Міністерство освіти і науки України
Національний університет
«Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка»
Кафедра нафтогазової інженерії та технологій

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ І ТЕХНОЛОГІЧНІ РІШЕННЯ ПІДВИЩЕННЯ КОНДЕНСАТОВИЛУЧЕННЯ

Розробив студент групи 601МН Пилипенко М.О.
Керівник роботи Педченко М.М.

2024

Міністерство освіти і науки України
Національний університет
«Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка»

Навчально-науковий інститут нафти і газу
Кафедра нафтогазової інженерії та технологій
Спеціальність 185 Нафтогазова інженерія та технології

До захисту

Гарант освітньої програми

_____

Завідувач кафедри

в.о. _____

С. Довгий

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

на тему *Аналіз параметрів і технологічні рішення підвищення конденсатовилучення*

Пояснювальна записка

Керівник
к.т.н., доц. Педченко М.М.
посада, наук. ступінь, ПІБ
_____
підпис, дата,

Виконавець роботи
Пилипенко Микита Олександрович
студент, ПІБ
група 601 МН
_____
підпис, дата

Консультант за 1 розділом
_____
к.т.н., доц. Педченко М.М.
посада, наук.ступінь, ПІБ, підпис

Консультант за 2 розділом
к.т.н., доц. Шестеренко В.М.
_____
посада, наук.ступінь, ПІБ, підпис

Консультант за 3 розділом
к.т.н., доц. Дрегеба О.І.
_____
посада, наук.ступінь, ПІБ, підпис

Консультант за 4 розділом
к.т.н., доц. Федченко Л.О.
_____
посада, *наук.ступінь, ПІБ, підпис*

Дата захисту_____

Полтава, 2024

Національний університет
«Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка»

Навчально-науковий інститут: *Нафти і газу*
Кафедра: *Нафтогазової інженерії та технологій*
Освітньо-кваліфікаційний рівень: *Магістр*
Спеціальність: *185 Нафтогазова інженерія та технології*

ЗАТВЕРДЖУЮ

Гарант освітньої програми
_____
«___» _____20___року
_____

Завідувач кафедри НГІТ
В.о. директора кафедри
«___» _____20___року
_____

З А В Д А Н Н Я
НА МАГІСТЕРСЬКУ РОБОТУ

Пилипенко Микита Олександрович
(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту (роботи) *Аналіз параметрів і технологічні рішення підвищення конденсатовилучення*
Керівник проекту (роботи) *к.т.н., доц. Педченко М.М.*
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
затверджені наказом вищого навч. закладу від "09" _08_ 2024 року №_8118-ф.а_2.
Строк подання студентом проекту (роботи) _15. 01. 2025 р._
3. Вихідні дані до проекту (роботи) *1. Науково-технічна література, періодичні видання, патенти на винаходи, конспекти лекцій. 2. Проекти розробки чи технологічні схеми розробки родовищ (за необхідності). 3. Геологічні звіти та звіти фінансової діяльності підприємств за профілем роботи. 4. Технологічні режими роботи свердловин та експлуатаційні карточки свердловин.*
4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити).
Вступ. 1. Аналіз технологічних процесів схем промислової підготовки газу.
2. Удосконалення технології абсорбційної підготовки газу.
3. Удосконалення технології низькотемпературної сепарації.
4. Інноваційна технологія надзвукової сепарації. Висновки.

5. Перелік графічного матеріалу
_____
_____
_____

6. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1	к.т.н., доц. Педченко М.М.		
2	к.т.н., доц. Нетуженко В.І.		
3	к.т.н. доц. Харченко І.С.		
4	к.т.н., доц. Педченко Л.О.		

7. Дата видачі завдання _____

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Етапи підготовки	Термін виконання
1	Інформаційно-оглядова частина	24.10.24
2	Експериментальна частина	14.11.24
3	Теоретична частина (Аналітика. Статистика. Моделювання)	05.12.24
4	Впровадження результатів досліджень	01.12.24
5	Оформлення та узгодження роботи	12.12. 24
6	Попередні захисти робіт	16.12.24
7	Захист магістерської роботи	

Студент _____ *Пилипенко М.О.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____ *Педченко М.М.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

Зміст

Вступ 5

Розділ І. **Аналіз технологічних процесів схем промислової підготовки газу** 7

1.1. Аналіз складу продукції газоконденсатних свердловин ... 7

1.2. Особливість фазових діаграм підготовлюваного газу ... 10

1.3. Низькотемпеатурна сепарація з дроселем або ежектором 13

1.4. Двоступенева система НТС 16

1.5. НТС з детандер-компресорним агрегатом 19

1.6. Технологія низькотемпературної сепарації і ректифікації 23

1.7. Висновки до розділу І 26

Розділ ІІ. **Удосконалення технології абсорбційної підготовки газу** 27

2.1. Низькотемпературна абсорбція вуглеводневих компонентів 27

2.2.Аналіз досвіду експлуатації абсорбційних установок 29

2.3. Залежності вилучення компонентів C_{3+} від температури і фракційного складу абсорбенту 33

2.4. Аналіз технологічної схеми абсорбційної підготовки газу на температурному рівні до мінус 30 °С 35

2.5. Аналіз вдосконаленої технологічної схеми НТА на температурному рівні абсорбції мінус 17 - мінус 20 °С 40

Розділ ІІІ. **Удосконалення технології низькотемпературної сепарації** 44

3.1. Особливості охолодження конденсатовмісних газів при редукуванні і детандуванні 44

3.3. Приклад реалізації технологічної схеми УКПГ для максимального вилучення конденсату з підготовлюваного газу 54

3.5. Висновки до розділу ІІІ 60

Розділ IV. **Інноваційна технологія надзвукової сепарації** 61

4.1. Технологія надзвукової сепарації 61

4.2. Дослідження процесу надзвукової сепарації 67

4.3. Застосування надзвукових сепараторів для підвищення ступеня вилучення фрації C_{3+} 72

4.4. Технологічна схема НТС із 3-S сепаратором Super Sonic Separator 78

4.5. Комп'ютерне моделювання оптимальної геометрії надзвукового сепаратора 84

4.6. Висновки до розділу IV 88

Основні висновки 89

Література 90

ВСТУП

Актуальність. Я к неодноразово відмічали фахівці, XXI ст. у глобально-енергетичному аспекті має бути «століттям газу». Після останніх подій в енергетичній сфері, а також дивовижного стрибка США у газовидобутку завдяки сланцевому газу це не викликає сумнівів. За розрахунками Департаменту енергетики США в 2030 р. порівняно з 2003 р. значення газу як енергоносія в світовій промисловості зросте в 10 разів.

Значне світове споживання природного газу визначає розвиток газової промисловості. Газ, як паливо, характеризується високими теплотехнічними показниками, легкістю розпалу й транспортування, можливістю зберігання в стиснутому і зрідженому стані і є найбільш екологічним видом палива, так як згорає без диму, кіптяви і золи.

Природний газ, що надходить із пластів, містить значну кількість домішок та важких вуглеводнів [2]. Кількість домішок і важких компонентів залежить від характеру запасів газу (супутного, вільного чи сланцевого), а також від географічного розташування свердловин завдяки унікальним природним утворенням і складам. Як правило, основна маса видобутого газу складається в основному з метану, етану і пропану.

Товарними продуктами промислової підготовки газів газоконденсатних покладів є товарний газ та рідкі вуглеводні (нестабільний або деетанізований конденсат), підготовлені за відповідними технологічними вимогами.

Ефективність технологічних схем підготовки конденсатовмісних газів характеризується ступенем вилучення компонентів C_3-C_4 та/або C_{5+} та їх залишковим вмістом у підготовленому газі. Ці показники підготовки конденсатовмісних газів становить: C_{5+} – 90-98%, бутанів, пропанів та етану близько 55, 35-40 та 7-10%, відповідно. Вуглеводні C_{5+}, які не сконденсувалися на установці НТС, залишаються в товарному газі, що надходить у магістральний газопровід.

У той же час, вилучення максимальної кількості рідких вуглеводнів

підвищує рентабельність розробки вуглеводневих покладів оскільки вони є більш вартісними порівняно з газом. Тому важливим завданням є пошук резервів вже існуючих технологічних установок (шляхом вибору оптимальних технологічних режимів і удосконаленням обладнання) і реалізація інноваційних інженерних рішень для підвищення рівня вуглеводнів C_{3+}.

Таким чином *метою* роботи є аналіз шляхів удосконалення технологічних процесів підготовки продукції газових і газоконденсатних родовищ з метою підвищення рівня вилучення вуглеводнів C_{3+}.

Для вирішення поставленої мети необхідно вирішити наступні *завдання*:

– провести аналіз інноваційних технологічних рішень сепарації вуглеводневих газів;

– проаналізувати особливості технології надзвукової сепарації;

– провести моделювання геометричних параметрів надзвукового сепаратора;

– провести аналіз модифікацій процесу низькотемпературної сепарації;

– провести аналіз модифікацій процесу низькотемпературної абсорбції.

Об'єкт дослідження – система підготовки газопромислової продукції.

Предмет дослідження – процеси низькотемпературної сепарації і абсорбції продукції газових і газоконденсатних родовищ.

Наукова новизна. Обґрунтовано можливість підвищення рівня вилучення рідких вуглеводнів при підготовці природного газу на основі комплексу процесів надзвукової сепарації, розширення фракційного складу вуглеводневих абсорбентів процесу низькотемпературної абсорбції і зниження температури процесів.

Структура і обсяг роботи. Магістерська робота складається зі вступу, трьох розділів, висновків, списку та використаних джерел. Загальний обсяг роботи становить 96 сторінок, із них основного тексту 92 сторінки, 27 рисунків за текстом, 14 таблиць за текстом, список використаних джерел із 78 найменувань на 4 сторінках.

Розділ І. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ СХЕМ ПРОМИСЛОВОЇ ПІДГОТОВКИ ГАЗУ

1.1. Аналіз складу продукції газоконденсатних свердловин

Глобальне енергоспоживання швидко зростає. Природний газ є одним з основних джерел енергії. Попит на природний газ постійно зростає. У віддалених районах постійно відкриваються нові родовища, які завдяки сучасним технологіям роблять легкодоступними. Кінцеві види використання та застосування природного газу більш різноманітні, ніж будь-коли раніше. Відбувається значне розширення виробництва та споживання скрапленого природного газу (СПГ). Технології «газ-рідина» мають паралельну тенденцію до зростання, але з більшою чутливістю до цін на рідке нафтове паливо [1].

У світі 2001 р видобуток газу склав 2,6 трлн м^3, в 2010 – 3,2 трлн м^3, 2020 року – 3,6. Згідно з прогнозом виробництво газу з урахуванням нетрадиційних джерел (газ із щільних низькопроникних колекторів і газ вугільних пластів) складе: в 2030 – 4,5 трлн м^3, 2040 – 5,2-5,5 трлн м^3, 2050 – до 6,0 трлн м^3.

Підтверджені світові запаси природного газу оцінювалися на кінець 2010 року в 192,6 трлн.м^3, на кінець 2013 року - в 200,6 трлн.м^3, на кінець 2018 року - 200,5 трлн.м^3.

Подтвержденные мировые запасы природного газа оценивались на конец 2010 года в 192,6 трлн.м^3, на конец 2013 года – в 200,6 трлн.м^3, на конец 2018 года – 200,5 трлн.м^3.

Насичений домішками природний газ повинен бути кондиціонований (зневоднений та відбензинений) перед подачею до трубопровідної системи. Водяна пара та сірководень є основними домішками, які необхідно видалити через наслідки їхньої присутності. Зневоднення має надзвичайне значення для забезпечення безперебійної передачі та переробки природного газу. Вільна вода ініціює утворення гідрату, що, у свою чергу, може призвести до

зниження пропускної здатності та ефективності передачі або блокування трубопроводів. Вода також призводить до корозії трубопроводів і зниження теплотворності [3]. Також важливим для каталітичних та кріогенних кінцевих процесів у технологіях GTL та LNG є зневоднення та очистка природного газу [4].

Товарними продуктами промислової підготовки газів газоконденсатних покладів є товарний газ та рідкі вуглеводні (нестабільний або деетанізований конденсат), підготовлені за відповідними технологічними вимогами.

Основним технологічним процесом при промисловій підготовці газу конденсатовмісних покладів є технологія низькотемпературної сепарації (НТС). Спільно з основним процесом НТС здійснюються також допоміжні технологічні процеси, найбільш важливими є процеси регенерації інгібіторів гідратоутворення і стабілізації газового конденсату.

Охолодження газу здійснюється за рахунок надлишкового тиску між входом і виходом на установці підготовки газу. При використанні дросельного, ежекторного та турбодетандерних пристроїв охолодження газу на практиці реалізовані типові та експериментальні технологічні схеми підготовки газів, що містять конденсат.

В промислових умовах технологія НТС переважно здійснюється на установках комплексної підготовки газу (УКПГ). Найбільш важливими параметрами процесу НТС з точки зору забезпечення якості товарного газу та вилучення цільових вуглеводнів з газу, що готується, є тиск і температура НТС. У існуючій практиці експлуатації УКПГ тиск і температура НТС зазвичай підтримуються в межах 4,0…7,5 МПа та мінус 40…мінус 20 °С відповідно.

Склади пластових флюїдів газоконденсатних родовищ суттєво різняться за вмістом компонентів C_3-C_4 та C_{5+}. Умовно їх можна розділити на гази з малим (від 1 до 8-10 г/м^3), середнім (від 10 до 70 г/м^3) та високим (більше 70 г/м^3) вмістом C_{5+}. При класифікації складів газу вміст вуглеводнів C_{5+} (конденсатний фактор – КФ) прийнято задавати на початковий період

експлуатації родовища.

Крім високого вмісту C_{5+}, газоконденсатні гази містять значну кількість етану (C_2) та пропан-бутанової фракції (C_3-C_4).

Таблиця 1.1 – Приклад компонентного складу газу газоконденсатного родовища

Склад	Склад по типових об'єктах (мол.%)					
	1	2	3	4	5	6
N_2	0,577	0,706	0,134	0,460	0,559	0,303
CO_2	0,316	0,004	2,480	0,670	0,005	0,809
CH_4	87,461	89,556	87,937	81,147	86,770	79,579
C_2H_6	6,967	4,547	3,896	8,169	4,996	7,841
C_3H_8	1,570	2,044	1,827	4,683	2,565	3,967
i-C_4H_{10}	0,393	0,424	0,401	0,755	0,631	0,938
n-C_4H_{10}	0,463	0,471	0,511	1,178	0,915	1,162
i-C_5H_{12}	0,190	0,210	0,238	0,431	0,362	0,427
n-C_5H_{12}	0,170	0,205	0,132	0,266	0,368	0,392
C_6	0,284	0,254	0,609	0,669	0,324	1,204
C_7	0,412	0,393	0,353	0,451	0,085	0,521
C_8	0,251	0,383	0,555	0,429	0,937	0,632
C_9	0,115	0,277	0,337	0,276	0,561	1,116
C10+	0,104	0,527	0,589	0,549	0,611	1,107
C_3-C_4	49,5	59,2	54,3	132,5	84,4	123,5
C5+	65,7	104,5	148,8	162,3	150,0	285,0

У процесі розробки газоконденсатного родовища вміст C_{5+} поступово знижується. Це зумовлено зменшенням пластового тиску з наступною конденсацією важких вуглеводнів у пласті.

В даний час на існуючих об'єктах видобутку промислова підготовка газів, що містять конденсат, проводиться до вимог, що забезпечують подальший його однофазний транспорт. Рідкі вуглеводні, виділені за технологією НТС, переробляють біля об'єкта видобутку газу чи транспортують на заводську централізовану переробку.

З точки зору промислової підготовки пластового газу вимогою, що регламентує якість товарного газу, є показник точки роси за вуглеводневою та водною фазами. Особливістю нестабільного конденсату, як товарного продукту, є відсутність вимог до його складу. Необхідне значення може бути забезпечене при різному вмісті компонентів C_1-C_4 та однаковому вмісті C_{5+}.

1.1. Особливість фазових діаграм підготовленого газу

У результаті порівняльного аналізу фазових діаграм підготовленого газу при промисловій підготовці газів різного складу була виявлена особливість фазових діаграм підготовленого газу з низьким конденсатним фактором. Дана особливість полягає в відносно низькому критичному тиску газу, що готується – приблизно 4,6 - 4,7 МПа, в той час як при промисловій підготовці газу з високим конденсатним фактором аналогічний параметр значно вищий і становить приблизно 6,0 - 7,5 МПа. При цьому аналіз проводився у координатах «тиск – температура» [82 – 85].

