y_r^*$;

$$be' = x_p - x_r^*;$$

$$L_{go} = (x_p - y_r^*) / (x_p - x_r^*); \quad (A) \quad (331)$$

$$L_{go} = A = R_{\min} / R_{\min} - 1 \quad (3) \quad (332)$$

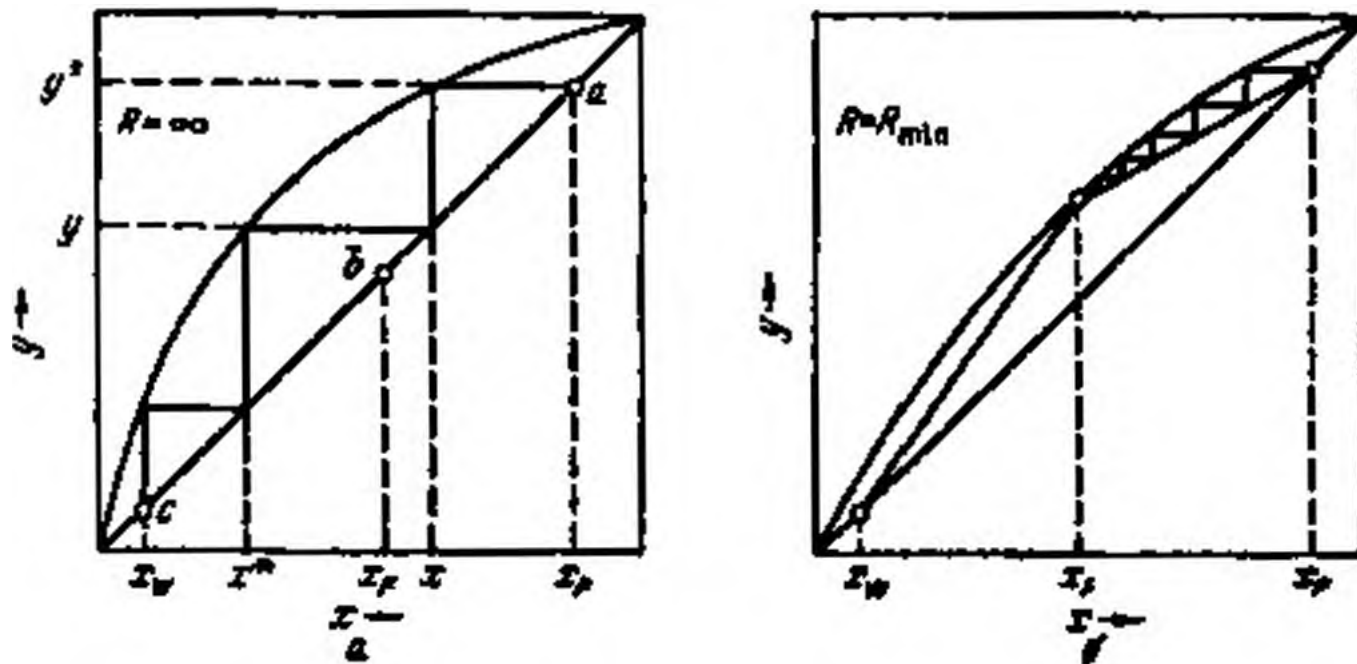
бұл екі теңдеуді теңестіріп $R_{\min} = (x_p - y_r^*) / (x_p - x_r^*)$ теңдеу аламыз. Нақты флегма санының R_{\min} қатынасын флегманың артықша коэффициенті деп атаймыз. Нақты флегма санын таңдау - өте қиын және күрделі есеп. Себебі, флегма санымен аппарат өлшемдері және жылу тасымалдағыштар шығындары анықталады. Осы есептеу күрделілігіне байланысты нақты флегма санын шамамен анықтайды.

$$\beta_k = \frac{R_k}{R_{\min}} \quad (333)$$

β_k -ның ұсынылған мәндері шамамен 1,04-1,5 аралығында болады.

Бұл байланысты табу үшін екі шекті $K = K_{\min}$ және $K = \omega$ да жағдайды қарастырамыз. $K = \omega$ да болғанда жұмыс сызықтары диагональ бойымен қоса өтеді

және процестің қозғаушы күші $A y = y - x$ және $A x = x - x$ ең үлкен, ал теориялық сатылар саны ең аз болады. Сонымен $R = \infty$ да болғанда колоннаның жұмыс биіктігі ең аз болады. Ал бұл кезде аппарат сұйықты ең көп мөлшерде буландыруы керек.

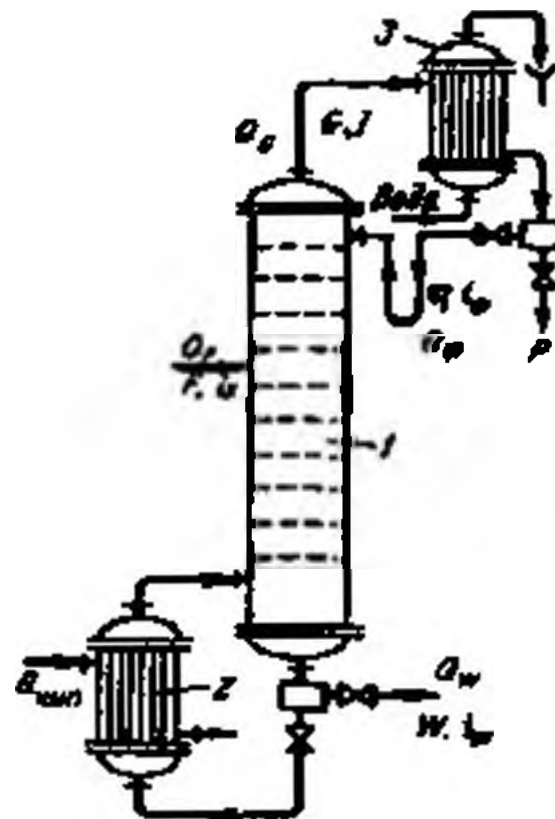


19- сурет. Флегма саны мен ректификациялық колоннаның жұмыс биіктігі арасындағы байланысты анықтау үшін

а: - $R = \infty$ кезде;

б: R_{min} кезде.

R_{min} болғанда жұмыс сызығының тепе-теңдік сызықпен қиылысқан нүктесінде қозғаушы күш нольге тең болады да, сатылар саны ең қозғаушы күш нольге тең болады да, сатылар саны ең көп болады. Сонымен, бұл кезде колоннаның биіктігі шексіз үлкен, ал ысытатын бу шығыны ең аз болады, себебі $G = P(R+1)$ тең болады. Сонымен флегма саны өскен сайын колоннаның биіктігі үлкейіп, ысыту шығыны азаяды



20- сурет. Үздіксіз әрекетті ректификациялық колоннаның жылу балансын құрастыру үшін; 1 - колонна, 2 - қайнатқып, 3 - дефлегматор.

12.2 Ректификациялық аппараттар.

Кіретін жылу:

Қайнатқыштағы жылу тасымалдағышымен
 Бастанқы қоспамен $Q_{\text{қай}} = F \cdot i_f$
 Флегмамен $Q = \Phi \cdot i$
Шығатын жылу:

Колоннадан дефлегматорға барағын булармен $Q_{\text{б}} = C \cdot I$
 Қалдықпен $Q_{\text{ж}} = Ж \cdot i_{\text{ж}}$
 Қоршаған ортаға жылу шығыны $Q_{\text{ш}}$

Мұндағы: I , $i_{\text{ж}}$, $i_{\text{б}}$ және i - колоннадан шығатын будың, бастапқы қоспаның,

флегманың және кубтық қалдықтың энтальпиялары. Сонымен, жылу балансы теңдеуін былай жазамыз:

$$Q_{\text{қай}} - Q_{\text{б}} + Q_{\text{ф}} = Q_{\text{ж}} - Q_{\text{ш}} \quad (334)$$

Егер, Q -лардың орнына мәндерін қойып және $F = P - W, G = P(R - 1)$ екенін ескеріп, аламыз:

$$Q_{\text{қай}} = (P + W) i_f + P R i_{\text{б}} = P(R - 1) i_{\text{б}} - W \cdot i_{\text{ж}} - Q_{\text{ш}} \quad (335)$$

теңдеуден $Q_{\text{ш}}$ қатынасты шешіп, қайнатқыштағы жылу шығынын табамыз:

$$Q_{\text{ш}} = P(i_{\text{б}} - i_f) + PR(i_{\text{б}} - i_f) + W(i_{\text{ж}} - i_f) - Q_{\text{ш}}$$

Флегма дефлегматордан колоннаға қайнау температурасында беріледі. Сондықтан колоннадан шыққан бу энтальпиясы $I = i_{\text{б}} + \mu_{\text{ф}}$ мұнда $\mu_{\text{ф}}$ флегманың булану жылуы. Қоршаған ортаға шығындалған жылу шамасын $Q_{\text{ш}} = (0.02 - 0.05) Q_{\text{қай}}$, етіп қабылдауға болады. Осы мәндерді (3.21а) теңдеуге қойып, төмендегіден табамыз. мұнда $a_{\text{ш}} = 0.02 - 0.05$.

$$Q_{\text{ш}} = \frac{P(i_{\text{б}} - i_f) + PR(i_{\text{б}} - i_f) - W(i_{\text{ж}} - i_f)}{1 - a_{\text{ш}}} \quad (336)$$

Көп құрастырушылы қоспаларды ректификациялау.