Як характерний приклад на рисунку 1.1 представлено фазову діаграму «газ - вуглеводнева рідина» вихідного потоку газу низькотемпературного сепаратора C_3 (після змішування з рідиною, що скидається з промислового сепаратора C_2).

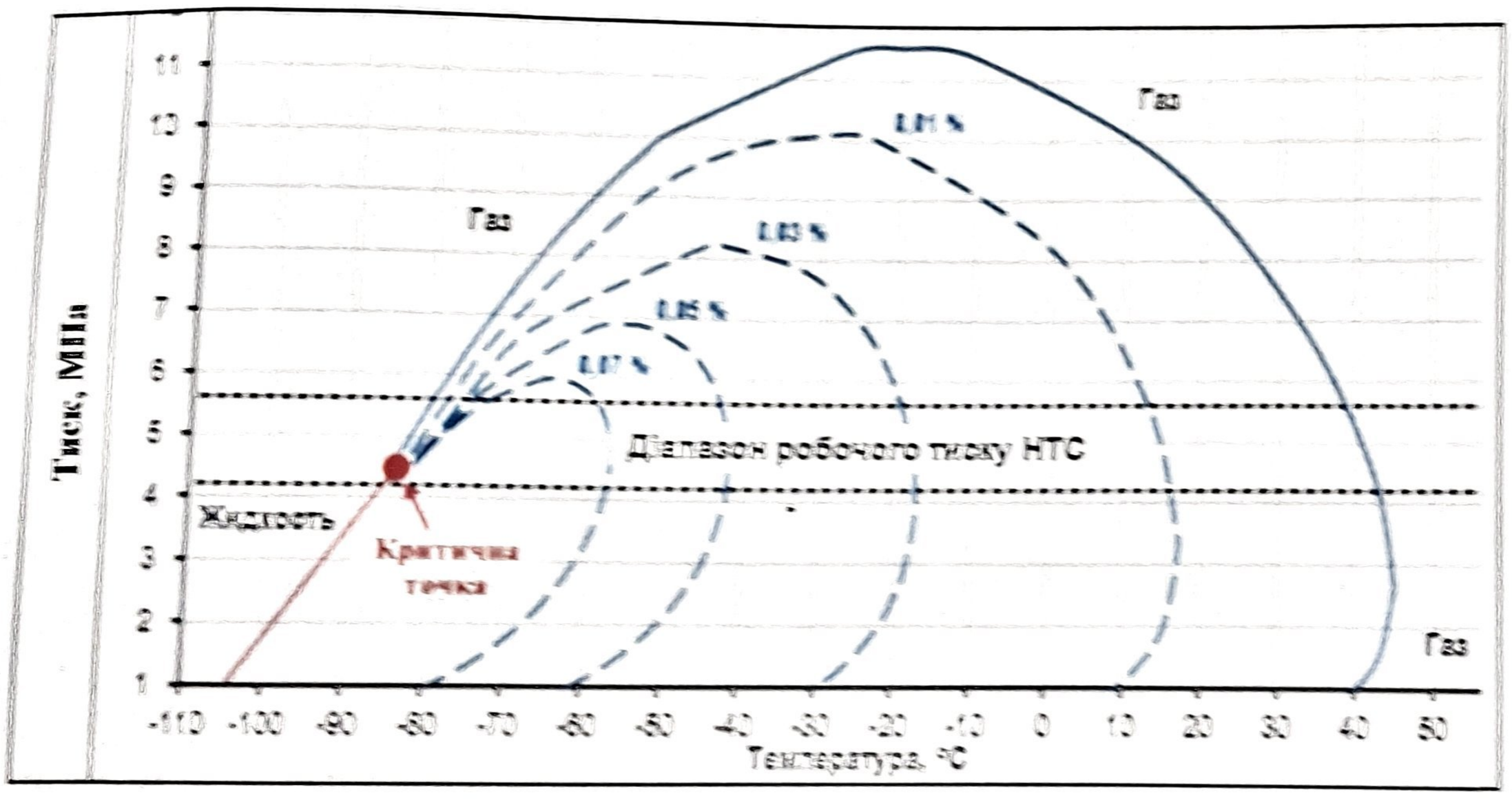


Рисунок 1.1 – Фазова діаграма "газ - вуглеводнева рідина" вихідного потоку газу низькотемпературного сепаратора: — - крива $ГР_{\infty}$ -- - криві рівних концентрацій рідкої вуглеводнів; — - крива температур точок кипіння

Наведені на цьому рисунку дані були отримані в результаті математичного моделювання за допомогою програми «HYSYS»

характерного технологічного режиму роботи УКПГ. На першій лінії вихідний газ робочого тиску НТС. Як було з'ясовано в попередньому розділі 1.1 даної кваліфікаційної роботи, до підготовки, регламентованої вимогами робочого тиску НТС 4,2–5,6 МПа. В результаті експлуатації цього типу низькотемпературної фази виділяється суттєвий тиск по робочому тиску НТС вже достатньо, сумісний ефект регульованого використання цього вуглеводневої температура [К2 – 85].

Даний вид регульованого ефекту спостерігається при зміні тиску на рівень 1,2 залежностей ступеня вилучення вуглеводнів $C_{5+в}$ з газу, що готується від газу і температури НТС, отриманих в результаті розрахункових досліджень, виконаних за допомогою програми «HYSYS».

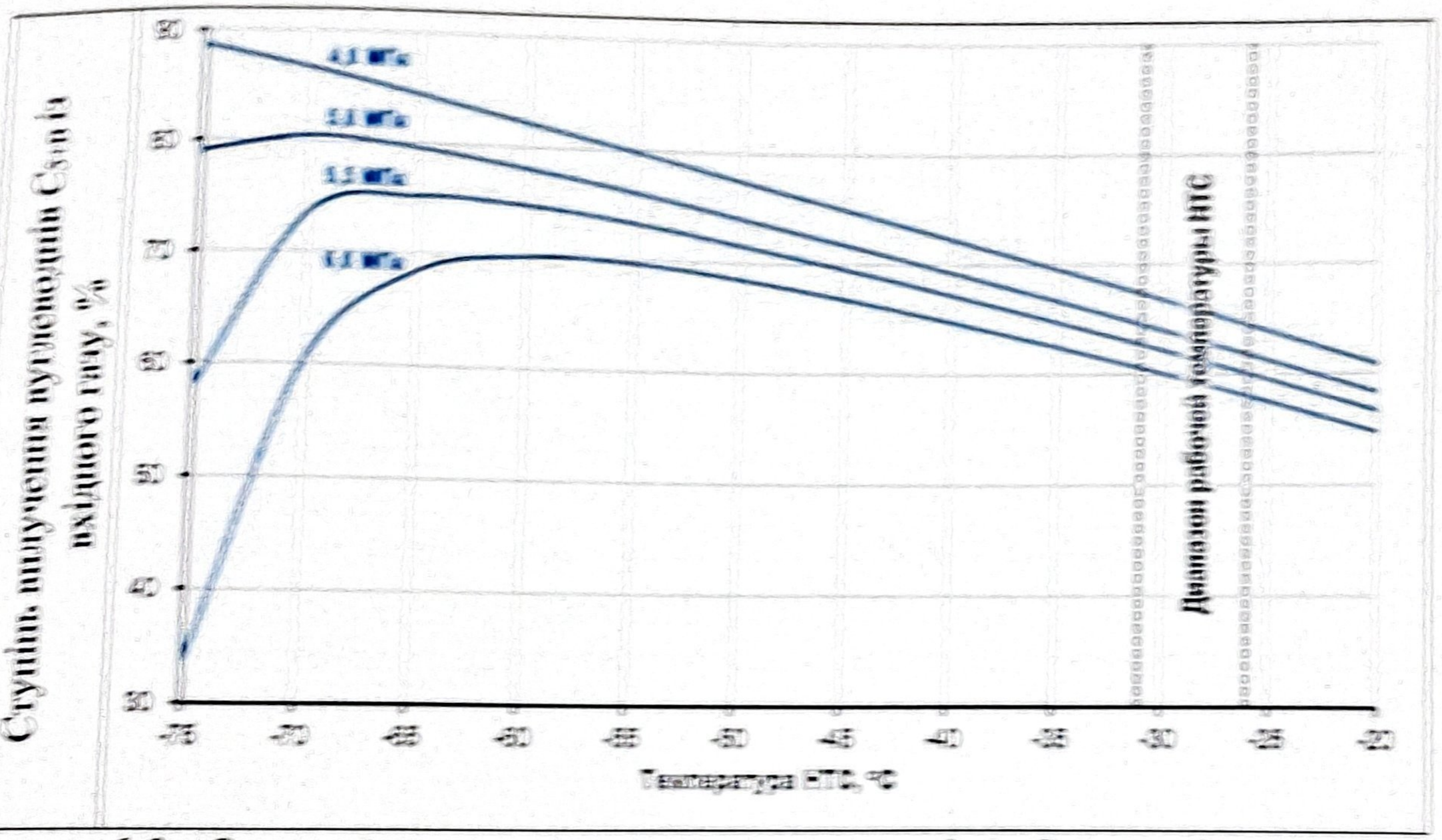


Рисунок 1.2 – Залежність ступеня вилучення вуглеводнів $C_{5+в}$ з вихідного газу від тиску і температури НТС

У результаті розрахункових досліджень здійснювалося моделювання характерного технологічного режиму роботи УКПГ. При цьому варіювався тиск і температура НТС від 4,0 до 6,0 МПа і мінус 75 до мінус 20 °С відповідно. На діаграмі також зазначено межі робочої температури НТС. Як

видно з представлених на рисунку 1.2 даних, при тискові НТС понад 5,0 МПа, найбільш значне збільшення ступеня вилучення вуглеводнів C_{5+B} з газу, що готується, досягається при зниженні температури НТС приблизно до мінус 60°С, після чого воно стає менш значним і згодом обертається до зниження за рахунок ефекту ретроградного випаровування рідких вуглеводнів при зниженні температури.

Цілком інша ситуація складається при аналізі фазових діаграм підготовлюваного газу з високим конденсатним фактором при його промисловій підготовці. Як характерний приклад на рисунку 1.3 представлена фазова діаграма «газ - вуглеводнева рідина» вхідного потоку газу в низькотемпературному сепараторі С3, отримана в результаті аналогічних розрахунковим дослідженням для газу з вмістом C_{5+} рівним 167,1 г/м^3. Склад, а також відповідні йому фізико-хімічні властивості компонентів газу (табл..1.1).

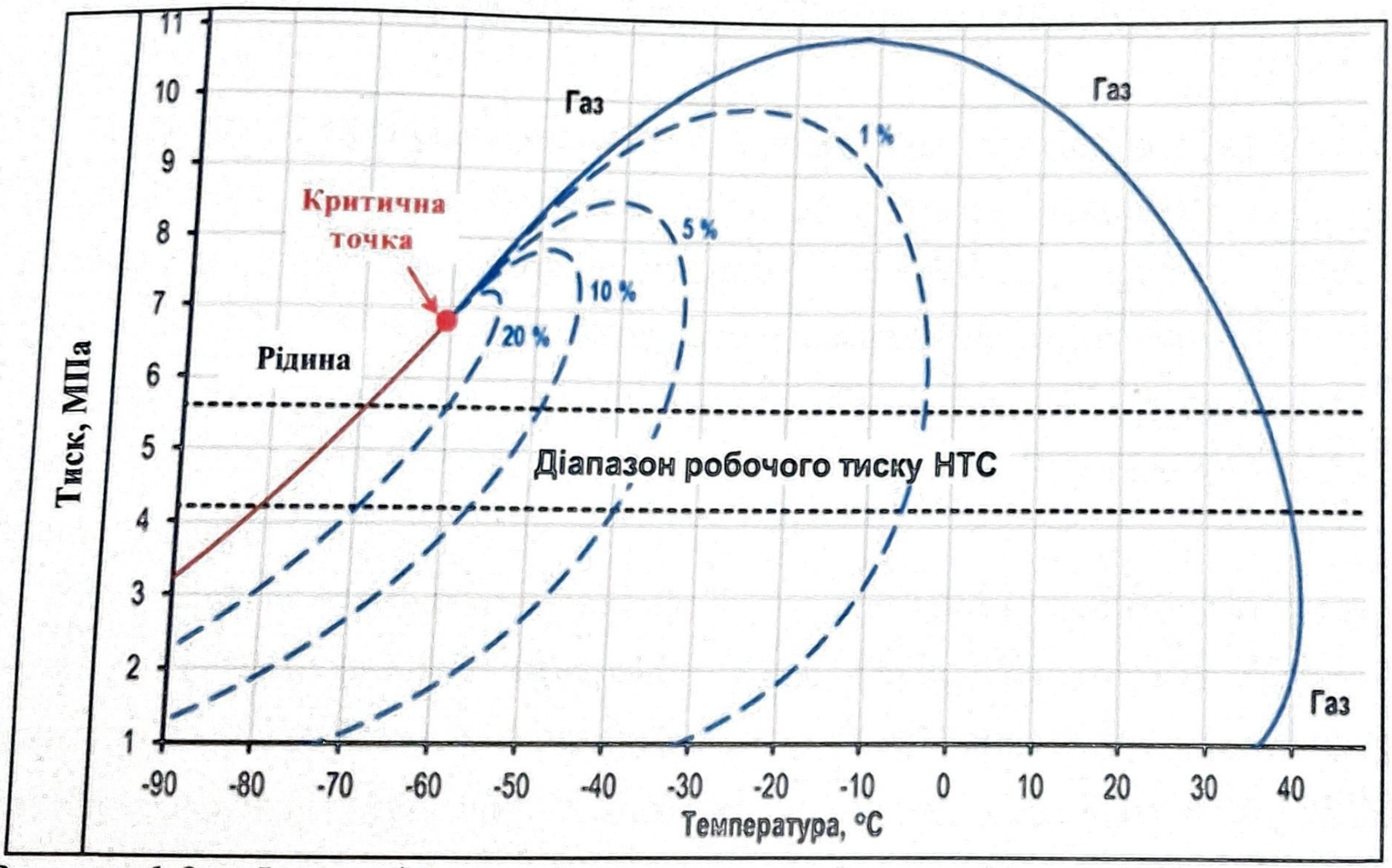


Рисунок 1.3 – Фазова діаграма «газ – вуглеводнева рідина» вхідного потоку газу низькотемпературного сепаратора С3 для газу з вмістом C_{5+} рівним 167,1 г/м^3: — – крива $ТТР_{вв}$; - - – криві рівних концентрацій рідкої вуглеводнів; — – крива температур точок кипіння

Як видно з представлених на рисунку 1.3 даних, даний газ має більш високий критичний тиск і в розглянутому діапазоні робочого тиску НТС ефект ретроградного випаровування рідких вуглеводнів при зниженні температури НТС неможливий. Незважаючи на те, що для газу з високим конденсатним фактором при більш високому тиску НТС, що перевищує критичний, даний вид ретроградного ефекту теоретично можливий, однак, він не становить практичного інтересу, оскільки для його реалізації зазвичай потрібна температура НТС нижче мінус 40 °С.

Таким чином, ефект ретроградного випаровування рідких вуглеводнів при зниженні температури є фактором, що обмежує мінімальну температуру НТС тільки при промисловій підготовці газу з низьким конденсатним фактором.

1.3. Низькотемпеатурна сепарація з дроселем або ежектором

Основним процесом промислової підготовки природного газу є його охолодження. Воно може відбуватися за рахунок зовнішнього джерела холоду або за рахунок використання наявного перепаду тиску між входом і виходом з УКПГ в спеціальних охолоджувальних пристроях - дроселі, ежекторі, детандері і ін. Типові технологічні схеми НТС з дроселем або ежектором і з турбодетандером мають свої переваги, недоліки і оптимальну нішу застосування.

Традиційна технологічна схема НТС з дроселем (ежектором) включає двох- або триступеневу сепарацію газу, охолодження газу первинної сепарації між ступенями сепарації в рекуперативних теплообмінниках та охолодження газу в дроселі або ежекторі. Відведена з сепараторів рідка фаза частково дегазується і в трифазних роздільниках розділяється на нестабільний конденсат і водний розчин інгібітору гідратоутворення.

В даний час технологія НТС з ежектором успішно застосовується на

початковій стадії розробки родовищ при високому тиску вхідного газу, на об'єктах, де відсутня вимога до подачі газу в магістральні газопроводи з низькою температурою. Вибір цієї технології обумовлений низькими капітальними та експлуатаційними витратами, а також легкістю регулювання технологічного процесу. Один з варіантів технологічної схеми НТС з ежектором наведено на рисунку 1.4. Перевага використання ежекторного пристрою від дросельного полягає в можливості залучення (ежекції) низьконапірних газів кінцевої дегазації конденсату в основний технологічний потік. Тоді як в дросельній технології утилізація низьконапірних газів здійснюється їх компримуванням з подальшою подачею в газ сепарації.

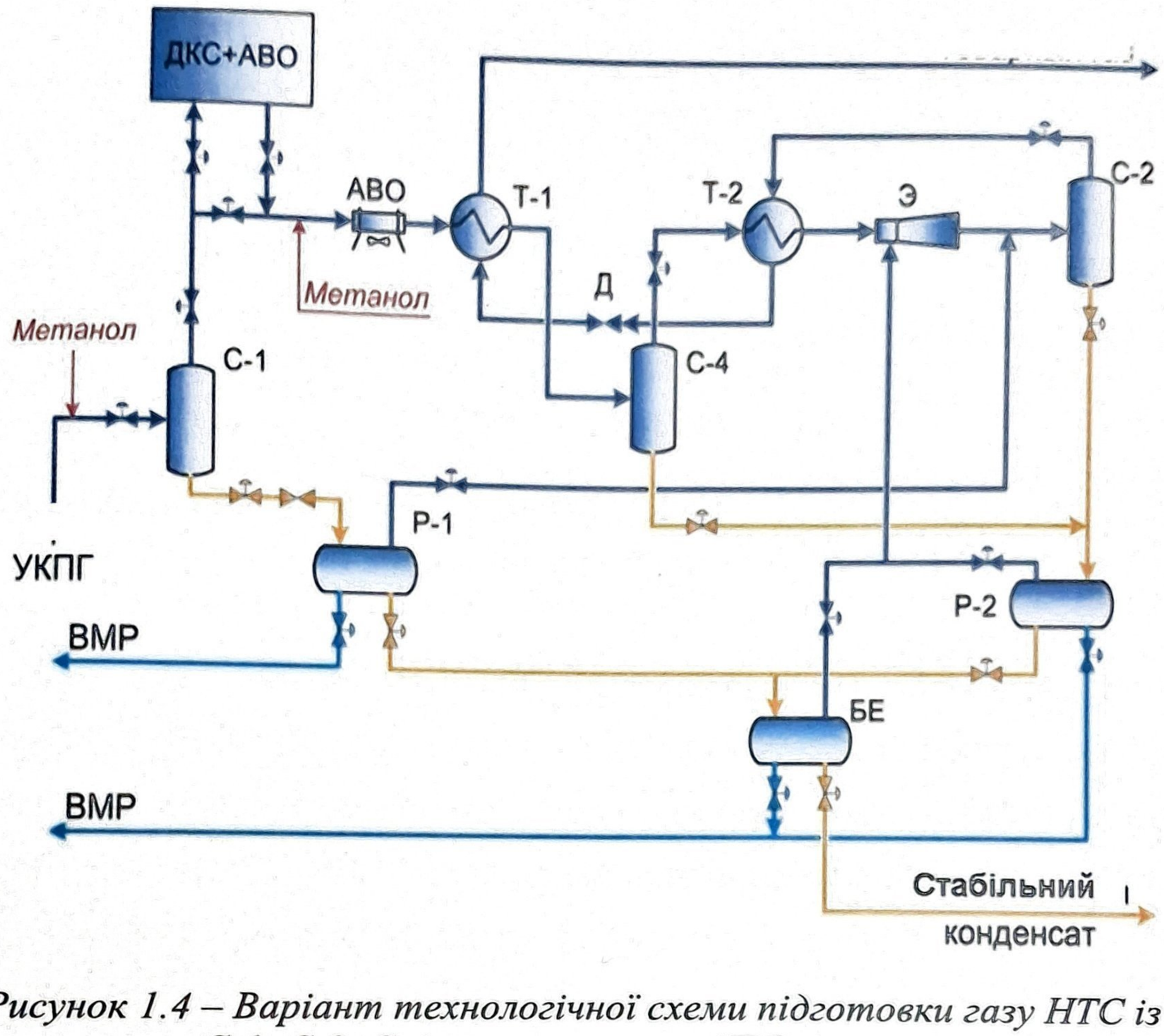


Рисунок 1.4 – Варіант технологічної схеми підготовки газу НТС із ежектором: С-1, С-2, С-4 – сепаратори; АПО – апарат повітряного охолодження; Т-1, Т-2 – теплообмінники; ДКС – дотискна компрессорна станція; Р-1, Р-2 – розділювачі; БЕ – буферна ємність; Д - дросель; Е – ежектор

В технологічній схемі НТС з дросселем або ежектором температурний рівень ступеня вилучення на 0,3 – 0,5 МПа вище тому рівню на виході з УКПГ. Тому збільшення ступеня вилучення C_3-C_4 і C_{5+} може бути досягнуто лише зниженням температури НТС. Приклад отриманої розрахункової залежності ступеня вилучення C_3-C_4 і C_{5+} при тиску НТС 6,0 МПа на вході в апарат наведено на рисунку 1.5.

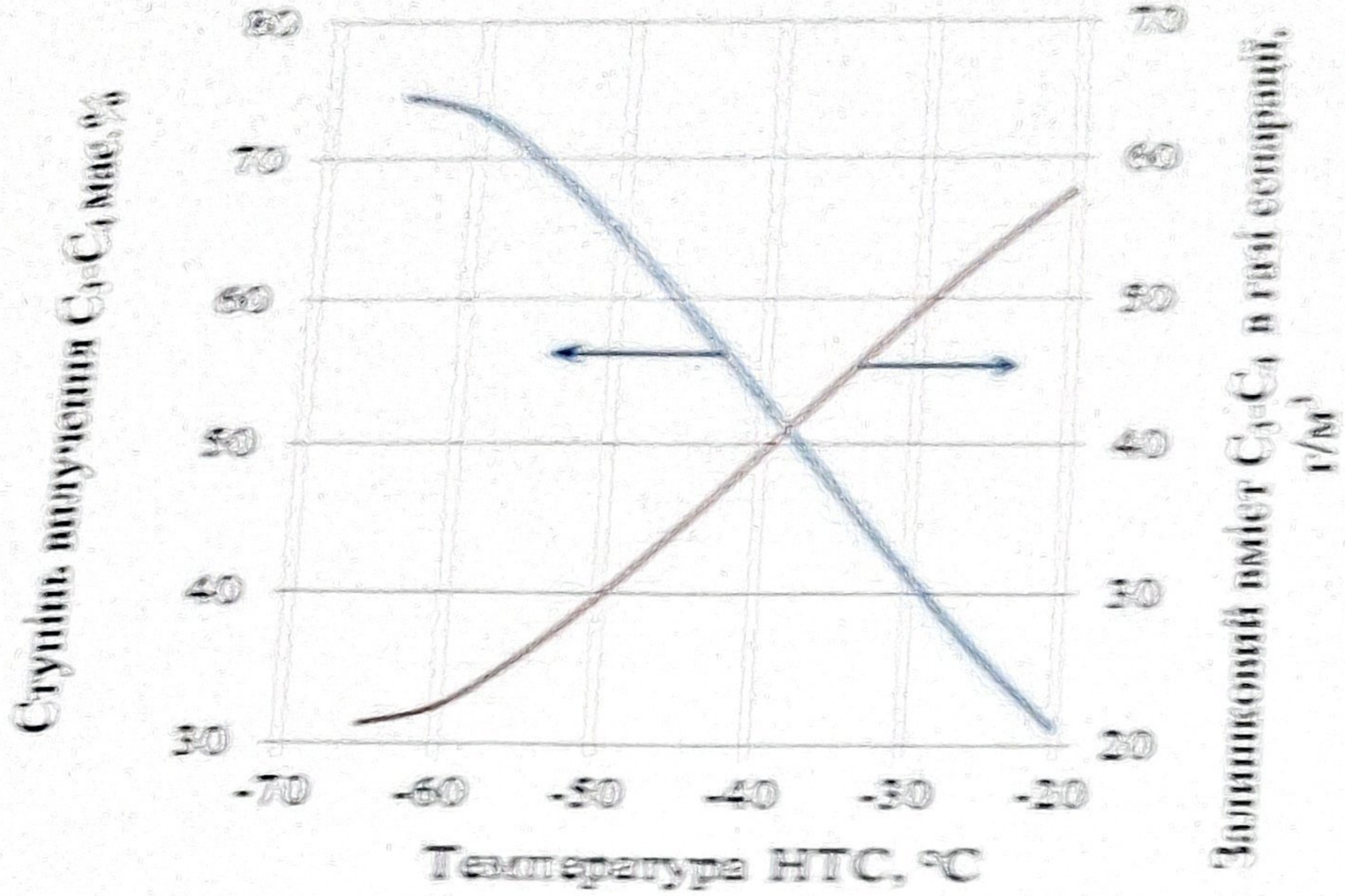


Рисунок 1.5 – Залежність ступеня вилучення та зміщення вмісту C_3-C_4 та C_{5+} від температури НТС (зниження температури НТС з мінус 20 до мінус 60°С дозволяє збільшити ступінь вилучення C_{5+} на 4,5%, а C_3-C_4 на 44%)

Мінімальна температура НТС для ежекторної технології становить приблизно мінус 30 °С. Досягнення більш низьких температур ускладнено внаслідок збільшення кількості низьконапірних газів кінцевого ступеня дегазації конденсату, які в якості пасивного потоку надходять на ежектор. Збільшення низьконапірних газів відбувається в результаті циркуляції (накопичення) C_3-C_4: конденсації в низькотемпературному сепараторі (С-2) і подальшої дегазації в кінцевому ступені дегазації конденсату (БЕ і Р-2). Зі зниженням температури НТС кількість газу дегазації – пасивного потоку збільшується і при певній температурі НТС призводить до замикання ежектора і порушення роботи всієї схеми в цілому.

У дросельної технології мінімальна температура сепарації також становить приблизно мінус 30 °С, оскільки збільшення кількості низьконапірних газів кінцевий ступені дегазації НК (що надходять в товарний газ) призводить до недотримання вимог якості газу.

Найбільш істотним недоліком технологій НТС з дроселем і ежектором, що обмежує застосування цих технологій, є підтримання необхідного перепаду тиску газу на установці. Для досягнення температури НТС мінус 30 - мінус 35°С це тиск становить 5-6 МПа. Забезпечення такого перепаду тиску здійснюється введенням дотискної компресорної станції (ДКС), розташованої після сепаратора першого ступеня.

1.4. Двоступенева система НТС

Найбільш простою модифікацією процесу НТС є двоступенева система НТС (тобто з двома сепараторами), що складається з первинного сепаратора, рекуперативного теплообмінника «газ – газ», дросельного пристрою (зазвичай це клапан-регулятор або ежектор) та низькотемпературного сепаратора. (рис 1.6) Як дросельний пристрій застосовується ежектор. Газ зі свердловин надходить у клапан-регулятор КлР1, в якому здійснюється редукування газу, що готується. Далі газ надходить у двоступінчасту систему НТС.

У двоступінчастій системі НТС газ, що готується, надходить у двофазний первинний сепаратор С 1, в якому здійснюється його сепарація від рідини і механічних домішок. (У випадках, коли передбачається можливість залпових надходжень рідини з газозбірної мережі, може також бути встановлений додатковий сепаратор-пробковловлювач перед первинним сепаратором). Далі газ із сепаратора С1 надходить у трубний простір рекуперативного кожухотрубчастого теплообмінника «газ - газ» Т1, в якому здійснюється його охолодження за рахунок рекуперації холоду товарного

газу, що проходить через міжтрубний простір, що призводить до конденсації з рідини, що готується. Далі газ, що готується з трубного простору теплообмінника Т1 надходить в ежектор Е1 в якості активного потоку. В ежекторі Е1 активний потік газу ізоентальпійно розширюється і підсмоктує пасивний потік газу. В результаті ізоентальпійного розширення тиск газу, що готується, знижується, що призводить до зниження його температури відповідно до ефекту Джоуля-Томсона і до конденсації з підготовлюваного газу рідини.

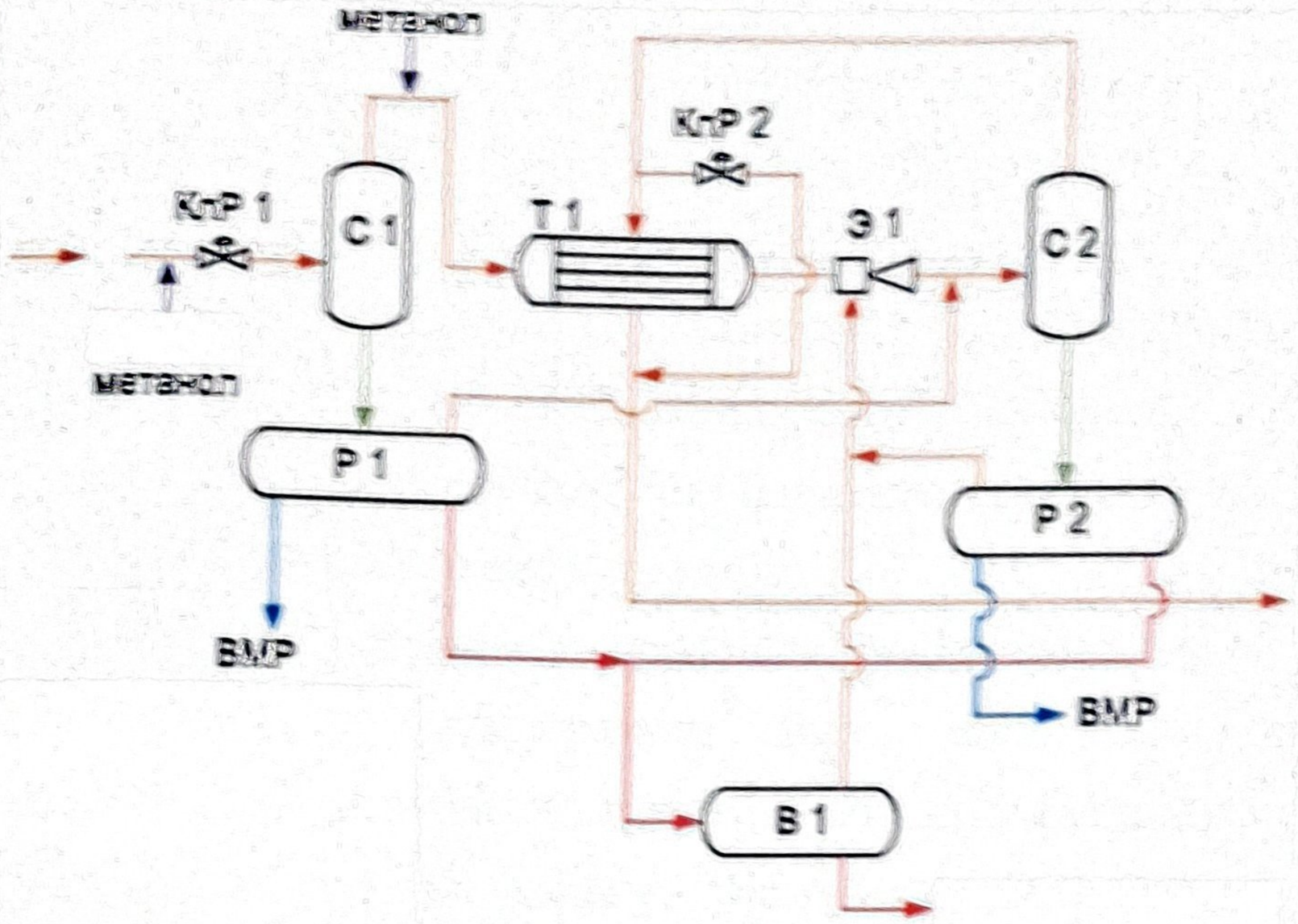


Рисунок 1.6 – Приклад реалізації двоступеневої системи НТС із ежектором ___ – газ; ___ – газовий конденсат; ___ – свіжий метанол; ___ – водометанольний розчин; ___ – суміш ВМР і газового конденсату у співставних кількостях

Далі газ з ежектора Е1 надходить у двофазний низькотемпературний сепаратор С2, в якому здійснюється його остаточна сепарація від рідини, в результаті чого газ набуває фізико-хімічні властивості товарного газу. Далі товарний газ з низькотемпературного сепаратора С2 надходить в міжтрубний простір теплообмінника Т1. Далі товарний газ із міжтрубного простору теплообмінника Т1 надходить у газопровід товарного газу.