Көп құрастырушылы қоспаларды бір колоннада ажырату мүмкін емес. Сондықтан көбінесе көп құрастырушылы қоспаларды ажыратуда колонналардың саны құрастырушылардың санынан біреуі аз болуы керек.

Егер бинарлы қоспа үшін айдаудың жалпы қысымы және дистилляттағы құрастырушылар бірінің мольдік үлесі белгілі болса, онда фазалар ережесіне сәйкес, осы шарттармен дистилляттың құрамы және оның конденсациялану температурасы анықтала алынады. Көп компонентті n құрастырушыдан құралған қоспаларды ажыратуда, аталған екі көрсеткіш берілген кезде, белгісіз болып $n - 2$ еркіндік дәрежесі

қалады. Сондықтан дистилляттағы қалған құрастырушылар құрамын тек таңдау арқылы табуға болады. Мәселен қоспа үшін А, В және С құрастырушылардан тұрады деп есептейік, олардың салыстырма ұшқыштықтары бірінші жағдайда А және В құрастырушылардың ұшқыштығы С құрастырушыға қарағанда көп делік,

Екінші жағдайда А құрастырушы В және С құрастырушыларға қарағанда ұшқыш. Бірінші жағдайда бірінші колоннадан ұшқыштығы төмен С құрастырушы қалдық ретінде ажыратылады. А және В құрастырушылар дефлегматорда конденсацияланғаннан кейін екінші колоннаға беріледі және онда А құрастырушы дистиллятқа, ал В құрастырушы кубтық қалдық болып ажыратылады.

Екінші жағдай бойынша бірінші колоннадан ұшқыштық дәрежесі көп А құрастырушы дистиллят болып ажыратылып, қалған В және С құрастырушыларының қоспасы екінші колоннаға насос жәрдемімен беріледі. Бұл колоннада ұшқыштық дәрежесі көп В құрастырушы дистиллят болып, ал ұшқыштығы аздау С құрастырушы қалдық болып бөлінеді.

Ректификациялық аппараттардың түрлері.

Ректификациялық колонналар екі түрі қолданылады:

1. табақшалы.

2. насадкалы және қабықшалы.

Мұндай аппараттар ішкі құрылымы жағынан абсорберлерге ұқсас, бірақ абсорберлерге қарағанда ректификациялық аппараттар жылу алмастырғыштармен жабдықталған және қоршаған ортаға жылу шығыны аз болуы үшін жылу оқшаулағыштармен қапталған.

Қайнатқыш немесе куб колоннаның төменгі жағындағы сұйықтың бір бөлігін қайнатып бұға айналдыру үшін және сол буды колоннаның астыңғы жағына беру үшін арналған. Оның жылу беті колоннаның төменгі жағына орнатылған қаптама-құбырлы жылу алмастырғыштан жасалған болады. Жөндеу жұмыстарын жүргізгенде оңай болу үшін қайнатқышты колоннадан тыс орнатқан тиімді.

12.3 Абсорберлер мен ректификациялық аппараттарды есептеу

Абсорберлерді есептегенде мынадай шамалар белгілі болуы керек:

- аппаратқа кіретін және одан шығатын газ қоспасындағы сіңірілетін газдың концентрациясы;

- газ қоспасының мөлшері;

- аппаратқа берілетін және одан шығатын сұйықтағы сіңірілетін газдың концентрациясы.

Газ қоспасының немесе сұйықтың құрамы бойынша материалдық баланстан сұйық немесе газ қоспасының мөлшері анықталады.

Ал ректификациялық аппараттарды есептегенде бастапқы қоспадағы, дистилляттағы, кубтық қалдықтағы төмен температурада қайнайтын құрастырушылардың концентрациясы және бастапқы қоспаның мөлшері белгілі болуы қажет. Материалдық баланс бойынша алынатын дистиллят пен кубтық қалдықтың мөлшері анықталады. Флегманың нақты саны бойынша аппараттың ішіндегі бу және сұйық ағындарының мөлшерін анықтауға болады.

Насадкалы аппараттарды есептеу

Насадкалы аппараттың гидравликалық кедергісін анықтау үшін алдымен құрғақ насадканың кедергісін анықтайды:

$$\Delta P_{\text{кур}} = \lambda \frac{L}{d_0} \frac{\rho v^2}{2} \quad (337)$$

Мұндағы, H - насадка биіктігі ,

$4E$

$d_0 = \frac{4E}{A}$ - насадканың эквивалентті диаметрі

E - насадканың бос көлемі

A - насадканың меншікті беті

насадка қабатындағы газдың бұдың нақты жылдамдығы E

v_0 - газдың жалған жылдамдығы, яғни аппараттың көлденең қимасындағы газдың жылдамдығы.

h - кедергі коэффициенті.

Кедергі коэффициентінің мәні насадканың түріне байланысты эмперикалық теңдеулермен анықталады.

Ретсіз ориентация сақиналы насадкалар үшін газдың бұдың қозғалысының

ламинарлық режимінде $Re_{\text{г.б.}} < 40$, кедергі коэффициентінің мәні мынаған тең 40

болады: $h = \frac{40}{Re_{\text{г.б.}}}$

Ал газдың бұдың қозғалысының турбулентті режимінде $Re_{\text{г.б.}} > 40$, кедергі

$$\lambda = \frac{16}{Re_{\text{г.б.}}}$$

коэффициентінің мәні мынаған тең болады:

Сұйықталған насадканың гидравликалық кедергісін мынадай теңдеумен есептеуге болады:

$$\Delta P_{\text{сұйық}} = 10^{2b} \Delta P_{\text{кур}} \quad (338)$$

n - сұйықтану тығыздығы

b - тәжірибелік коэффициент.

Насадканың меншікті сұйықтану бетінің оның меншікті бетіне қатынасы насадканың сұйықтану коэффициенті деп аталады:

$$\psi = \frac{a_{\text{сұйық}}}{a} \quad (339)$$

Насадкалы аппараттардың диаметрін мана теңдеумен есептейміз:

$$d = \sqrt{\frac{4V_0}{\pi \psi}} \quad (340)$$

Анықталған аппараттың диаметріне насадканың мүмкін болғанша толық сұйықтану шартына сәйкес түзету енгізу керек. Ол үшін сұйықтану тығыздығын мына теңдеумен анықтаймыз:

$$H = \frac{L}{0.785D^2}; \quad (341)$$

Аппараттың биіктігі насадканың қажетті көлеміне негізделеді де, насадканың көлемін мына формуламен анықтаймыз:

$$V_{\text{насадк}} = H \cdot S = \frac{F}{\alpha \psi}. \quad (342)$$

Бұл теңдеуден аппараттың биіктігі мынаған тең:

$$H = \frac{V_{\text{насадк}}}{S} = \frac{M}{S \cdot \alpha \cdot \psi \cdot K_y \cdot \Delta T_{\text{ср}}}. \quad (343)$$

Тәртіпсіз орналасқан насадкалар үшін масса өту коэффициенттерін есептегенде газды фазадағы масса беру коэффициентін мына формуламен наықтауға болады:

$$Nu_{\text{газ}} = 0.407 \cdot Re^{0.655} \cdot Pr^{1/3}. \quad (344)$$

орналасқан насадкалар үшін теңдеуді былай жазамыз:

$$Nu_{\text{газ}} = 0.167 \cdot Re^{0.47} \cdot (Pr_2)^{1/3} \cdot (1-d_2)^{0.47}, \quad (345)$$

Газды фаза үшін тасымалдау бірлігінің биіктігін мына формуламен анықтауға болады:

$$l_r = 0.615 d_2 \cdot Re^{0.345} \cdot (Pr_2)^{1/3}. \quad (346)$$

Табақша бетіндегі сұйық қабатына кіргенде сұйықтың беттік керілу күшін жеңіуге жұмсалған қысым айырмасы мынаған тең:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{с}} + \Delta P_{\text{г}} - \Delta P_{\text{гс}} \quad (349)$$

Мұндағы σ - сұйықтың беттік керілуі.

Табақша бетіндегі газды-сұйықты қабаттың гидравликалық кедергісі мынаған тең болады:

$$\Delta P_{\text{к.м.}} = \xi \frac{\omega^2 \cdot \rho_{\text{г}}}{2}; \quad (350)$$

Мұндағы, h_0 , $h_{\text{гс}}$ - табақшадағы сұйық қабатының және газды-сұйық қабатының биіктігі,

$\rho_{\text{с}}$, $\rho_{\text{гс}}$ - табақшадағы сұйық қабатының және газды-сұйық қабатының тығыздығы.

Табақшаның гидравликалық кедергісі үш кедергінің қосындысына тең:

$$\omega_{\text{г}} = \frac{\omega}{Fe}; \quad (351)$$

$$H = (n-1)h_T + h_{ж} + h_{г\text{ом}}$$

Мұндағы, $H = (n-1)h_T$ - аппараттың табақша бөлігінің биіктігі; h_T

- табақшалар арасындағы қашықтық;

$h_{ж}$ - жоғарғы табақшадағы аппараттың қақпағына дейінгі қашықтық; $h_{г\text{ом}}$

- төменгі табақшадағы аппараттың түбіне дейінгі қашықтық.

Пысықтау сұрақтары

1. Ректификация дегеніміз не?
2. Ректификациямен ажырату диаграмасы.
3. Ректификацияның материалдық балансы.
4. Жылу балансы.
5. Ректификация әдісінің қарапайым сұлбасы.
6. Жұмыс сызықтары
7. Жұмыс сызықтарын у-х диаграммада салу.
8. Флегма саны.
9. Үздіксіз жұмыс істейтін қондырғы
10. Ректификациялық аппараттардың түрлері.
11. Ректификациялық аппараттарды есептеу.

13. ЭКСТРАКЦИЯЛАУ ПРОЦЕСІ

Сұйық немесе қатты заттардың қоспасынан бір немесе бірнеше заттарды тандап ерітетін еріткіштер (экстрагенттер) жәрдемімен айырып алу процесін экстракция деп атайды.

Экстракциялық процестердің екі түрі болады:

1. сұйық-сұйық жүйелеріндегі (сұйық фазалы) экстракция,
2. қатты дене - сұйық жүйелеріндегі (қатты фазалы) экстракция. Экстракция процесінде қоспалардан қымбат бағалы заттарды айырып алуда, сұйықтарды тазалауда және қатты денелерден заттарды ажыратуда немесе оларды тазартуда кеңінен қолданылады.

Сұйық фазалы экстракция мұнай-химия өндірісінің салаларында органикалық синтез өнімдерін және сирек элементтерді таза күйінде алуда, ағынды суларды тазалауда және т.б. қолданылады.

Көптеген жағдайда экстракция процесі ректификация процесінен бұрын өткізіледі. Бұл кезде қоспаларды ректификациямен ажыратуға жұмсалатын жылу мөлшерін көп азайтады.

Экстрагентті регенерациялауда ректификация орнына кейде су буымен жай айдау, буландыру, екінші рет экстракциялау тәсілдерін қолданады. Қайнау температуралары бір-біріне жақын (сұйық көмірсутектері, мысалы бутилен мен бутадиен), қайнау температуралары өте жоғары, салыстырмалы ұшқыштығы аз құрастырушылардан құралған және концентрациясы өте төмен қоспаларды экстракциямен ажырату ректификацияға қарағанда тиімді. Мысалы, сірке қышқылының судағы өте аз концентрациялы ерітіндісін этилацетатпен экстракциялауда қайнау температуралар айырмасы көп болса да, олардың салыстырмалы ұшқыштығы аз.

Сұйық фазалы экстракцияда ерітінді (қоспа) мен экстрагенттің жанасу нәтижесінде екі өнім: экстракт және рафинат алынады. Экстракт - ажыратылған заттың экстрагенттегі ерітіндісі, ал рафинат - қалдық ерітінді. Рафинаттың құрамында аз мөлшерде экстрагент болады. Экстракт және рафинат бір-бірінен тұндыру, центрифугалау немесе басқа тәсілдермен ажыратылады.

Экстракцияның төмендегі әдістері қолданылады:

1. ажыратылатын екі құрастырушылардан құралған жүйелерді бір еріткішпен экстракциялау.
2. көп сатылы экстракциялау.
3. көп сатылы қарама-қарсы ағынды бір немесе екі еріткішпен экстракциялау. Соңғы әдіс арқылы экстракциялау процесі өндірісте кеңінен қолданылады, бірақ экстракциялаудың барлық әдістерінде еріткіштер регенерацияланып қайта пайдалануға болады.

Ажыратылатын екі құрастырушылардан құралған жүйелерді бір еріткішпен экстракциялау процесі мерзімді және үздіксіз өтуі мүмкін. Үздіксіз әрекетті қондырғыда экстракт ректификациялық колоннада ажыратылатын құрастырушы мен экстрагентке бөлінеді де, экстрагент қайтадан араластырғышқа беріледі.

Көп сатылы экстракция бірнеше сатыдан тұрады. әр саты арқылы бастапқы ерітінді екінші сатыдан бастап, алдыңғы сатыда алынған рафинат желесі сатыға бастапқы ерітінді ретінде беріліп отырады.

Көп сатылы карама-қарсы ағынды бір немесе екі еріткішпен экстракциялау процесінде ең соңғы сатыда ажыратылған құрастырушы рафинатпен экстрагент араласып, ал бірінші сатыда бастапқы ерітінді экстрагентпен араласады. Осылайша қондырғының екі шеткі сатыларындағы қозғаушы күш теңеседі.

Экстракторлардың түрлері.

Экстракторлар екі түлі болады:

1. араластырушы тұндырғыш.
2. колонналы экстракторлар.

Араластырушы тұндырғыш экстракторлардың құрылымы араластырғыш және тұндырғыш құрылғылардан тұрады. Көптеген химия өндірістерінде фазаларды араластыру және тұндыру бір аппаратта жүргізген тиімді, сондықтан мұндай процестерде араластырушы тұндырғышы бар экстракторларды қолданады.

Колонналы экстракторлар шашыратпалы, насадкалы және табакшалы болып келеді. Мұндай колонналарға сырттан қосымша энергия берілмейді, яғни бұлардың тиімділігі төмен болады. Абсорбция және ректификация процестерінің фазалар тығыздықтарының айырмасы екі сұйықтың тығыздық айырмасына карағанда көп, яғни масса алмасу қарқындылығы аз. Ағындардың өзіндік энергиясы фазалар арасындағы тартылу күшін жеңуге жетпейді, сондықтан колонналы экстракторларға сырттан қосымша энергия беріледі. Шашыратпалы экстракторлардың төменгі жағынан шашыратқыш арқылы жеңіл фаза төменнен жоғары қарай ауыр фаза арасынан өтеді. Ауыр фазаның ағу деңгейін өзгерту арқылы фазалардың ажырау бетін өзгертуге болады. Мұндай экстракторлардың өнімділігі өте жоғары.

Насадкалы экстракторлар құрылымы қарапайым. Торға ретсіз орналасқан диспереті фаза тамшыларын ұсақтап, оларды қайтадан ірілендіріп, оны қайта бөлшектейді. Бұл колонналарда тұтас фаза насадканы жақсы сұйықтандыру керек, әтпесе тамшылар қабықшаларға қосылып кетеді де, жанасу беті азаяды. Насадкалы экстракторлардың өнімділігі шашыратпалы экстракторларға карағанда аздау, себебі колоннаның кейбір бөлігін насадка жайлап алады. Тор тесікті табакшалы экстракторларда диспереті фаза табакша тесігінен откенде көп рет тамшыларға майдаланады. Егер ауыр сұйық диспереті болса, онда табакшаның үстінгі жағынан, ал егер жеңіл сұйық диспереті болса, онда табакша астында тамшылар қабаты пайда болады. Сұйық тарелкадан астыңғы тарелкаға ағып түсуі үшін арнайы түтіктер орнатылады.

Ортадан тепкіш экстракторлар фазалардың тығыздықтар айырмасы аз болғанда диспереті фаза тамшыларының жылдамдығын арттыру, араласу және ажырату қарқындылығын көбейту үшін қолданылады.

Сұйық жүйелердегі қатты заттарды экстракциялау процесі химия өнеркәсіптерінде кеңінен қолданылады. Бұл кезде қатты дененің сұйық жүйедегі фазалардың өзара бағытына байланысты бір бағытты, карама-қарсы бағытты және айкасқан бағытты болып бөлінеді. Жұмыс істеуді ұйымдастыруына байланысты мерзімді және үздіксіз әрекетті болады, ал аппарат корпусына байланысты колонналы

және камералы болып бөлінеді. Экстракторлар тасымалдау құрылғысына байланысты шнекті, қалақты, ленталы, роторлы болып бөлінеді.

Шнекті экстракторда қатты материалмен сұйықтың бағыты қарама-қарсы бағытты болады. Сонымен қатар шнекті және ленталы экстракторлар үздіксіз жұмыс жасайды және де химия өндірісінде көп қолданылады.

Пысықтау сұрақтары

1. Экстракциялау процесі дегеніміз не?
2. Экстракцияның түрлері
3. Сұйық фазалы экстракция.
4. Қатты-сұйық экстракция.
5. Бір сатылы және көп сатылы әдістер.
6. Экстракторлардың түрлері

14. АДСОРБЦИЯЛЫҚ ӘДІСТЕР

Газ қоспаларынан газды (бұды) немесе ерітіндіден еріген затты кеуекті қатты заттармен (адсорбентпен) сіңіру процесі адсорбция деп аталады. Адсорбция процесі сұрыпталушы және қайтымдылығымен ерекшеленеді. Әрбір сіңіргіш қатты зат белгілі бір заттарды сіңіріп, ал қалғандарын сіңірілмейтін (немесе өте аз мөлшерде сіңіреді) қасиетке ие болуы оның сұрыптаушылығын анықтайды.