необхідної температури НТС.

У цьому випадку необхідний перепад тиску газу, що готується, в дросельному пристрої може бути забезпечений за рахунок компримування на дожимних компресорних станціях (далі – ДКС) за такими схемами:

– компримування газу перед його охолодженням у системі НТС;

– компримування товарного газу перед його поданням у газопровід товарного газу газу;

– одночасне компримування газу перед його охолодженням у системі НТС і товарного газу перед його подачею в газопровід товарного газу.

Альтернативними варіантами, які можуть забезпечити зниження потреби в потужностях ДКС, є модифікації процесу НТС, в яких для охолодження газу замість дросельних пристроїв застосовуються турбодетандерні агрегати (далі – ТДА) та парокомпресійні холодильні машини (далі – ПКХМ).

1.5. НТС з детандер-компресорним агрегатом

Останнім часом технологічні схеми НТС з детандер-компресорним агрегатом (турбодетандерним агрегатом (ТДА)) набули широкого поширення в газовій галузі. Їх використання обумовлено можливістю досягнення значно більш низьких температур при тому ж перепаді тиску, в порівнянні з дросельною або ежекторною технологією.

У ТДА процес охолодження газу, що готується, здійснюється в турбодетандері за рахунок ізоентропійного розширення і в загальному випадку дозволяє здійснювати більше зниження температури на одиницю перепаду тиску, ніж при ізоентальпійному розширенні. При ізоентропійному розширенні газ, що готується, розкручує турбодетандер, віддаючи йому свою енергію, і при цьому різко знижується тиск і температура газу, що готується.

Розкручений турбодетандер зазвичай обертає компресор ТДА, що

знаходиться з ним на одному валу, який служить для компримування товарного газу (схема роботи турбодетандер – компресор), або для компримування підготовлюваного газу до його охолодження (схема роботи компресор – турбодетандер).

Необхідно відзначити, що існують досить жорсткі вимоги до вмісту рідини та механічних домішок у вхідному потоці газу ТДА (як турбодетандера, так і компресора), що потребує врахування цього фактора при розробці технологічних схем УКПГ та технологічного обладнання. З цієї причини в системах НТС для захисту турбодетандерів від рідини, що неминуче утворюється у значних кількостях з газу, що готується в рекуперативних теплообмінниках «газ-газ», передбачаються спеціально для цих цілей проміжні сепаратори. В результаті системи НТС, в яких передбачено застосування ТДА, зазвичай є триступінчастими (тобто з трьома сепараторами в системі НТС).

На рисунку 1.7 наведено приклад реалізації триступеневої системи НТС з ТДА (схема роботи турбодетандер – компресор) та ДКС. Представлена на даному рисунку схема містить ТДА ТК1, а також ДКС першої та другої ступені – ДКС1 і ДКС2 відповідно з газоперекачуючими агрегатами ГПА1, ГПА2 та апаратами повітряного охолодження АПО1, АПО2. В даному прикладі двофазний сепаратор C_2 є проміжним (для захисту турбодетандера ТДА ТК1 від рідини), а двофазний сепаратор C_3 - низькотемпературним. Крім того, в даному прикладі також представлений рекуперативний теплообмінник «газ - рідина» Т2, який призначений для нагрівання рідини, що скидається, з низькотемпературного сепаратора C_3 частиною потоку підготовлюваного газу, витрата якого регулюється за допомогою клапана-регулятора КлР4.Передбачено також байпас, за допомогою якого рідина з низькотемпературного сепаратора C_3 скидається в роздільник P_2 в обхід теплообмінника T_2.

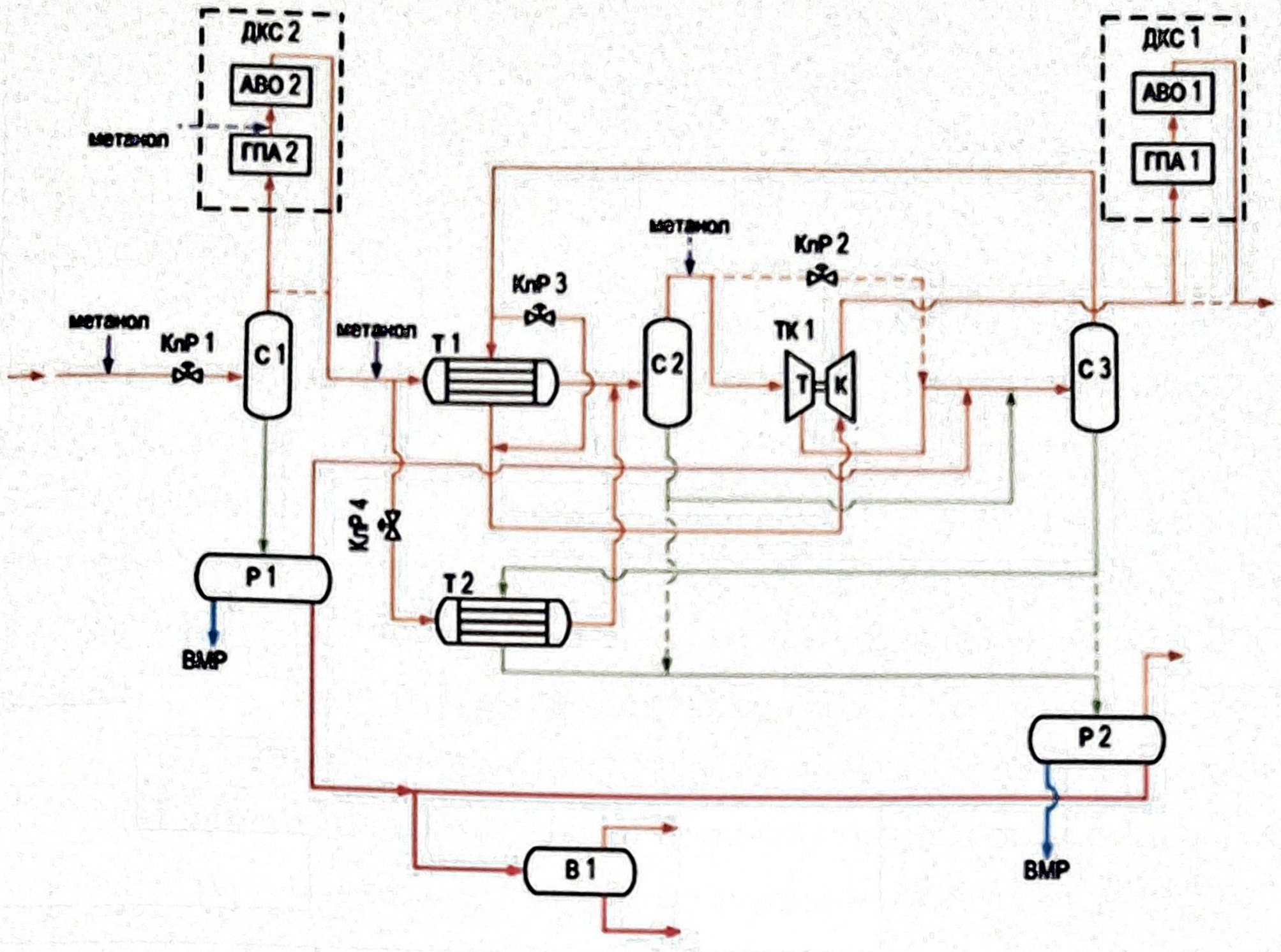


Рисунок 1.7 – Приклад реалізації триступеневої системи НТС з ТДА (схема роботи турбодетандер – компресор) та ДКС
___ – газ; ___ – газовий конденсат; ___ – свіжий метанол; ___ – водометанольний розчин; ___ – суміш ВМР і газового конденсату у співставних кількостях

У міру зниження тиску в покладах, що експлуатуються, здійснюється введення в експлуатацію ДКС1. Застосування ДКС1 дозволяє підтримувати необхідний ступінь розширення в турбодетандері ТДА ТК1 при зниженні тиску вхідного потоку газу системи НТС, тобто в цьому випадку здійснюється зниження тиску в низькотемпературному сепараторі $С_3$ і підтримання необхідного тиску товарного газу, що подається в газопровід товарного газу, за рахунок його компримування.

При більшому зниженні тиску в покладах, що експлуатуються, коли вже стає нераціональним подальше зниження тиску в низькотемпературному сепараторі $С_3$, здійснюється введення в експлуатацію ДКС2 з метою забезпечення необхідного тиску вхідного потоку газу системи НТС.

Можливе також застосування АПО2 і до введення в експлуатацію ГПА2 з метою охолодження газу, що готується перед його подачею в трубний простір теплообмінника Т1, що може значно підвищити холодопродуктивність системи НТС, особливо, в зимовий період експлуатації.

Для інгібування гідратоутворення передбачена подача свіжого метанолу у вхідний потік газу клапана-регулятора КлР 1 і у вхідний потік газу трубного простору теплообмінника Т1. Крім того, передбачена подача свіжого метанолу у вхідний потік газу АПО2 і вихідний потік газу проміжного сепаратора C_2. Незважаючи на те, що внаслідок значного охолодження газу, що готується в клапані-регуляторі КлР2 або в турбодетандері ТДА ТК1 виникають умови гідратоутворення в даному потоці газу, подача свіжого метанолу у вхідний потік газу даного технологічного обладнання (вихідний потік газу проміжного сепаратора C_2) не здійснюється, оскільки при охолодженні даного потоку газу відбувається інтенсивна конденсація з нього метанолу, яким газ, що готується, насичується при інгібуванні гідратоутворення перед теплообмінником Т1, тобто. у цьому випадку реалізується так званий режим «самоінгібування» газу, що готується [9, 13, 67].

Скидання рідини з проміжного сепаратора C_2 здійснюється у вхідний потік газу низькотемпературного сепаратора C_3. Дане рішення застосовується для зниження концентрації метанолу в ВМР низькотемпературного сепаратора C_3 за рахунок його розведення з меншою концентрацією метанолу ВМР проміжного сепаратора C_2. В результаті реалізується ефект зниження втрат метанолу у складі товарного газу внаслідок зниження концентрації метанолу у ВМР низькотемпературних сепараторів, оскільки зниження концентрації метанолу в контактуючому з газом ВМР супроводжується зниженням вмісту метанолу в даному газі, що підтверджується розрахунком, наприклад згідно методики [68].

За відсутності «надлишкової» концентрації метанолу у ВМР

низькотемпературних сепараторів, скидання рідини з проміжного сепаратора C_2 може здійснюватися в розділювач Р2. Газ дегазації з роздільника Р1 надходить у вхідний потік газу низькотемпературного сепаратора C_3. Газ дегазації з вивітрювача В1 і роздільника Р2 надходить на утилізацію.

На відміну від процесів ізоентальпійного розширення в дросельних пристроях і ізоентропійного розширення в турбодетандерах, процес охолодження в ПКХМ не супроводжується зниженням тиску газу, що готується, і здійснюється в теплообмінниках-випарниках, в яких циркулює холодоагент (пропан, етан).

В роботі [69] зроблено висновок, що ТДА за техніко-економічним показниками має значні переваги проти ПКХМ. Цей висновок було зроблено за підсумками випробувань першої ТДА на Шебелинському ДКМ ще 1971 р., що спричинило організацію розробки та широкого застосування ТДА. Визнання значних техніко-економічних переваг ТДА перед ПКГМ зберігається і зараз. Послідовність процесів компримування і детандування в технологіях НТС з детандер-компресорним агрегатом – підключення за схемою «компресор-детандер» («К-Д») або ж «детандер-компресор» («Д-К») робить істотний вплив на технологічні параметри роботи установки підготовки газу і виходи товарної продукції. Підключення ТДА за схемою «К-Д» забезпечує проведення процесу низькотемпературної сепарації при постійній (цілорічній) температурі близько мінус 35 °С і тиску максимально наближеному до тиску газу на виході з УКПГ.

Приклад застосування ТДА по схемі підключення «К-Д» в складі промислових об'єктів підготовки газу показаний на рис. 1.8. Робота технологічної схеми при підключенні ТДА за схемою «Д-К» дозволяє більш повно використовувати холод навколишнього середовища. Так, в зимовий період може бути досягнута температура сепарації мінус 50 °С, однак влітку не нижче мінус 25 °С. Особливістю технологічних схем НТС з ТДА по схемі підключення «Д-К» є проведення процесу ТНС при тиску максимально наближеному до області максимальної конденсації C_{3+}.

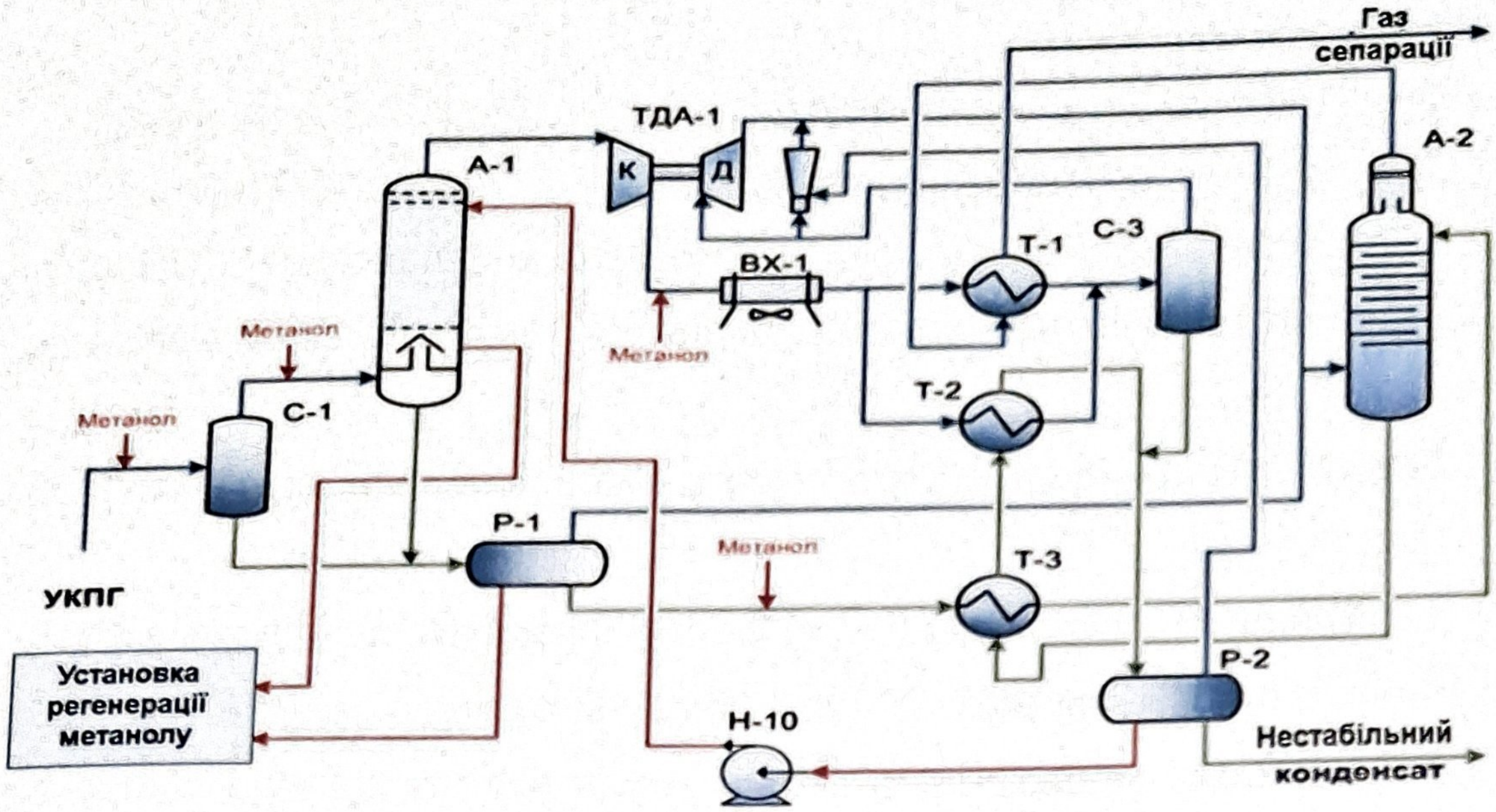


Рисунок 1.8 – Один з варіантів технологічної схеми НТС з ТДА по схемі підключення «компресор-детандер»: С-1, С-3 - сепаратор; Т-1, Т-2, Т-3 - теплообмінник; 10С-1, 20С-1, 20С-2 - сепаратор; ВХ-1 - апарат повітряного охолодження; Р-1, Р-2 - роздільник; А-1, А-2 - абсорбер; ТДА - турбодетандерний агрегат; Е-1 – ежектор

Приклад установки НТС з ТДА в обв'язці «Д-К» наведено на рис. 1.9.