Сіңірілген зат барлық уақытта десорбция процесі арқылы сіңіргіштен ажыратып алыну қасиеті оның қайтымдылығын анықтайды. Адсорбция процесі өндірісте газдарды құрғатуда және тазалауда, ерітінділерді тазалауда және мөлдірлендіруде, бұды немесе газды қоспаларды ажыратуда (мысалы, ауадағы ұшқыш еріткіштерді немесе газдарды) және т.б. кеңінен қолданылады.

Адсорбция процесі химия өндірісінде аммиакты тазалауда, табиғи газды құрғатуда, синтетикалық каучук өндірісінде мономерлерді тазалауда және ажыратуда, кокеті газдан ароматты көмірсутектерін бөліп алуға және т.б. мақсаттарда пайдаланады. Адсорбция екі түрлі болады:

1. Физикалық;
2. Химиялық (хемосорбция).

Физикалық адсорбция адсорбат және адсорбент молекулаларының арасындағы Ван-Дер-Ваальс күші әсерінен өзара тартылуы нәтижесінде өтеді де, химиялық әрекеттеспейді.

Химиялық адсорбцияда сіңірілетін зат молекулалары мен сіңіргіштің беттік молекулалары арасында химиялық байланыс болады.

Бұлар сіңірілгенде адсорбент кеуектері бұдың конденсатымен (сұйықпен) толтырылады.

Адсорбент ретінде заттың массасының бірлігінде үлкен меншікті бетке ие болатын кеуекті қатты заттар пайдаланылады. Адсорбенттердің кеуектерінің диаметрі бойынша үш түрлі болады:

1. макро кеуектер ($d > 2 \cdot 10^{-4}$ мм)
2. өтпелі кеуектер ($d = 6 \cdot 10^{-6} \sim 2 \cdot 10^{-4}$ мм)
3. микрокеуектер ($d < 6 \cdot 10^{-6}$ мм)

Адсорбция процесінің кеуектер өлшемдерімен анықталады. Макрокеуектердің меншікті беті аз, сондықтан олардың қабырғасына өте аз зат сіңіріледі. Олар сіңірілетін молекулалар үшін тасымалдау канал ролін атқарады.

Өтпелі кеуектердің өлшемдері сіңірілетін молекулалар өлшемдерінен үлкен болады және адсорбция процесінде сіңірілген заттың қабақтары пайда болады. Қабақтың қалыңдығы бір молекулалық (моно молекулалық адсорбция) немесе бірнеше молекулалық (полимолекулалық адсорбция) тең болуы мүмкін. Микрокеуектердің өлшемдері сіңірілетін заттың молекуласына жақын болады және адсорбцияда олардың көлемі толтырылады. Осының салдарынан микрокеуектердің бетінде сіңірілген заттың қабағы болады деген болжамның физикалық мәні болмайды.

Адсорбенттер олардың масса немесе көлем бірлігіндегі адсорбтивтің концентрациясымен анықталатын сіңіргіштік қабілетімен сипатталады. Сіңіргіштік қасиеті температураға, қысымға және сіңірілетін заттың концентрациясына байланысты.

Адсорбенттер статикалық және динамикалық сіңіргіштікпен сипатталады. Біраз уақыт өткеннен кейін адсорбент сіңірілетін затты толығымен сіңіре алмайды. Сондықтан адсорбент қабатынан сіңірілетін заттың өтуі байқала бастайды. Сол сәттен бастап сіңірілетін заттың аппараттан шығатын газды қоспадағы концентрациясы тепе-теңдік орнағанға дейін көбейеді.

Адсорбция басталғаннан сіңірілетін заттың өтуіне дейінгі уақытаралығында адсорбенттің масса немесе көлем бірлігімен сіңірілген заттың мөлшері оның динамикалық сіңіргіштігін анықтайды. Ал адсорбция басталғаннан тепе -теңдік орнағанға дейін уақыт аралығында адсорбенттің масса немесе көлем бірлігімен сіңірілген заттың мөлшері, оның статикалық сіңіргіштігін анықтайды. Динамикалық сіңіргіштік барлық уақытта статикалық сіңіргіштен аз болады, сондықтан адсорбент мөлшері динамикалық сіңіргіштік бойынша анықталады. Өндірісте сіңіргіштер ретінде, ең басты түрде, активтелген көмірлер, силикагельдер, цеолиттер пайдаланылады.

Активтелген көмірлерді әртүрлі көміртекті заттарды (ағаш, көмір, сүйектер және т.б.) құрғақ айдау жолымен алады. Сонынан активтеу арқылы кеуектілігін көбейтеді. Силикагельдер - кремний және алюминий қышқылдар гельдерін сусыздандырудың өнімдері. Олар натрий силикаты ерітінділерін минералды қышқылдармен өңдеу арқылы алынады.

Цеолиттер - табиғи, ал соңғы уақытта кең таралған синтетикалық алюмосиликаттар. Цеолиттер кеуектерінің өлшемінің бірхелкілігімен ерекшеленеді, сондықтан сіңіргіштік қабілеті жоғары.

Адсорбциядағы тепе-теңдік

Тепе-теңдік орнағанда адсорбенттің масса немесе көлем бірлігімен сіңірілген заттың мөлшері температураға және сіңірілетін заттың газды қоспадағы немесе ерітіндідегі концентрациясына байланысты болады:

$$X^* = f(Y, T) \quad (355)$$

Немесе тұрақты температурада:

$$X^* = \Gamma(Y) \quad (356)$$

Мұндағы, X^* - адсорбтивтің газды немесе сұйық фазадағы концентрациясына тепе-теңдіктегі адсорбтивтің адсорбенттегі салыстырмалы концентрациясы;

Y - газды немесе сұйық фазадағы адсорбтивтің салыстырмалы концентрациясы.

Сіңірілетін заттың концентрациясын Y оның газды қоспадағы парциалдық қысымымен ауыстыруға болады:

$$X^* = \Gamma(P)$$

Соңғы екі теңдеуді адсорбциядағы тепе-теңдік сызығының теңдеулері немесе изотермалары деп атайды.

Изотермалардың түрлері мынадай факторларға байланысты:

1. адсорбенттің меншікті бетіне,

2. кеуектер көлеміне,
3. кеуектердің өлшеміне,
4. сіңірілетін заттың қасиетіне,
5. процесінің температурасына.

14.2 Адсорберлердің түрлері

Адсорбция процесінің өткізуге арналған адсорберлердің төмендегі түрлері болады:

1. адсорбент қабаты қозғалмайтын,
2. адсорбент қабаты қозғалмалы,
3. адсорбент қабаты жалған сұйылған.

Адсорбент қабаты қозғалмайтын адсорберлердің құрылымы қарапайым және мерзімді әрекетті жұмыс істейді, және процесс төрт сатыдан тұрады:

1. адсорбция,
2. десорбция - адсорбентті су буымен регенерациялау,
3. адсорбентті құрғақ ауамен құрғату.

Адсорбентті суық ауамен суыту. Олар цилиндр пішінді болады да, тік немесе горизонталь орналасады. Адсорбентті регенерациялағанда қоршаған ортаға таралатын жылу мөлшерін азайту үшін адсорберлердің сыртқы қабаты жылу оқшаулағышпен қапталады.

Үздіксіз әрекетті жұмыс істейтін адсорбциялық аппараттар кемінде екі аппараттан құралуы тиіс: біреуінде адсорбция, ал екіншісінде - десорбция процесі өтеді.

Адсорбент қабаты қозғалмалы адсорберлер ішіне суытқыш, ысытқыш және таратқыш табақша орнатылған колоннадан құралады. Аппаратқа берілген адсорбент жоғарыдан төмен қарай қозғалады және де жылдамдығы төменде орнатылған шығарғыш қақпа арқылы реттеледі. Десорбцияда адсорбенттен бөлінген газ немесе бу өткір бумен бірге аппараттан шығарылады. Таратқыш табақша адсорбция және секцияларындағы булы-газды ағындарының араласпауын қамтамасыз етеді.

Адсорбент қабаты жалған сұйылған адсорберлер бір сатылы және көп сатылы болады. Бір сатылы адсорберлер ішіне шаңұстағыш және газ таратқыш тор орнатылған цилиндр пішінді корпустан тұрады. Адсорбент аппараттың жоғары жағынан беріліп, төменгі жағынан шығарылады. Көп сатылы жалған сұйылу қабатындағы адсорберлердегі колонна ішіне құйылғы құбыры бар газ таратқыш торлар орнатылады. Құйылғы құбыр газ ағынына қақпа ролін атқарады, яғни газ тек тор тесіктерінен өтіп, адсорбентті жалған сұйылдырады. Газды қоспа төменгі келте құбырмен беріліп, жоғарыдан шығарылады. Адсорбент аппараттың жоғары жағынан беріліп, сатыдан сатыға төмен қарай құйылғы құбырмен қозғалады да ең төменгі сатыдан шығарғыш қақпа арқылы шығарылады.

Көп сатылы адсорбер бір сатылыға қарағанда процесі қарама-қарсы ағынды тәсілмен өткізуге және қозғаушы күшті тиімді пайдалануға мүмкіндік береді. Адсорбциялық аппараттар мерзімді және үздіксіз әрекетті жұмыс істейді.

Пысықтау сұрақтары

1. Адсорбция дегеніміз не?
2. Адсорбцияның түрлері
3. Адсорбенттердің түрлері
4. Адсорбциядағы теп-теңдік
5. Адсорберлердің түрлері
6. Адсорбенттер қабаты.

16. ЗАТТАРДЫ КЕПТІРУ

Материалдардан ылғалды буландыру тәсілімен шығару процесі кептіру деп аталады. Кептіруде материалдарға жылу беріледі және оның нәтижесінде ылғал буланады. Кептіру процесі химия өндірісінде өнімнің сапасын арттыруда (мысалы, минералды тыңайтқыштардың нығыдалуын азайту үшін, бояулардың ерігіштігін көбейту үшін және т.б.), тасымалдауын арзандатуда, өнімді сақтайтын аппараттардың коррозиясын азайтуда және т.б. жағдайларда кеңінен қолданылады.

Кептірілген материалдар қатты (кесекті, түйіршекті), паста тәрізді немесе сұйық (ерітінділер, суспензиялар) күйде болуы мүмкін. Кептіру процесі күрделі диффузиялық процесс, оның жылдамдығы ылғалдың кептірілетін материал ішінен қоршаған ортаға өтетін диффузия жылдамдығымен анықталады. Кептіруде ылғал және жылу материалдың ішінен сыртқы бетіне, сосын оның бетінен қоршаған ортаға алмасады. Сондықтан, кептіру процесі бір-бірімен тығыз байланыстағы жылу және масса алмасу процестерін қамтиды. Кептірілген материалға жылудың беру тәсіліне байланысты кептірудің төмендегі түрлері болады:

1. Конвективті кептіру - кептірілетін материалмен кептіргіш агенттердің (ысытылған ауа, оттық газдар және т.б.) тікелей жанасуы арқылы;
2. Контактты кептіру - жылу тасымалдағыштан кептірілетін материалға жылу қабырға арқылы беріледі;
3. Радиациялық кептіру - инфрақызыл сәулелердің жылуы арқылы;
4. Диэлектрикті кептіру - жоғары жиілікті электр тоғының жылуы арқылы;
5. Сублимациялық кептіру - терен вакуумда тоңазыту күйінде кептіру. Соңғы үш тәсіл өндірісте кем кездеседі және оларды кептірудің арнаулы тәсілдері деп атайды.

Кептірілетін материалдар әр тәсілде де ылғал газбен (көбінесе ауамен) тікелей жанасады. Конвективті кептіруде ылғал газдің ролі зор. Сондықтан, кептіру процесін есептеуде ылғал газдың қасиеттерін білу қажет.

Ылғал ауаның негізгі қасиеттері.

Конвективті кептіруде кептіргіш агент материалға жылу береді және өзімен бірге буланған ылғалды алып кетеді. Сондықтан кептіру процестерін қарастырғанда және оларды есептеуде ылғал ауаның қасиеттерін білу қажет. Ылғал газ құрғақ газ бен су буы қоспасынан тұрады. Сондықтан мынандай негізгі көрсеткіштермен сипатталады:

1. абсолюттік ылғалдылық,
2. салыстырмалы ылғалдық,
3. ылғал мөлшері
4. энthalпиямен (жылу сыйымдылығымен).

Абсолюттік ылғалдық 1 м ылғал ауадағы су буының мөлшерімен (кг) анықталады. Есептер шығару барысында ылғал ауа идеалды газдардың заңына бағынады. Сондықтан абсолюттік ылғалдық 1 м будың массасына немесе су буының тығыздығына тең болады.

Салыстырмалы ылғалдық деп, немесе ауаның қанығу дәрежесі φ деп, берілген шарттағы (i, p) 1 м ылғал ауадағы су буының массасының $\rho_{бу}$ осы көлемде

мүмкіндігінше көп бола алатын су буының массасына $\rho_{\text{кан}}$ (қаныққан бу тығыздығы) қатынасын айтамыз:

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{бу}}}{\rho_{\text{кан}}} \quad (358)$$

Идеалды газ күйінің теңдеуіне сәйкес:

$$\rho_{\text{бу}} = \frac{p_{\text{бу}} \cdot M_{\text{бу}}}{RT}; \quad (359)$$

$$\rho_{\text{кан}} = \frac{p_{\text{кан}} \cdot M_{\text{бу}}}{R \cdot T} \quad (360)$$

мұнда $M_{\text{бу}}$ - су буының мольдік массасы, $p_{\text{кан}}$ - қаныққан су буының қысымы; T - абсолюттік температура; R - универсалдық газ тұрақтысы $p_{\text{бу}}$ мен $p_{\text{кан}}$ мәндерін (6.1) өрнегіне қойып, аламыз:

$$\varphi = \frac{p_{\text{бу}}}{p_{\text{кан}}} \quad (361)$$

Ылғалдық мөлшер дегеніміз ауадағы бар және 1 кг абсолюттік құрғақ ауаға келетін су буының мөлшері.

$$x = 0,622 \frac{\varphi \cdot p_{\text{бу}}}{P - \varphi \cdot p_{\text{кан}}} \quad (362)$$

мұнда P - ылғал ауаның жалпы қысымы.

Энтальпия I берліген температурадағы I ($^{\circ}\text{C}$) құрғақ ауаның энтальпиясы және су буының энтальпиясының қосындысымен анықталады:

$$I = C_{\text{ау}} \cdot t + x \cdot i_{\text{бу}} \quad (363)$$

мұнда $C_{\text{ау}}$ — абсолюттік құрғақ ауаның орташа меншікті жылу сыйымдылығы, $i_{\text{бу}}$ - су буының энтальпиясы.

$C_{\text{ау}}$ және $i_{\text{бу}}$ мәндерін теңдеуіне қойып, табамыз (Дж/кг құрғақ ауанын):

$$I = (1000 + 1,97 \cdot 10^3 x) + 2493 \cdot 10^3 x$$

Ылғал ауаның қасиеттерін техникалық есептеуге жеткілікті дәлдікпен Л.К.Рамзинмен құрастырылған $I - x$ диаграмма жәрдемімен анықтауға болады. Диаграммада:

- 1) тұрақты температуралар сызықтары, немесе изотермалар ($t = \text{const}$);
- 2) тұрақты салыстырмалы ылғалдықтар сызықтары ($\varphi = \text{const}$);
- 3) тұрақты ылғал мөлшері сызықтары ($x = \text{const}$);
- 4) тұрақты энтальпиялар сызықтары ($I = \text{const}$ - абсцисса осіне параллель түзулер, яғни горизонтқа 135° бұрышта орналасқан);

5) су буынын p_{01} ылғал ауадағы парциалды қысымдар сызықтары көрсетілген. Кептіру процесінде ауа ысытылады, сұйытылады, ылғалданады және әртүрлі параметрлі ауалар бір-бірімен араласады. Егер ылғалдың материал бетінен булануы үшін жылу тек қоршаған ауамен берілсе, онда кептіру процесі адиабаталық жағдайда өтеді. Ылғал термометрдің температурасын психрометр деп аталатын құралмен өлшейді. Бұл құрғақ және ылғал термометрлерден құралған.

15.1 Кептірудегі тепе-теңдік.

Ылғал ауамен материал жанасқанда мынадай екі процесс өтуі мүмкін:

1. кептірілген материалдағы су буының парциалдық қысымы оның ауадағы парциалдық қысымынан үлкен $P_{01} > P_{02}$.

2. $P_{01} < P_{02}$ болғанда материалдың ылғалды сіңіру процесі жүреді.

Егер $P_{01} = P_{02}$ шартына сәйкес болса, бұл жағдайда ылғалдың булану және сіңірілу процесі тепе-теңдікке жетеді де, кептіру процесі тоқтайды.

Материалмен ылғалдың байланысының сипаты бойынша ылғал төмендегідей түрлерге бөлінеді:

- беттік қатты материал бетінде және ірі бөлшектер кеуектерінде орналасқан ылғал;

- капиллярлық - капиллярлар құрайтын ұсақ кеуектердегі ылғал;

- адсорбциялық - химиялық адсорбция немесе химиялық әрекеттесу әсерінен қатты материалмен байланысты ылғал.

Химиялық байланыстағы ылғал материалмен берік байланысады. Ылғалдың мұндай түрін материалды жоғары температураға дейін ысыту немесе химиялық реакция арқылы шығару мүмкін емес.

Кептіру кезінде физикалық-химиялық және физикалық*механикалық байланыстағы ылғал шығарылады. Механикалық байланыстағы ылғал кептіру кезінде жеңіл шығарылады. Физикалық-химиялық байланыстағы ылғал адсорбциялық және осмотикалық болады. Адсорбциялық ылғал материал кеуектерінде және оның бетінде берік байланысады. Осмотикалық ылғал материал клеткаларының ішінде осмотикалық күштермен байланысады. Адсорбциялық ылғалды шығару үшін осмотикалықка карағанда көп энергия шығындайды. Сондықтан ылғалдың бұл түрін кептіру процесінде шығару қиындау келеді.