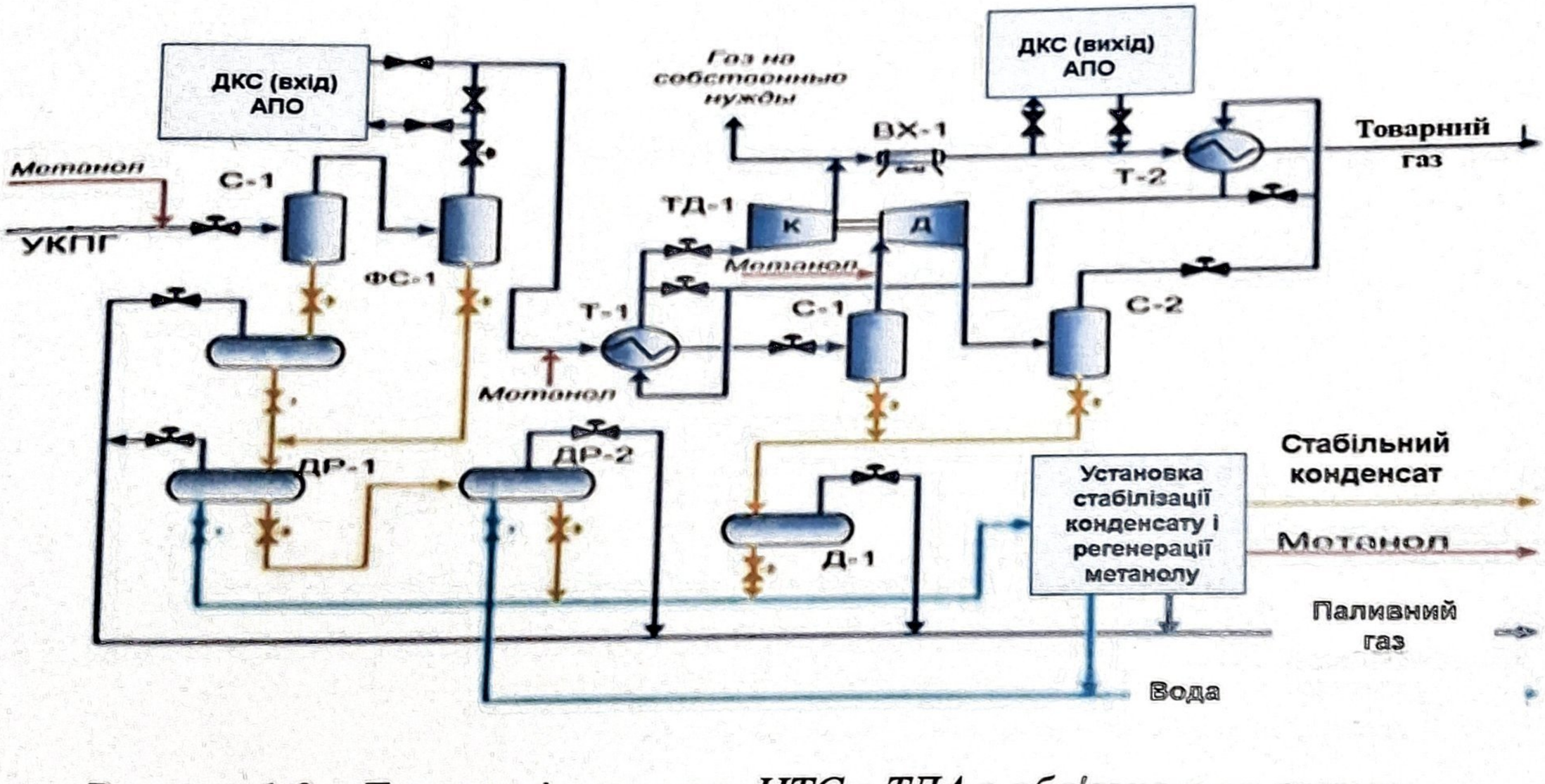


Рисунок 1.9 – Технологічна схема НТС з ТДА з обв'язкою за схемою підключення «детандер-компресор»: 10С-1, 20С-1, 20С-2 - сепаратор; 10ФС-1 – фільтр-сепаратор; 20ФХ-1 – повітряний холодильник; 20Т-1, 20Т-2 – теплообмінник; 10ДР-1, 10ДР-2 – дегазатор роздільник; 20Д-1 дегазатор; 20ТД-1 – турбодетандерний агрегат;20АР-1 - арматурний вузол

Тому проведено пробу відпустити газ в лінію технологічну при температурі НТС (вище 25°С) і тиском вищим ніж початковий робочий тиск продукції в трубопроводі до технологічних споживачів. Крім того, можливість виникнення гідратів газового конденсату.

1.6. Технологія низькотемпературної сепарації і ректифікації

Існує декілька способів одержання C_{3+} з газами НТС за температурою вище мінус 50 ... мінус 55 °С. При низькій пропускній здатності НТС при таких низьких температурах разом з цільовим компонентом C_{3+} конденсується вода і ще не вилучені, але ті самі цільового продукту потрібно застосувати процес ректифікації. Технологічна схема, що містить лише ректифікацію, застосовується в загальному світі, отримала назву низькотемпературної сепарації і ректифікації (НТСР).

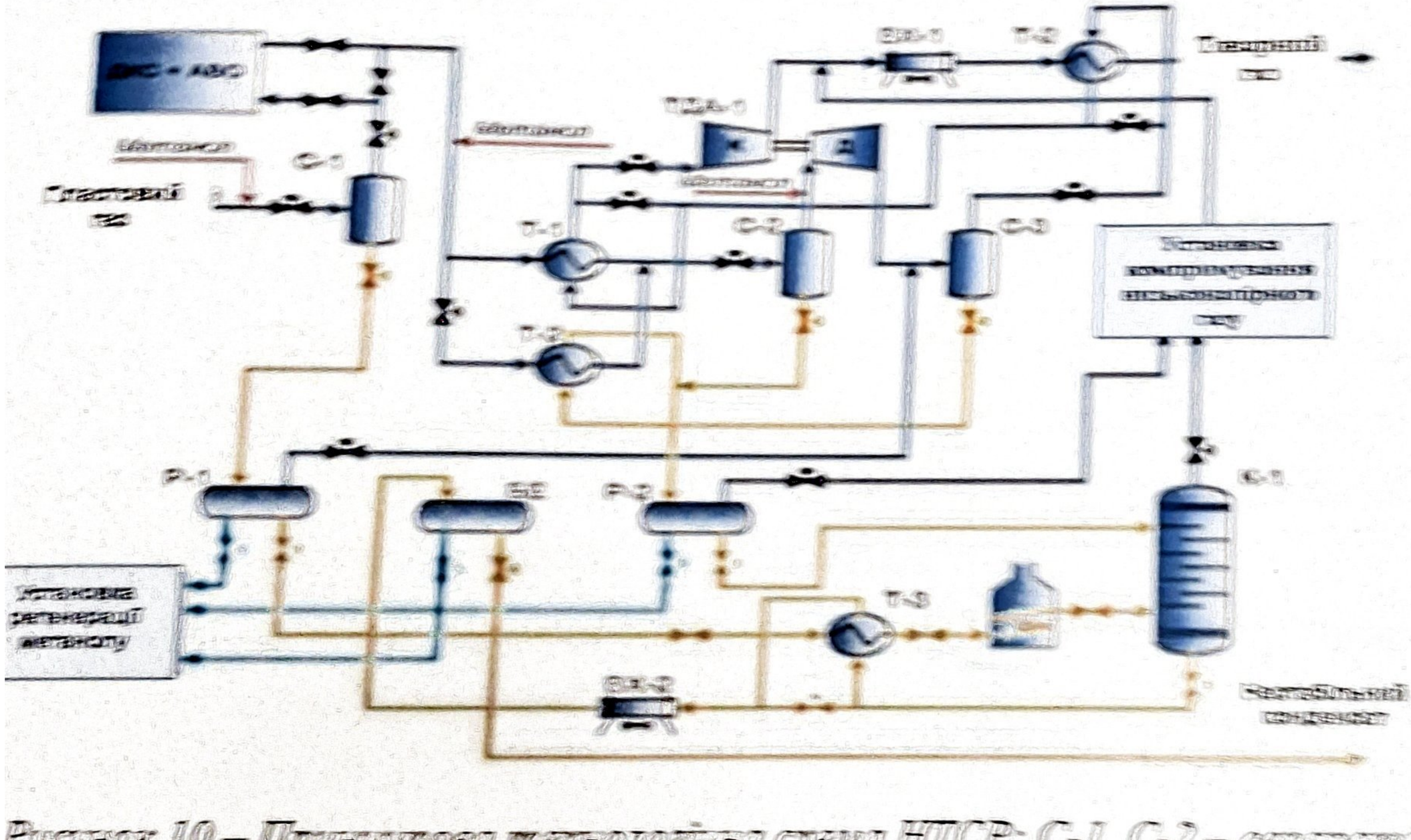


Рисунок 10 – Принципова технологічна схема НТСР: С-1, С-2 – сепаратор ВХ-1, ВХ-2 – повітряний холодильник Т-1, Т-2, Т-3 – теплообмінник; КУ-1 – компресорна установка; Р-1, Р-2, Р-3 – роздільник; Н-1 – насос подачі конденсату; К-1 – колона ректифікації; П-1 – піч підігріву конденсату

Різноманітність технологій НТСР пов'язано з особливостями складу родовища і вимогами до рідкої продукції. Один з варіантів технології НТСР з отриманням товарного нестабільного конденсату наведено на рисунку 10.

В технології низькотемпературної сепарації і ректифікації в якості живлення ректифікаційної колони використовується нестабільний конденсат першого ступеня сепарації, а в якості потоку зрошення – конденсат, виділений на наступних ступенях сепарації. У зрошенні колони практично не містяться «важкі» вуглеводні, що дозволяє без додаткової підготовки направляти гази дегазації з колони ректифікації в товарний газ.

1.7. **Висновки до розділу I**

Ефект ретроградного випаровування рідких вуглеводнів при зниженні температури є фактором, що обмежує мінімальну температуру НТС тільки при промисловій підготовці газу з низьким конденсатним фактором.

На відміну від процесів ізоентальпійного розширення в дросельних пристроях і ізоентропійного розширення в турбодетандерах, процес охолодження в ПКХМ не супроводжується зниженням тиску газу, що готується.

Альтернативними варіантами, які можуть забезпечити зниження потреби в потужностях ДКС, є модифікації процесу НТС, в яких для охолодження газу замість дросельних пристроїв застосовуються турбодетандерні агрегати та парокомпресійні холодильні машини.

Підбір параметрів процесу низькотемпературної сепарації дозволяє збільшити ступінь вилучення цільових компонентів та знизити їх вміст у товарному газі.

Розділ II. УДОСКОНАЛЕННЯ ТЕХНОЛОГІЇ АБСОРБЦІЙНОЇ ПІДГОТОВКИ ГАЗУ

2.1. Низькотемпературна абсорбція вуглеводневих компонентів

Поряд з технологіями НТС для обробки попутних нафтових і конденсатовмісних газів також знайшли застосування абсорбційні технології. Як абсорбенти використовуються вуглеводневі суміші, одержувані з газу, що обробляється. Як показує проведений аналіз технологічної схеми абсорбційної підготовки газу, умови процесу абсорбції та склад абсорбенту далекі від оптимальних.

Абсорбційні технології в промислових умовах застосовуються для підготовки природного газу, конденсатовмістного газу і попутного нафтового газу. Підготовка попутного нафтового газу переважно здійснюється за технологією масляної абсорбції (МА) при температурі навколишнього середовища і тиску від 1,4 до 4,0 МПа. В якості абсорбенту застосовують нафтові фракції при високій питомій витраті абсорбенту, що становить близько 0,8 кг/м^3. При цьому вилучення C_{5+} незначне - не вище 7% від їх потенційного змісту в оброблюваному газі.

Розвиток технологій масляної абсорбції стосовно промислової підготовки газу газоконденсатних родовищ пішло по шляху зниження температури процесу абсорбції. Це дозволило збільшити ступінь вилучення пропан-бутанової фракції і C_{5+}. Технологія НТС підготовки пластового газу, доповнена процесом абсорбції при негативних за Цельсієм температурах, отримала назву технології низькотемпературної абсорбції (НТА). У технологіях НТА охолодження газу здійснюється з використанням традиційних пристроїв (ежектор або ТДА). Підтримка температури в абсорбері в літній період здійснюється з застосуванням турбодетандерів, які розташовані паралельно ежектора.

На установках НТА в якості абсорбенту застосовують нестабільний

конденсат першого ступеня сепарації після відділення водно-метанольної фази.

Технологія НТА характеризується:

- можливим обмеженням по мінімально досяжній температурі підготовки газу на рівні мінус 30 ... мінус 33 °С, що обумовлене ризиками відкладення парафінів всередині абсорбера при наявності в складі пластового газу парафінів. (В абсорбері можлива кристалізація парафінів на поверхнях масообмінних елементів: в результаті порушується режим їх роботи і установки в цілому);
- впливом навіть невеликого крапельного виносу абсорбенту на точку роси товарного газу по вуглеводнях. Це обумовлено наявністю важких вуглеводнів в абсорбенті;
- відсутністю можливості регулювання кількості і компонентного складу абсорбенту. Зокрема, в процесі розробки родовища питома кількість абсорбенту значно зменшується, що призводить до зниження ефективності процесу абсорбції.

Процес НТА може бути удосконалений у частині організації циркуляційних потоків абсорбенту з метою регулювання його кількості та компонентного складу.

2.2.Аналіз досвіду експлуатації абсорбційних установок

Принципову технологічну схему промислової низькотемпературної абсорбції наведено на рисунку 2.1. Згідно з технологічною схемою, пластовий газ зі свердловин надходить у пробкоуловлювачі ПУ-1 і потім первинні сепаратори С-1. Газ сепарації направляють на ДКС-1В, оснащену власними вхідними газосепараторами ГС-1 та АВО газу. Газ після ДКС-1В з тиском 9,4 МПа надходить у кубову частину масообмінного апарату А-1, що використовується для насичення газу парами метанолу за рахунок його віддування з відпрацьованого (насиченого) ВМР.