Кептірудің материалдық балансы.

Кептірілетін материалдардың мөлшері бойынша материалдық баланс конвективті, контакті және басқа түрлерінде бірдей болады. Кептіруге берілетін ылғал материал мөлшерін G_1 кг/сағ, кептірілген материалдың мөлшерін G_2 кг/сағ, материалдың бастапқы және соңғы ылғалдығын (салм.%) e_1 және e_2 , ал шығарылған ылғал мөлшерін W кг/сағ деп белгілейміз.

Кептіруге берілген материалдың жалпы мөлшері бойынша материалдық баланс теңдеуін былай жазуымызға болады:

$$G = G_2 + W \text{ немесе } W = G - G_2 \quad (365)$$

Құрғақ материалдың мөлшері бойынша материалдық баланс теңдеуі былай жазылады:

$$G_1(100 - c_1) = G_2(100 - c_2) \quad (366)$$

немесе

$$G_2 = G_1 \frac{100 - c_1}{100 - c_2} \quad (367)$$

екі теңдікті салыстырып, табамыз:

$$W = G_1 \frac{c_1 - c_2}{100 - c_2} \quad (368)$$

Конвективті келтіргішгерді есептегенде, келтірілген материал бойынша баланстан бөлек ылғал бойынша да баланс жасалады. Келтіруге берілетін абсолютті құрғақ ауа мөлшерін W кг/кг, ал оның 1 кг абсолютті құрғақ ауаға кг ылғалмен өрнектелген абсолютті ылғалдығын X және X_2 арқылы белгілейміз.

Олай болса, материалдық баланс:

$$W + L\bar{X} = L\bar{X}_2 \quad (369)$$

Бұдан құрғақ ауа шығыны $L = \frac{W}{X_2 - X} \quad (370)$

Ауаның меншікті шығыны деген түсінік кіргізіп, табамыз:

$$C = \frac{L}{W} = \frac{1}{X_2 - X} \quad (371)$$

Конвективті келтіргіштердің жылу баланс теңдеуін құру үшін жоғарыда қабылданған белгілерге қоса төмендегі жаңа белгілерді қабылдаймыз:

c_c - ылғал материалдың құрғақ бөлігінің жылу сыйымдылығы, ккал/кг град;

c_m - тасымал құрылғылар жылу сыйымдылығы, ккал/кг град;

θ - бастапқы материалдың температурасы, $^{\circ}\text{C}$;

θ_c - келтірілген материалдың температурасы, $^{\circ}\text{C}$;

i_{m-6} - тасымал құрылғылардың келтіргіш камераға кірердегі температурасы, $^{\circ}\text{C}$;

$i_{m\epsilon}$ - тасымал құрылғылардың келтіргіш камерадан шығардағы температурасы, $^{\circ}\text{C}$;

$i_{m\epsilon}$ - тасымал құрылғылардың келтіргіш камерадан шығардағы температурасы, $^{\circ}\text{C}$;

i_0 - келтіргіш камераға кірердегі ауаның энтальпиясы, ккал/кг;

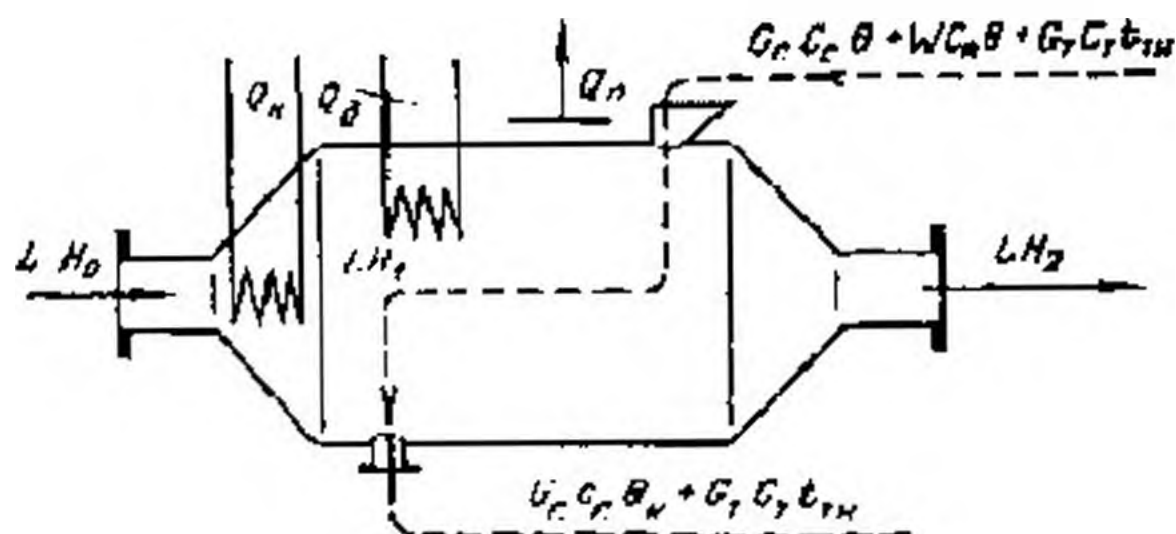
i_1 - калориферде қыздырғаннан кейін ауаның энтальпиясы, ккал/кг,

L_2 - келтіргіш камерадан шығардағы ауаның энтальпиясы, ккал/кг.

$Q_{2ш}$ - қоршаған ортаға жылу шығындары, ккал/сағ.

Келтіруге $(C_c + W)$ кг/сағ мөлшерде ылғал материал беріледі делік. Онымен бірге келтірілген камераға материалдарды тасымалдайтын құрылғылар (ленталы тасымалдағыш, вагонетка және т.б.) орнатылуы мүмкін. C_T кг/сағ. Бұлардан басқа

келтірішке G кг/сағ абсолютті құрғақ ауа беріледі. Ауаны қыздыру үшін оған алдымен калориферде, сосын келтіргіш камерада мөлшері Q_k және Q ккал/сағ. жылулар беріледі



21- сурет. Ауа келтіргішінің жылу балансын құрастыру үшін. Кіретін жылулар:

Ауамен.....	Π_0
Ылғал материалмен:	
Келтірілген материалмен	$G_2 c_m \theta_1$
Материалмен буланған ылғалмен	$W c_m \theta_1$
Тасымалдағыш құрылғымен	$G_2 c_m t_{т.б}$
Ысытқышқа.....	Q_k
Келтіргіш ішіндегі қосымша ысытқышқа	$Q_{кос}$

Шығатын жылулар:

Келтірілген ауамен шығатын.....	Π_2
Келтірілген материалмен	$G_2 c_m \theta_2$
Тасымалдағыш материалмен	$G_2 c_m t_{т.с}$
Қоршаған ортаға жылу шығыны.....	Q_m

Келтіру процессінің жылу балансын төмендегі теңдікпен өрнектеуге болады:

$$\Pi_0 + Q_k + Q_d + G_c c_p \theta + W \theta + G_2 c_p t_{т.б} = \Pi_2 + G_2 c_m \theta_2 + G_2 c_p t_{т.с} - Q_m \quad (372)$$

Бұл теңдіктен келтіруге шығындылған жалпы жылу мөлшерін анықтаймыз:

$$Q = Q_k + Q_d = \Pi_2 - \Pi_0 - G_c c_p (\theta_2 - \theta) - G_2 c_p (t_{т.с} - t_{т.б}) - W \theta - Q_m \quad (373)$$

Теңдеудің екі жағында W -ға бөліп, меншікті жылу мөлшерінің өрнегін аламыз:

$$q = q_k + q_d = \Pi_2 - \Pi_0 + q_1 + q_2 + q_3 - W \quad (374)$$

Негізгі ысытқыштағы меншікті жылу мөлшерін мынадай түрде өрнектеуге болады:

$$q_2 = I(I_1 - I_0) \quad (375)$$

Бұл мәнді теңдеуіне қойып, төмендегіні табамыз:

$$I(I_1 - I_0) + q_2 = I(I_2 - I_0) + q_0 + q_1 + q_3 - \theta \quad (376)$$

немесе

$$I(I_1 - I_0) - (q_0 + \theta) - (q_1 + q_3) \quad (377)$$

теңдеуінің оң жағын былай белгілейміз:

$$(q_2 - \theta) - (q_0 + q_1 + q_3) = \Delta \quad (378)$$

сонда теңдеуін мына түрге келтіреміз:

$$I(I_2 - I_0) = \Delta \quad (378)$$

Осы теңдеуді ескеріп, аламыз:

$$\frac{I_2 - I_0}{X_2 - X_0} = \Delta \quad (379)$$

немесе

$$I_2 - I_0 = \Delta(\bar{X}_2 - \bar{X}_0) \quad (380)$$

Δ - кептіргіш камерасының ішкі балансы деп аталады да, тікелей кептіргіш камерасындағы кіретін және шығатын жылулар айырмасын өрнектейді.

Кептіргіштердің түрлері

Кептірілетін материалдардың қасиеттеріне және олардың кептіру шарттарына байланысты өндірісте кептіргіштердің көптеген түрлері қолданылады.

Жұмыс істеу әрекетіне байланысты кептіргіштер мерзімді және үздіксіз әрекетті болып бөлінеді.

Жылу беру тәсіліне байланысты үш түрге бөлінеді:

1. Контактты.
2. Конвективті.
3. Арнаулы кептіргіштер.

Кептіргіш агентке байланысты - ауалы, газды және булы; кептіргіштері қысым шамасына байланысты - атмосфералық және вакуумды;

Кептіргіш агент және материал ағындарының өзара бағытына байланысты - бір бағытты ағынды, қарама-қарсы ағынды, айқасқан ағынды; материалдың күйіне байланысты - қозғалмайтын, қозғалатын және жалған сұйылу қабатты болып бөлінеді.

Пысықтау сұрақтары

1. **Материалдарды кептіру дегеніміз не?**
2. **Кептірудің түрлері.**
3. **Ылғал ауаның қасиеттері.**
4. **Кептірудің тепе-теңдігі.**
5. **Кептірудің материалдық балансы.**
6. **Кептірудің жылулық балансы.**
7. **Кептіргіштердің түрлері.**

16. КРИСТАЛЛ ТҮЗУ

Ерітінділер және балқымалардан қатты фазаның кристалл күйінде бөлініп шығу процесі кристалдану деп аталады. Химия өндірісінде кристалдану процесі тұздар және таза қатты заттар өндіруде қолданылады.

Ерітінділердегі кристалдану процесі қатты заттың шектеулі ерігіштігіне негізделген. Аса қаныққан ерітінділерден еріген заттың артықша мөлшері кристалданып бөлінгенде ерітінді қаныққан болады. Бұл ерітіндіні қалдық ерітінді деп атайды. Қалдық ерітіндіні кристалдану центрифугалау және т.б. тәсілдермен ажыратады.

Қаныққан ерітіндінің концентрациясы температураға еріген зат пен еріткіштің қасиеттеріне байланысты болады. Көптеген қатты заттардың ерігіштігі температура көбейген сайын артады, ал кейбір заттардың ерігіштігі азаяды. Кристалдану процесі екі сатыдан құралады: кристалдану орталықтарының пайда болуы және кристалдың өсуі. Кристалдану центрлері аса қаныққан ерітінділерде өздігінен пайда болуы мүмкін. Бұл кезде екі процесте (центрдің пайда болуы және өсуі) бірдей өтеді. Егер центрлердің пайда болу жылдамдығы 134 оның өсу жылдамдығынан көп болса, онда көптеген майда кристалдар пайда болады. Егер өсу жылдамдығы центрлер пайда болу жылдамдығынан көп болса ірі кристалдар пайда болады. Кристалдану процесінің жылдамдығы ерітіндінің аса қанығу дәрежесіне, араластыру қарқындылығына және т.б. байланысты болады.

Кристалдардың қасиетіне төмендегі факторлар әсер етеді: кристалдар пішіні, оның өлшемі мен фракциялық құрамы және алынатын кристалдың тазалығы. Кристалдар пішіні кристалданатын заттың табиғатымен анықталады және ерітіндідегі қоспаларға байланысты болады. Мысалы, таза су ерітіндісінен хлорлы калий куб пішінді, ал ерітіндіде мочевиіна болса - октаэдрлі куб пішінді кристалданады.

Кристалдың өлшемі олардың өсу жылдамдығына байланысты. Температура және ерітінді концентрациясының шегін азайтқанда майда кристалдар азаяды да, кристалдардың фракциялық құрамын өзгертеді. Майда кристалдардың сыртқы беті үлкен болғандықтан, оларда қалдық ерітінді көп қалып қояды, яғни кристалдардың тазалығы азаяды. Өте таза кристалдар алу үшін оларды қайтадан кристалдандырады. Олардағы қалған ерітінді жуу және кептіру арқылы шығарады.

Кристалдаудың төмендегі тәсілдері жиі қолданылады:

1. Еріткіштің бір бөлігін шығару арқылы кристалдау,
2. Ерітіндіні суыту арқылы кристалдау.

Еріткіштің бір бөлігін шығару арқылы кристалдау тәсілінде еріткіштің бір бөлігі буландыру аппаратында буланады да, ерітінді аса қанығып, осы аппаратта кристалданады. Жылу мөлшерін азайту мақсатында процесті көп корпусты қондырғыда өткізеді.

Аса қаныққан ерітінді суыту арқылы кристалдандырылады. Суыту үшін су, ауа қолданылады. Ауамен суытқанда процесс жай жүреді, бірақ кристалдар ірі және біркелкі болады.

Пысықтау сұрақтары

1. Кристал түзуді қолдану
2. Кристал түзудің негізі
3. Кристал түзудің температура мен концентрацияға байланыстығы.
4. Кристалданудың сатылары.
5. Кристалдың осу жылдамдығы.

17. МЕМБРАНАМЕН АЙЫРУ ПРОЦЕСІ

Қоспаларды жартылай өткізетін мембраналар жәрдемімен ажырату процесі мембраналы ажырату деп аталады. Бұл процесс төмендегі жағдайларда кеңінен қолданылады: химия және мұнайөндеу өндірісінде көмірсутектерін және азеотропты қоспаларды ажыратуда, ерітінділерді қоюландыруда, ерітінділерден жоғары молекулалық қосылыстарды бөліп алуда немесе олардан тазартуда және т.б.; биология мен медицинада - биологиялық активті заттарды, вакцин, фермент және т.б. бөліп алуда; тамақ өнеркәсібінде - жеміс-жидек шырындарын, сүт және сүт өнімдерінің концентрациясын жоғарылатуда кеңінен қолданылады.

Ажыратылатын қоспа аппаратта жартылай өткізгішті мембранамен тікелей жанасады. Мембрананың ерекше қасиетінің салдарынан одан өткен сүзінді қоспаның бір құрастырушысымен байытылып шығады. Мембранадан өтпей қалған қоспаның құрастырушысы аппараттан концентрат күйінде шығады. Мембраналы процестер екі негізгі параметрмен сипатталады: Өткізгіштік және селективтік. Өткізгіштік деп мембрана бетінің бірлігінен өткен сүзінді мөлшерін айтады және ол мембраналы ажырату процесінің жылдамдығын анықтайды. Процестің селективтігі ажырату факторымен сипатталады.

$$a_{22} = (Y_2/Y_1) / (X_2/X_1) \quad (381)$$

X_1, X_2 - а және в құрастырушылардың бастапқы қоспадағы мольдік концентрациялары.

Y_1, Y_2 - а және в құрастырушылардың сүзіндідегі мольдік концентрациялары.

Мембраналы ажырату тәсілдеріне төмендегілер жатады: кері осмос, ультрасүзу, мембрана арқылы булану, диализ, электродиализ, газды диффузиялы ажырату. Кері осмос тәсілінде ерітінділер қысым астында ерігішті ғана өткізіп, еріген заттың молекулаларын немесе иондарын толық ұстап қалатын жартылай өткізгіш жәрдемімен сүзіледі. Тепе-теңдіктегі қысым $\Pi = p \xi N$ - Осмостық қысым деп аталады.

Егер ерітінді жағынан осмостық қысымнан үлкен қысым берсе, онда еріткіштің мембрана арқылы кері қарай өтуін бақылауға болады, яғни кері осмос болады. Идеалды жартылай өткізгіш үшін кері осмос процесінің қозғаушы күшін былай жазуға болады:

$$\Delta P = P - \Pi_1 \quad (382)$$

P - бастапқы ерітінді бетіндегі жұмыс қысымы,

Π - ерітіндінің осмостық қысымы.

Әдетте, іс жүзінде мембраналардың өткізгіштігі идеалды болмайды да, ерітілген заттың кейбір көлемі өтіп кетеді. Сондықтан қозғаушы күштің мәні өзгереді:

$$\Delta P = P - (\Pi_1 - \Pi_2) = P - \Delta \Pi \quad (383)$$

Π_2 - мембранадан өткен сүзіндінің осмостық қысымы.

Ерітінділердің осмостық қысымы жоғары, ал кері осмос аппаратындағы жұмыс қысымы осмостық қысымнан да жоғары болуы керек, себебі олардың өнімділігі қозғаушы күштің ΔP мәніне байланысты.

Кері осмос тәсілімен ажыратыда фазалық өзгерістер болмайды, сондықтан процесті өткізуге жұмсалатын энергия мөлшері аз болады. Кері осмостың ең маңызды артықшылығы: аппараттың қарапайымдылығы, процесті қоршаған ортаның температурасында өткізуге болатындығы.