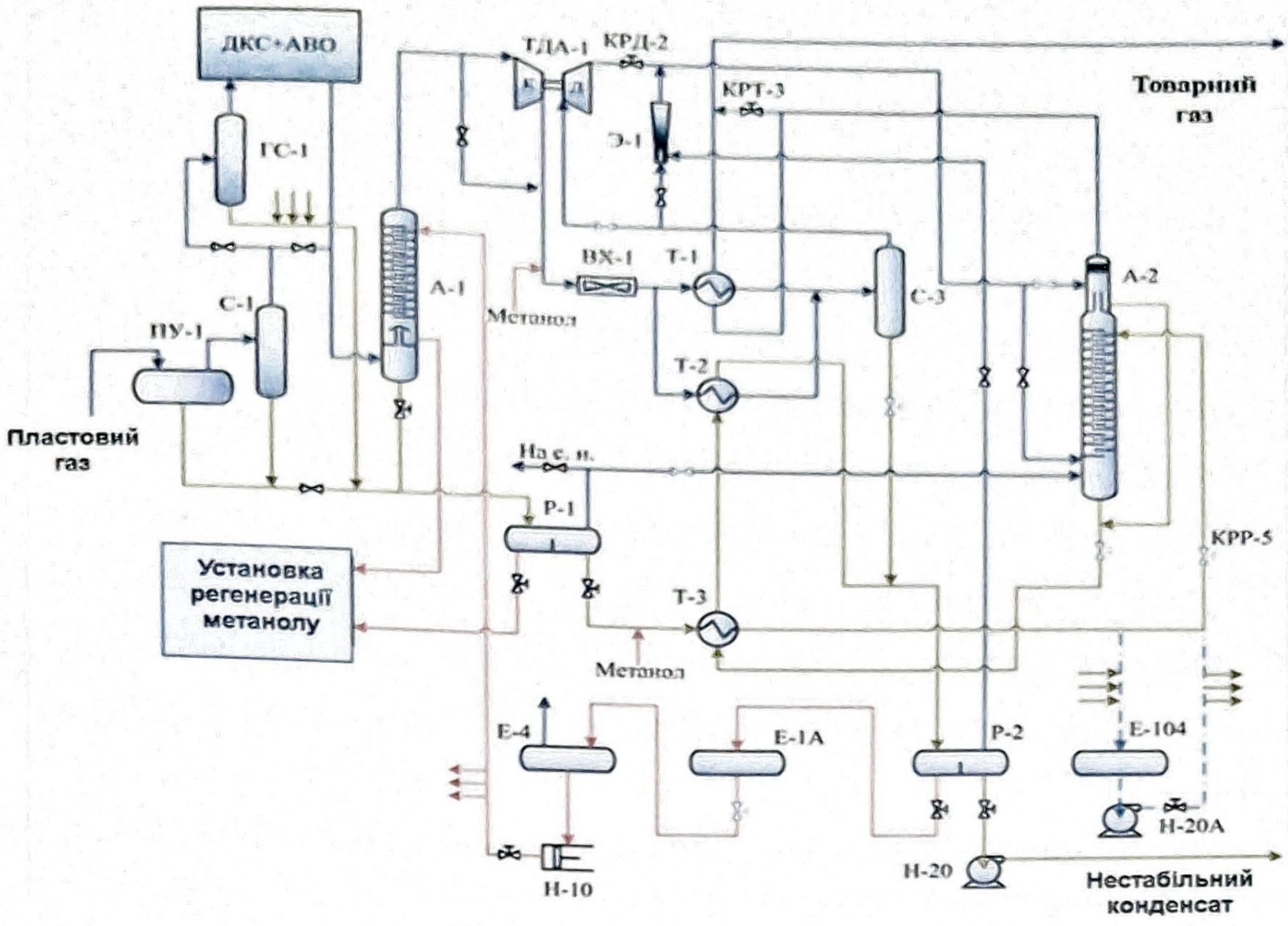


Рисунок 2.1 – Принципова технологічна схема промислової низькотемпературної абсорбції: ПУ-1 – пробкоуловлювачі Р-1, Р-2 – розділювач, С-1, С-3 – сепаратор А-1, А-2 – абсорбер, АПО – апарат повітряного охолодження, К-1 – колона ректифікації, Т-1, Т-2, Т-3 – теплообмінник, ТДА – турбодетандерний агрегат, КРР-1, КРР-2 – кран регулятор витрати, Е-1 – ежектор, КРД-1, КРД-2 - кран регулятор тиску, 10ДР-1, 10ДР-2 - дегазатор роздільник, 10С-1, 20С-1, 20С-2 - сепаратор, 20Д-1 - дегазатор, 10ФС-1 - фільтр-сепаратор, 20ТД-1 - турбодетандерний агрегат , 20ФХ-1 – повітряний холодильник, 20АР-1 – арматурний вузол, 20Т-1, 20Т-2 – теплообмінник

Технологія ПНТА, що розглядається, передбачає сезонне (літнє) використання турбодетандерного агрегату. У літній період газ з А-1 компримують у турбокомпресорі ТДА-1, після чого його охолоджують у повітряному холодильнику ВХ-1 та паралельно розташованих рекуперативних теплообмінниках Т-1 та Т-2, сепарують у сепараторі С-3 та охолоджують у турбодетандері Д ТДА-1 з досягненням регламентних значень процесу: температури мінус 30 °С та тиску від 4,5 МПа (у зимовий період) до 5,5 МПа (влітку). Для залучення до технологічного циклу

низьконапірних газів з кінцевого роздільника Р-2 передбачені ежектори Е-1, розташовані паралельно турбодетандеру ТДА-1. Охолоджений газ направляють на нижню напівглуху тарілку вуглеводневого низькотемпературного абсорбера А-2. Відсепарована рідина перетікає в кубову частину А-2, а газ проходить масообмінну секцію, в якій з нього добуваються вуглеводні, переважно фракція C_3-C_4, рахунок контакту з конденсатом, виділеним в розділювачі Р-1 і охолодженому в теплообміннику Т-3. Насичений конденсат-абсорбент також перетікає в кубову частину А-2. У цю ж зону вище за рівень рідини подають газ дегазації з Р-1. Апарат А-2 має верхню зону сепарації, яка може бути задіяна при роботі за схемою НТС. Газ з верху А-2 нагрівається в теплообміннику Т-1 до температури мінус 2 - 5 °С і як товарний надходить на замірний вузол і далі в газопровід.

Таблиця 2.1 - Термобаричні параметри характерного режиму експлуатації установки (згідно технологічної схеми, представленої на рисунок 2.1)

Параметри	Апарат						
	С-1	ВХ-1	С-3	А-1	А-2	Р-1	Р-2
Тиск, МПа	8,5	8,5	8,3	8,5	4,0	4,45	3,15
Температура, °С	22,4	8,5	-6,6	24,4	-29,0	17,5	-6,2

Конденсат з куба А-2 редукують до тиску близько 3,4 МПа, послідовно нагрівають в теплообмінниках Т-3 і Т-2 до температури мінус 2...мінус 5 °С і подають в кінцевий трифазний роздільник Р-2. Вуглеводневий конденсат з Р-2 дотискають насосами Н-20 до тиску 6,5 ... 7,0 МПа, вимірюють його кількість і як товарний направляють в конденсатопровід на завод деетанізації конденсату. Технологія попередження гідратоутворення передбачає: подачу метанолу в систему збору газу перед АВО ДКС, ВХ-1, ТДА-1 в конденсат на лінії між Р-1 і Т-3 та інші точки схеми. У технологічній схемі використовується процес десорбції (віддувки) метанолу з ВМР в А-1, також є окрема установка регенерації метанолу (УРМ).

Таблиця 2.2 – Материальний баланс установки (згідно технологічної схеми, представленої на рисунок 2.1)

Параметри	Вхідний потік	Вихідні потоки			
		Газ сепарації	НК	ВМР із А-1	ВМР із Р-1
Кількість: тыс. м³/ч	361,3	344,4	–	–	–
т/ч	–	–	36,543	1,018	1,831
Вміст компонентів: г/м³ (на вхідний газ / на газ сепапрації)					
C_{3+}	115,2/ 120,8	28,5 / 29,9	86,7 / 90,9	менше 0,1	менше 0,1
в тому числі: C_3	28,8 / 30,2	18,8 / 19,7	10,0 / 10,5		
C_4	20,7 / 21,7	6,7 / 7,0	13,9 / 14,6		
C_{5+}	65,7 / 68,9	3,0 / 3,2	62,7 / 65,7		
метанол	1,9 / 2,0	0,28 / 0,29	0,77 / 0,84	1,59 / 1,67	1,01 / 1,06
вода	4,4 / 4,6	0,007	0,0014	1,17 / 1,22	4,04 / 4,24

Таблиця 2.3 – Розрахунковий склад абсорбента установки (згідно технологічної схеми, представленої на рисунок 2.1)

Компонент	Вміст	
	мол.%	мас.%
CH_4	21,65	4,61
C_2H_6	9,12	3,64
C_3H_8	5,63	3,30
i-C_4H_{10}	2,84	2,20
n-C_4H_{10}	4,38	3,39
i-C_5H_{12}	3,25	3,12
n-C_5H_{12}	3,43	3,29
Fr_1 ($T_{кип}$=60 °С, М=84,3 г/моль)	8,50	9,55
Fr_2 ($T_{кип}$=95 °С, М=104,4 г/моль)	17,90	24,90
Fr_3 ($T_{кип}$=125 °С, М=121,9 г/моль)	12,64	20,52
Fr_4 ($T_{кип}$=155 °С, М=140,2 г/моль)	6,14	11,47
Fr_5 ($T_{кип}$=185 °С, М=159,6 г/моль)	3,10	6,60
Fr_6 ($T_{кип}$=215 °С, М=180,9 г/моль)	1,42	3,41

Також слід зазначити, що технологічна схема ПНТА характеризується підвищеним споживанням метанолу – 1,4 - 1,6 г/м³, що перевищує його витрати на установках НТС на тому самому температурному рівні сепарації.

Вміст метанолу у вихідних потоках УКПГ становить: у газі сепарації – 0,26 г/м^3, у товарному ПК – 1,02 г/м^3 (до 0,8 - 1,0 мас.%) та у скидній воді – 0,36 товарному конденсаті. Це зумовлено необхідністю проводити інгібування гідратоутворення як газового потоку, так і вуглеводневого конденсату, що спрямовується в абсорбер А-2 як зрошення.

Згідно з отриманими розрахунковими даними при питомій витраті абсорбенту 10 г/м^3, ступінь вилучення C_{5+} щодо технології НТС без застосування процесу абсорбції становить 85%. Подальше збільшення питомої витрати абсорбенту призводить до подальшого, але вже незначного додаткового вилучення C_{5+}. Зниження вмісту вуглеводнів C_{3+} у газі після абсорбції відбувається в результаті вилучення вуглеводнів C_3-C_4. Таким чином, оптимальна кількість питомої витрати абсорбенту, що забезпечує поглиблене вилучення C_{5+} і C^3-C^4, становить 15 - 20 г/м^3, при цьому рівень вилучення C_3-C_4 знаходиться на рівні 35 - 40%.

Оскільки необхідна питома витрата абсорбенту для поглибленого вилучення C_{3+} повинна становити не менше ніж 25 - 30 г/м^3. (рис. 2.2). Тому доцільно дослідити можливості збільшення питомої витрати абсорбенту за рахунок розширення діапазону початку кипіння фракцій, що входять до складу абсорбенту з 150 до 120 °С.

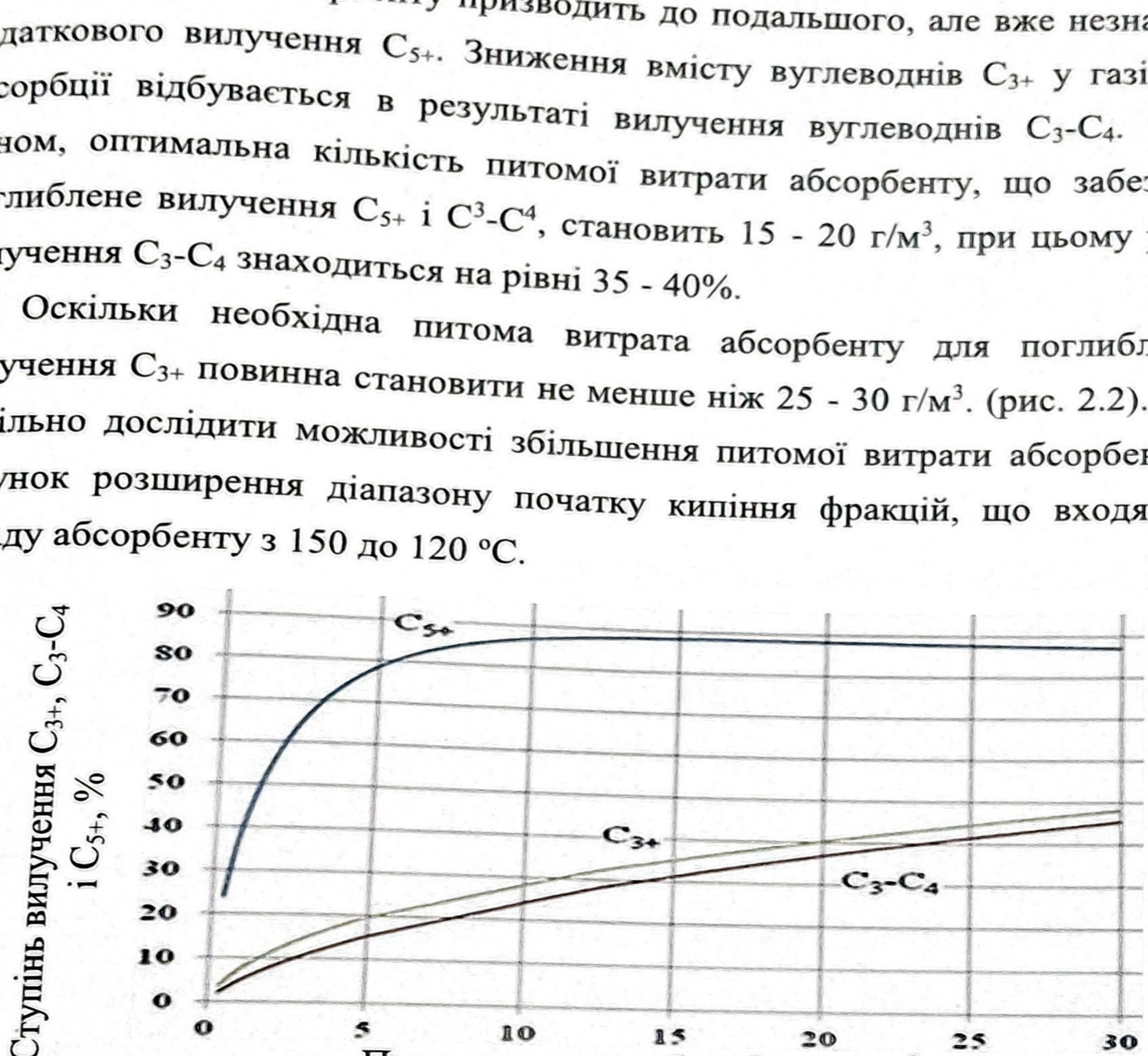


Рисунок 2.2 – Ступені вилучення C_{3+}, C_3-C_4 та C_{5+} при використанні у якості абсорбента фракції 150-170 °С (температура абсорбції мінус 30 °С, тиск 3,95 МПа)

2.3. Залежності вилучення компонентів C_{3+} від температури і фракційного складу абсорбенту

Завдання полягає в підборі абсорбенту оптимального складу і його застосуванні для збільшення ступеня вилучення цільових компонентів з газу, що надходить в абсорбер. На рис. 2.3 у якості прикладу наведено результати розрахунків вилучення з газу, що надходить в абсорбер н-бутану.

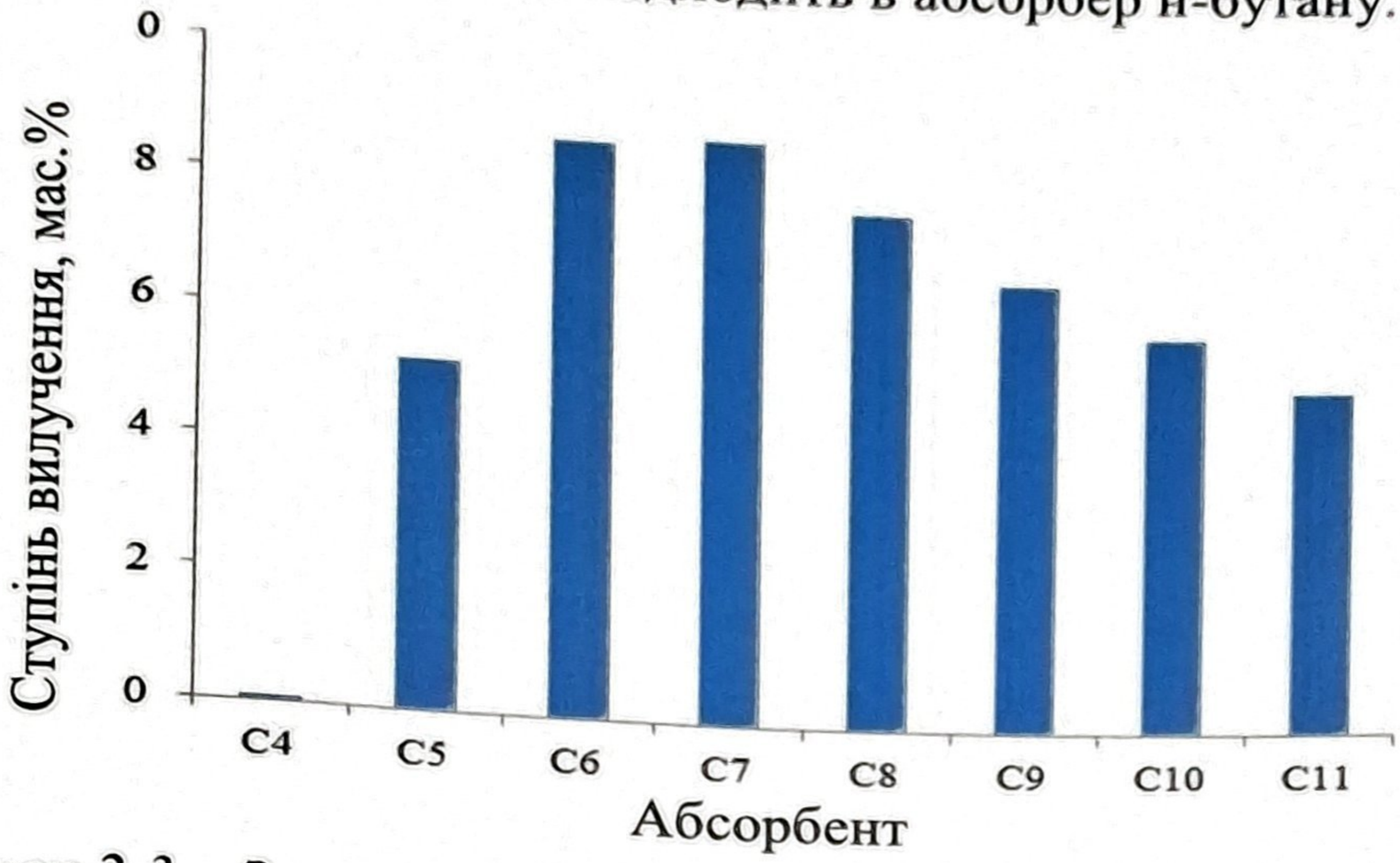


Рисунок 2.3 – Залежність ступеня вилучення н-бутану різними вуглеводневими абсорбентами

З представленого графіка видно, що для отримання н-бутану оптимальними абсорбентами є гексан і гептан, а також їх суміші. Ступінь вилучення при цьому недостатньо велика, всього 9%, проте вона може бути підвищена шляхом збільшення питомої витрати абсорбенту з 10 до 20 г/м^3. Аналогічні розрахункові дослідження було проведено й інших цільових вуглеводнів (C_3, C_5, і C_6). Отримані результати показали, що кожному цільовому компоненту відповідає індивідуальний абсорбент, який забезпечує максимальне вилучення.

Проведені вище розрахунки було виконано з прикладу вуглеводнів парафінового ряду. Насправді газоконденсатні гази характеризуються не індивідуальними компонентами, а компонентно-фракційним складом. Компоненти від метану до пентану розглядаються індивідуально, а суміш вуглеводнів C_{6+} розбивається на досить вузькі фракції. Фракційний опис

вуглеводневого складу C_{6+} дозволяє врахувати наявність вуглеводнів нафтенового типу, ізо-будови та ароматичних вуглеводнів. Вуглеводневі фракції характеризуються температурами початку та кінця кипіння. Чим менший цей інтервал, тим точніше описуються властивості вуглеводнів.

Як абсорбент розглядалися десятиградусні фракції (далі фракція), які були отримані при фізико-хімічному аналізі проб товарного нестабільного конденсату. При проведенні розрахунків значення температури кипіння кожної з фракцій приймають як середнє між початком і кінцем кипіння. Додаткове вилучення C_{3+}, C_3-C_4 та C_{5+} з газу, що надходить у низькотемпературний абсорбер, щодо базової технології НТС наведено на рисунку 2.3. Розрахункові дані отримані для температури в абсорбері та сепараторі НТС мінус 30 °С і тиску 6,0 МПа при чотирьох теоретичних ступенях в абсорбері та питомій витраті абсорбенту 20 г/м^3.

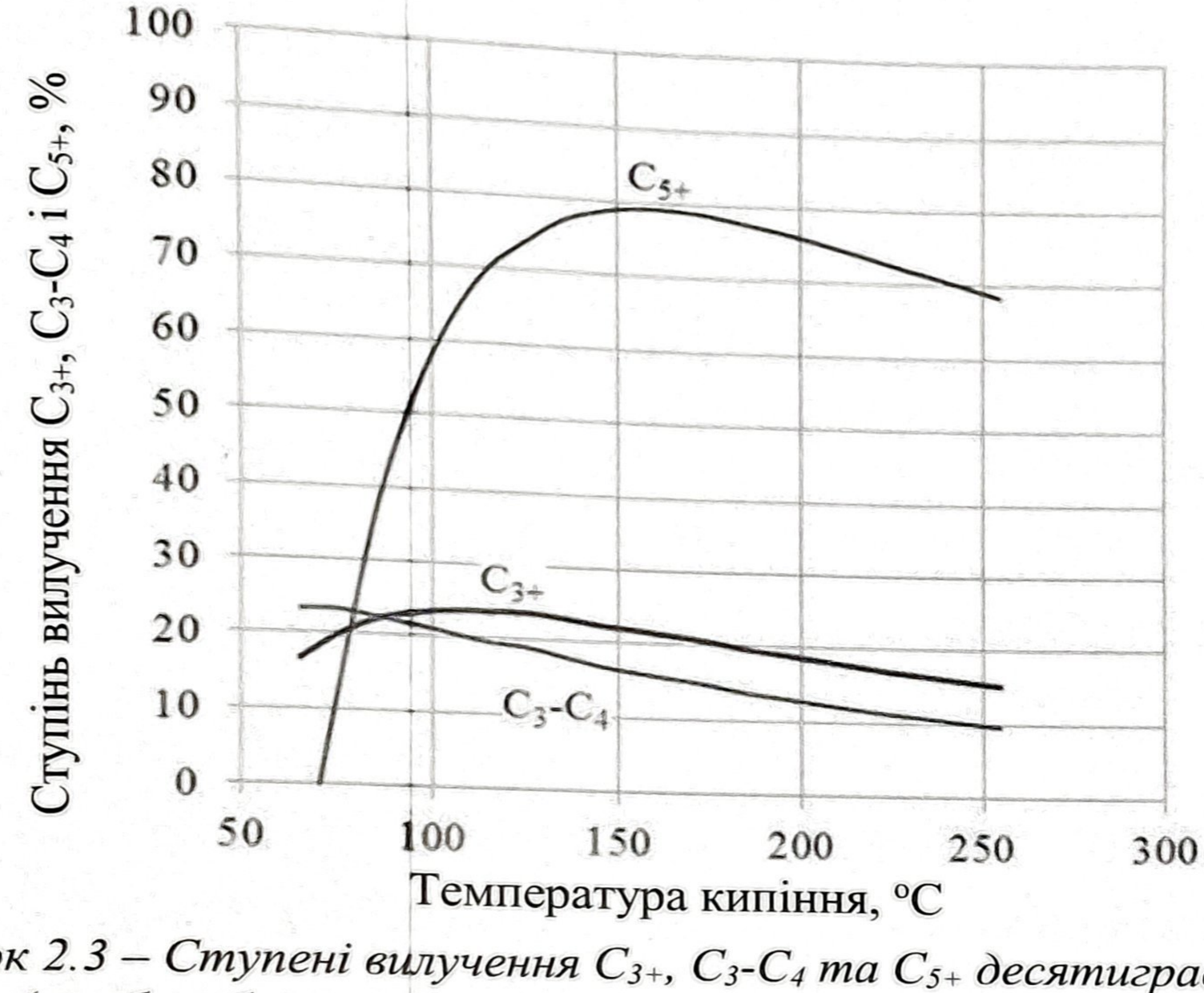


Рисунок 2.3 – Ступені вилучення C_{3+}, C_3-C_4 та C_{5+} десятиградусними фракціями (як абсорбентами) із газу, що надходить у низькотемпературний абсорбер

З представленого рисунка 2.3 видно, що для максимального вилучення кожної з груп компонентів потрібен певний склад абсорбенту:

C_3-C_4 - фракція 60 - 70 °С, для C_{5+} - фракція 150 - 170 °С, а для C_{3+} - селективного абсорбенту принципово дає можливість збільшити ступінь вилучення C_3-C_4 і C_{5+} при підготовці газу за технологією промислової низькотемпературної абсорбції.

2.4. Аналіз технологічної схеми абсорбційної підготовки газу на температурному рівні до мінус 30 °С

Значний вміст легкої фракції у насиченому абсорбенті визначає необхідність проведення процесу його регенерації у дві стадії. Перша стадія – ступінчаста дегазація абсорбенту із послідовним нагріванням. Друга стадія - ректифікація в одній або кількох колонах ректифікації.

Двостадійна технологія регенерації абсорбенту може бути реалізована в додатковій установці підготовки та регенерації абсорбенту, інтегрованої в загальну технологічну схему промислової підготовки газу та конденсату. Розроблена технологічна схема установки ПНТА з поглибленим вилученням C_{3+} наведено рисунку 2.4.

Таким чином, дана схема відрізняється від традиційної установки ПНТА наявністю додаткової установки підготовки та регенерації абсорбенту. Рідким товарним продуктом установки НТС є ПК. Зазначимо, що за потреби технологічна схема НТС за рис. 2.4 може бути доповнена установкою одержання стабільного конденсату.

Згідно з технологічною схемою (рисунок 2.4), пластовий газ надходить у первинний сепаратор (С-1), після відділення рідини газ первинної сепарації проходить повітряний холодильник ВХ-1 і блок рекуперативних теплообмінників (Т-1 і Т-2), після чого надходить у проміжний сепаратор (С-2). Охолодження газу після проміжного ступеня сепарації до температури НТС здійснюється в ежекторах (Е-1). Абсорбція газу, що надходить до

абсорберу (А-2), проводиться абсорбентом, що надходить з установки підготовки та регенерації абсорбенту. Абсорбент перед подачею А-2 проходить теплообмінник Т-3, де охолоджується до температури мінус 18 - мінус 25 °С. Рідина з абсорбера А-2, змішується з рідиною С-3, нагрівається в теплообміннику Т-2 і надходить в кінцеву ємність дегазації нестабільного конденсату (Р-2), і далі в парк товарної продукції. Насичений абсорбент після нагрівання в теплообміннику Т-3 змішується з частиною конденсату з роздільника Р-1 і надходить на установку підготовки та регенерації абсорбенту.

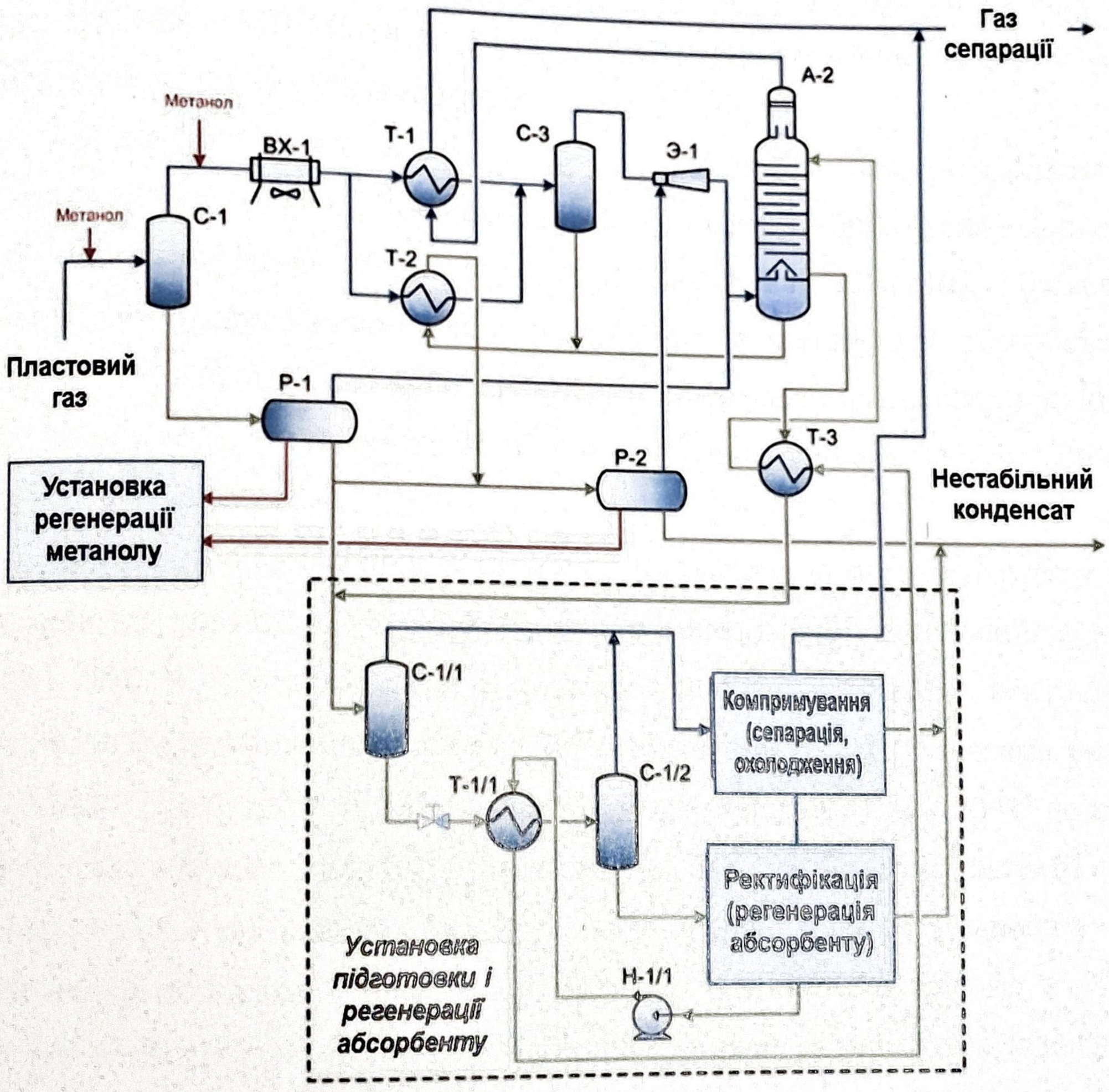


Рисунок 2.4 – Удосконалена технологічна схема ПНТА з регенерацією абсорбенту для поглибленого вилучення вуглеводнів C_{3+}

Установка підготовки та регенерації абсорбенту включає: попередню дегазацію відпрацьованого абсорбенту, регенерацію в одній або кількох колонах ректифікації і компримування низьконапірних газів дегазації. Попередня дегазація відпрацьованого абсорбенту здійснюється у сепараторах С-1/1 та С-1/2. Нагрівання абсорбенту між ступенями сепарації відбувається в теплообміннику Т-1/1 конденсатом з колони регенерації абсорбенту. Частково дегазований абсорбент далі надходить на ректифікацію. При ступінчастій дегазації насиченого абсорбенту вилучення фракції 120-170 °С становить не менше 99,8%. Після попередньої підготовки насиченого абсорбенту вміст легкої фракції знижується на 22% (з 62 до 40%), вміст фракцій 120 - 170 °С та фракцій з температурою кипіння вище 170 °С збільшується на 20 і 5% відповідно.

Регенерація насиченого абсорбенту може бути проведена з використанням однієї [109] або кількох ректифікаційних колон (основна колона ректифікації, з'єднана зі стриппинг-колонної) [110]. Проведене зіставлення технологічних схем підготовки та регенерації абсорбенту - фракції 120 - 170 °С, що пройшла низькотемпературний абсорбер при тиску 4,0 МПа і температурі мінус 30 °С в одній і двох колонах ректифікаційних наведено в таблиці 2.4.

Порівняння одноколонної та двоколонної схем підготовки та регенерації абсорбенту показує, що для одноколонної схеми ступінь вилучення фракцій 120 - 170 °С становить 87,4%, а для двоколонної – 92,6%. Енергетичні витрати для двоколонної схеми на 20% нижче, при цьому вилучення фракції 120-170 °С на 5 мас.% вище. Більше вилучення фракцій 120 -170 °С дозволяє збільшити питому витрату циркулюючого абсорбенту та/або знизити потік вуглеводневої рідини, що спрямовується з первинного роздільника Р-1 на установку регенерації абсорбенту. Залежно від кількості рідини з Р-1 та вмісту в ній цільової фракції можна отримати різну кількість регенерованого абсорбенту.