Ультрасүзу - негізінен төмегі молекулалық қосылыстарды өткізетін селективті жартылай өткізгіштер пайдаланып, сұйықтағы жоғары молекулалық қосылыстар және төмегі молекулалық қосылыстарды ажырату тәсілі. Мембрананың екі жағындағы қысымдар айырмасы процестің қозғаушы күші болып табылады да, оның мәні $0,3+1,0$ МПа аралығында болады. Ультрасүзуді кері осмосқа қарағанда, ерітілген заттың молекулалық массасы еріткіштің молекулалық массасынан көп есе жоғары болған бірфазалы жүйелерді ажыратуда қолданады.

Ультрасүзудің және кері осмостың аппараттары қондырғылары бірдей болады. Олардағы жартылай өткізгіштің материалдары бірдей, ал кернеулерінің өлшемі әртүрлі болады.

Мембрана арқылы булану процесінде ажыратылатын сұйық қоспа мембрананың бір жағымен жанасып, ал өтетін құрастырушы оның екінші жағынан бу күйінде вакууммен немесе инертті газ ағынымен шығарылады.

Диализ. Кіші молекулаларды немесе ионды өткізіп, ал макромолекулаларды және коллоидты бөлшектерді ұстап қалатын жартылай өткізгіш мембраналар жәрдемімен жоғары молекулалық заттардың молекулалары немесе иондарының өздігінен ажырату процесі.

Электродиализ. Ерітінділерді электролиттерден тазалау процесін электр тоғындағы диализ арқылы оңшақты есе тездетуге болады. Бұл процесте ерітіндідегі тұрақты электр өрісі әсерінен ажыратылатын электролиттің оң және теріс иондары ионалмасу мембраналарына сәйкес электролиттерден өту арқылы ажыратылады.

Газдарды диффузиялы ажырату. Газдарды жартылай өткізгіш мембраналар арқылы ажырату процесі полимерлі мембраналардағы газдардың диффузия коэффициенттерінің айырмашылығына негізделген және бұл процесс молекулалық диффузия заңына бағынады.

Мембраналардың түрлері.

Жартылай өткізгішті мембраналар екі түрлі болады:

1. кеуекті
2. кеуекті емес.

Мембраналар әртүрлі материалдардан жасалынады:

1. полимерлі қабықшалар - полиэтиленді, полипропиленді, целлофанды, фторпласты және т.б.

2. металл фольгалары - платина қоспалары, палладий, күміс, молибден және т.б.
3. кеукті шынылар ионалмасу мембраналары. Өндірісте полимерлі мембраналар кеңінен қолданылады.

Кеукті полимерлі мембраналар екі қабаттан құралады: жоғары активті қабатының қалыңдығы 0,25 - 0,5 МКМ болады да, бұл қабатта ажырау процесі өтеді: төменгі қабатының қалыңдығы 100 ^ 200 мкм болады да, мембрананың механикалық беріктігі қамтамасыз етіледі.

Ядролы мембраналардың кеуктерінің пішіні дөңгелек болады. Кеукті полимерлі және металды мембраналарды кері осмос және ультрасүзу процестерінде қолданады. мембрана арқылы булануда кеукті емес полимерлі мембраналар қолданылады. Олардан еріткіш және еріген заттар молекулалық диффузия арқылы өтеді, сондықтан мұндай мембраналарды диффузионды деп атайды. Мембрананы ажыратуда қысымға, гидродинамикалық шарттарға, аппарат құрылымына, ерітінділердің табиғатына, олардың концентрациясына және температураға байланысты болады.

Ерітінділердің концентрациясының көбеюі еріткіштің осмостық қысымын және ерітіндінің тұтқырлығын көбейтеді, яғни мембрананың селективтігі мен өткізгіштігі азаяды.

Ерітілген заттардың табиғаты мембрананың селективтігіне әсер етеді. Молекулалық массалары бірдей болғанда бейорганикалық заттар органикалық заттарға карағанда жақсы ұсталады. Қысым көбейген сайын мембрананың өнімділігі артады. Бірақ өте жоғары қысымда мембраналар нығыздалады да, өткізгіштігі азаяды. Температура көбейген сайын ерітіндінің тұтқырлығы азаяды да мембрананың өткізгіштігі артады.

Химия өндірісінде мембраналарды орналастыру тәсіліне карай төрт түрлі болады:

1. сүзу элементтері жазық параллельді;
2. сүзу элементтері құбырлы;
3. сүзу элементтері спиральді;
4. мембраналары қуыс талшықты.

Бұл көрсетілген аппараттардың барлығы да мерзімді және үздіксіз әрекетті жұмыс істейді.

Сүзу элементтері жазық параллельді аппараттар аз өнімді қондырғыларда қолданылады. Бір бірінен 0,5 мм қашықтықта орналасқан кеукті жазық пластиналардың екі жағынан да мембраналар орналастырылады. Пластиналар арасынан ерітінді өтеді. Ерітінділер барлық камерадан өтеді де, концентрат күйінде аппараттан шығады. Бұл аппараттардың басқа аппараттарға карағанда артықшылықтары мынада: аппараттың құрылымы карапайым, мембраналарды ауыстыру оңай, ерітіндінің жылдамдығы үлкен.

Сүзгі элементтері құбырлы аппараттар ішкі бетіне жартылай өткізгіш мембрана орнатылған керамикадан, металлокерамикадан, пластмассадан жасалған кеукті құбырдан құрылады. Құбыр ішінде насос жәрдемімен ажыратылатын ерітінді қысыммен беріледі де, сол жерден қоюланған ерітінді аппараттан шығарылады.

Концентраттын шығатын жеріне турбина орнатылады. Турбина жәрдемімен қысым азаяды да, энергияның бір бөлігі қайтарылады. Бұл аппараттардың басқа аппараттарға қарағанда артықшылықтары мынада: құрылымы қарапайым, материал сыйымдылығы аз. Кемшіліктері: мембраналарды ауыстыру күрделі.

Сүзу элементтері спиральді мембраналардың нығыздалуы жоғары. Арасында аренажды қабаты бар сүзінді шығаратын құбырға спираль тәрізді мембрана орнатылады және тор сеператор оралады. Ажыратылатын ерітінді мембрана арасындағы тор сеператорға қысыммен беріліп, қарама-қарсы жағынан концентрат күйінде шығарылады.

Бұл аппараттардың басқа аппараттарға қарағанда артықшылықтары мынада: мембраналардың меншікті нығыздалуы өте жоғары; спиральді сүзу элементтерін жинау механикаландырылған; өнімділігі жоғары. Кемшіліктері: мембраналарды ауыстыру күрделі.

Мембраналары қуыс талшықты аппараттар мембраналардың нығыздалуының өте жоғарылығынан кері осмос және ультрасүзу процестерінде кеңінен қолданылады. Қуыс талшықты мембраналардың қабырға қалыңдығы 10-50 мкм, ал диаметрлері 45*200 мкм болады. Бұл аппараттардың басқа аппараттарға қарағанда артықшылықтары мынада: аппарат ықшам және өнімділігі жоғары.

Пысықтау сұрақтары

1. Мембрана дегеніміз не?
2. Мембрамаларды қолдану.
3. Процестің селективті ажырату факторы.
4. Осмостық қысым.
5. Осмостың қозғаушы күші.
6. Ультра сүзу тәсілі.
7. Электродиализ.
8. Мембраналардың түрлері.
9. Химия өнеркәсібінде мембраналарды арналастыру.
10. Сүзу элементтерін аппаратқа орналастыру және шығару.

ӘДЕБИЕТТЕР

1. Ахбердиев Ә., Молдабеков Ш.М., Химиялық технологияның негізгі процестері және аппараттары, 1-ші бөлім. Алматы, 1993, 302 б.
2. Ахбердиев Ә.С. Химиялық технологияның негізгі процестері және аппараттар, 2-ші бөлім, Алматы, 1994, РБК, 183 б.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии, 9-е изд., М., Химия, 1973, 750 с.
4. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, Л., Химия, 1987, 576 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии (пособие по проектированию). Под.ред. Ю.И. Дытнерского, М., Химия, 1991, 496 с.
7. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии. под.ред. Романкова П.Г., 5-е изд., Л.,Химия, 1979. 256 с.
8. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. 3-е изд. М., Химия, 1987, 540 с.
- 9.Гельприн Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1981, 812 с.
- 10.Коган В.Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. Л.Химия, 1981, 812 с.
11. Жылу техникасы, редакция алқасы, Қабашев А.А. Бастау,2009. 260 б.
12. В.Н. Луканин, Теплотехника, М.В.Ш. 2000, 614ст.
13. Керімқұлов К.Ж. , Нұрсейітов Ш.Ш. Жалпы химиялық технология, Астана, Фолиант 2013, 256 б.

Нүрсейітов Шегебай Шынпейісұлы
Керіmkұлов Қуанышбек Жиенбекұлы
Шертасв Ерман Тельманұлы

**ХИМИЯ ӨНДІРІСІНІҢ НЕГІЗГІ
ПРОЦЕСТЕРІ МЕН АППАРАТТАРЫ**

Оқу құрамы
Баспаға ұсынылды 21.02.2014
Көлемі 60*90/16-11.5ш.бет. 50 дана
Басылды ЖШС «Дәме»

Баспахана
«ДӘМЕ»

Астана қаласы
Бигельдинов к.,10
Тел./факс: 8(7172)425467