Таблиця 2.4 – Порівняльна таблиця показників підготовки фракції за одноколонною та двоколонною схемами підготовки та регенерації абсорбенту

Показники	1 колона	2 колона
Параметри роботи колони		
Тиск у кубі та дефлегматорі, МПа	0,16 / 0,13	
Температура в кубі та дефлегматорі, °С	220 / 30	217 / 24
Кількість теоретичних шаблів контакту	15,0	15 + 3
Флегмове число		3,0
Навантаження на дефлегматор, МВт	3,8	2,6
Кубова піч, МВт	4,7	4,1
Додаткові енергетичні витрати, кВт	273	298
Кількість регенерованого абсорбенту		
Ступінь вилучення фракцій 120-170 °С у процесі регенерації абсорбенту, %	87,4	92,6
Вміст в абсорбенті фракцій 120-170 °С %	85,0	84,6
Вміст C_1-фракції 120 °С, %	5,4	8,5
Вміст фракцій 170+ °С, %	9,6	6,9
Температура початку кипіння абсорбенту, °С	79,4	84,0
	202,2	197,7

При виборі технологічної схеми підготовки та регенерації абсорбенту необхідно провести аналіз вмісту фракції 120 -170 °С у складі пластового газу протягом усього періоду експлуатації родовища. Розрахункове моделювання показало, що при вмісті фракції в конденсаті з Р-1 менше 8 г/м^3 застосування одноколонної схеми регенерації абсорбенту стає недоцільним. Це пов'язано з втратами абсорбенту при регенерації, що може призвести до складності забезпечення необхідної його питомої витрати на рівні 20 г/м^3.

У процесі регенерації абсорбенту, вилучені з газу компоненти C_3-C_4 та C_{5+}, частково переходять до складу газового потоку колони регенерації. Гази дегазації із сепараторів С-1/1 та С-1/2 (рисунок 2.4) спільно з газами колони регенерації абсорбенту компримуються та охолоджуються до температури 30°С. Утворена газорідинна суміш далі надходить у сепаратор. Газ, що відокремився, подається в товарний газ, а рідина, що утворилася, у парк товарної продукції ПК. Рідина з дефлегматора колони регенерації абсорбенту спільно з рідиною з сепаратора компресорної установки змішується з конденсатом Р-1 і прямує в парк товарної продукції НК. Вилучення з газу

регенерації абсорбенту компонентів C_3-C_4 за такою схемою становить 85% та C_{5+} – 97%. Важливо, що застосування спеціально підготовленого абсорбенту дозволяє знизити споживання інгібітору гідратоутворення – метанолу. Це відбувається в результаті: зниження подачі або повне виключення подачі метанолу до регенерованого абсорбенту; зниження концентрації метанолу у ВМР роздільнику Р-2 і, отже, розчинності метанолу в ПК роздільника Р-2; часткового вилучення метанолу абсорбентом з газу, що обробляється.

Проведені розрахунки показують, що питома витрата метанолу становитиме 1,35 г/м^3. Вміст метанолу у вихідних потоках УКПГ складе: у газі сепарації – 0,21 г/м^3, у товарному ПК – 0,82 г/м^3 та скидній воді – 0,32 г/м^3. Таким чином, зниження питомої витрати метанолу щодо діючої технології ПНТА становитиме ~0,25 г/м^3.

Таким чином розглянута технологічна схема (рисунки 2.1, 2.4) може бути застосована при реінжинірингу НГКР. Ця схема також може бути рекомендована для нових газоконденсатних родовищ із середнім та високим вмістом C_{5+} у пластовому газі (45 - 120 г/м^3). Для таких пластових газів питомий вміст фракції 120-170 °С становить більше 8 г/м^3. Проведене розрахунково-технологічне моделювання показує, що щодо традиційної технології ПНТА, реалізованої на типовій УППГ, ступінь вилучення вуглеводнів C_{5+} з сепарації газу може бути збільшена з 30 - 40 до 95% (1,5 г/м^3). Максимальне вилучення C_3-C_4 припадатиме на пізню стадію експлуатації родовища і становитиме 26 г/м^3.

2.5. Аналіз вдосконаленої технологічної схеми НТА на температурному рівні абсорбції мінус 17 - мінус 20 °С

Зниження впливу винесення абсорбенту зі збереженням високого ступеня вилучення C_{3+} можна забезпечити, якщо проводити процес абсорбції в області проміжного ступеня сепарації з наступною низькотемпературною сепарацією газу. Запропонована блок-схема вдосконаленої технологічної схеми абсорбційної установки підготовки газу наведена рисунку 2.6.

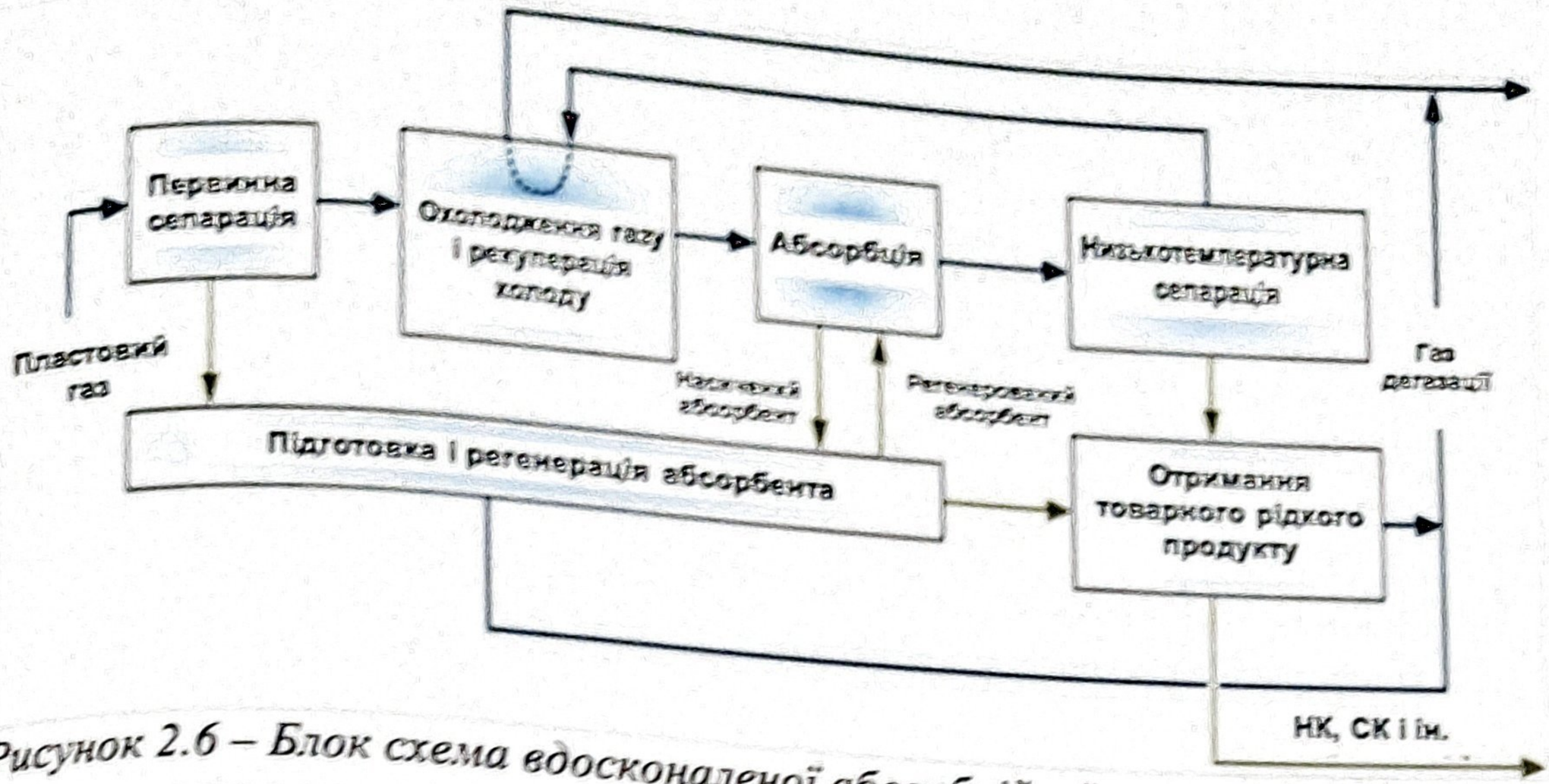


Рисунок 2.6 – Блок схема вдосконаленої абсорбційної установки підготовки газу з наступною низькотемпературною сепарацією газу

Удосконалена абсорбційна технологічна схема підготовки газу включає первинну та низькотемпературну сепарацію, охолодження та рекуперацію холоду газу низькотемпературної сепарації та вузол абсорбційної підготовки газу.

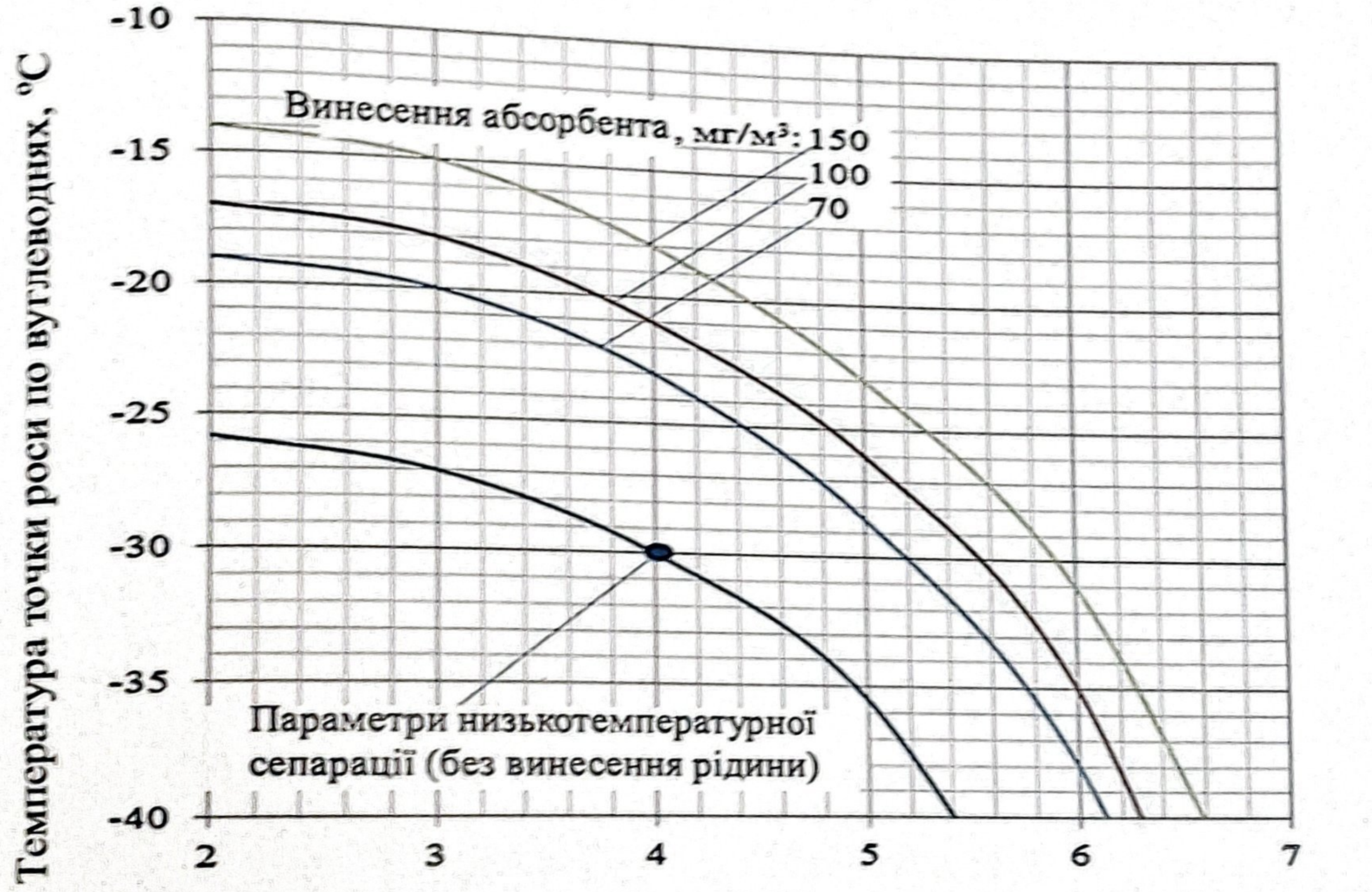


Рисунок 2.7 – Розрахункова залежність температури точки роси по вуглеводнях підготовленого газу від винесення рідини для модернізованої технології НТА

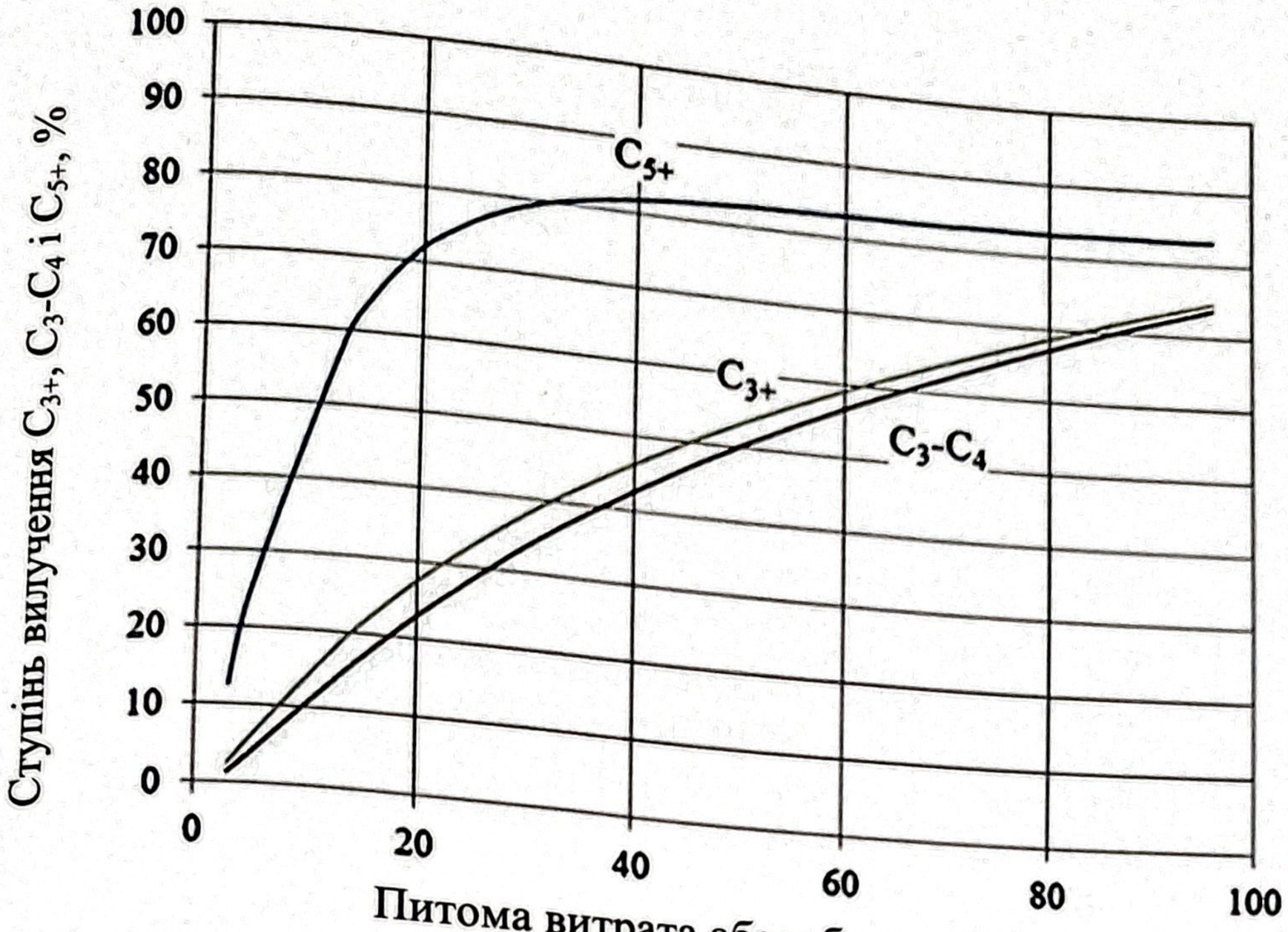


Рисунок 2.8 – Залежність ступеня вилучення C_{5+}, C_{3+} та C_3-C_4 у газі на виході з низькотемпературного сепаратора від питомої витрати абсорбенту (фракція 120 - 170 °С) при тиску абсорбції 8 МПа та тиску низькотемпературного сепаратора – 6 МПа

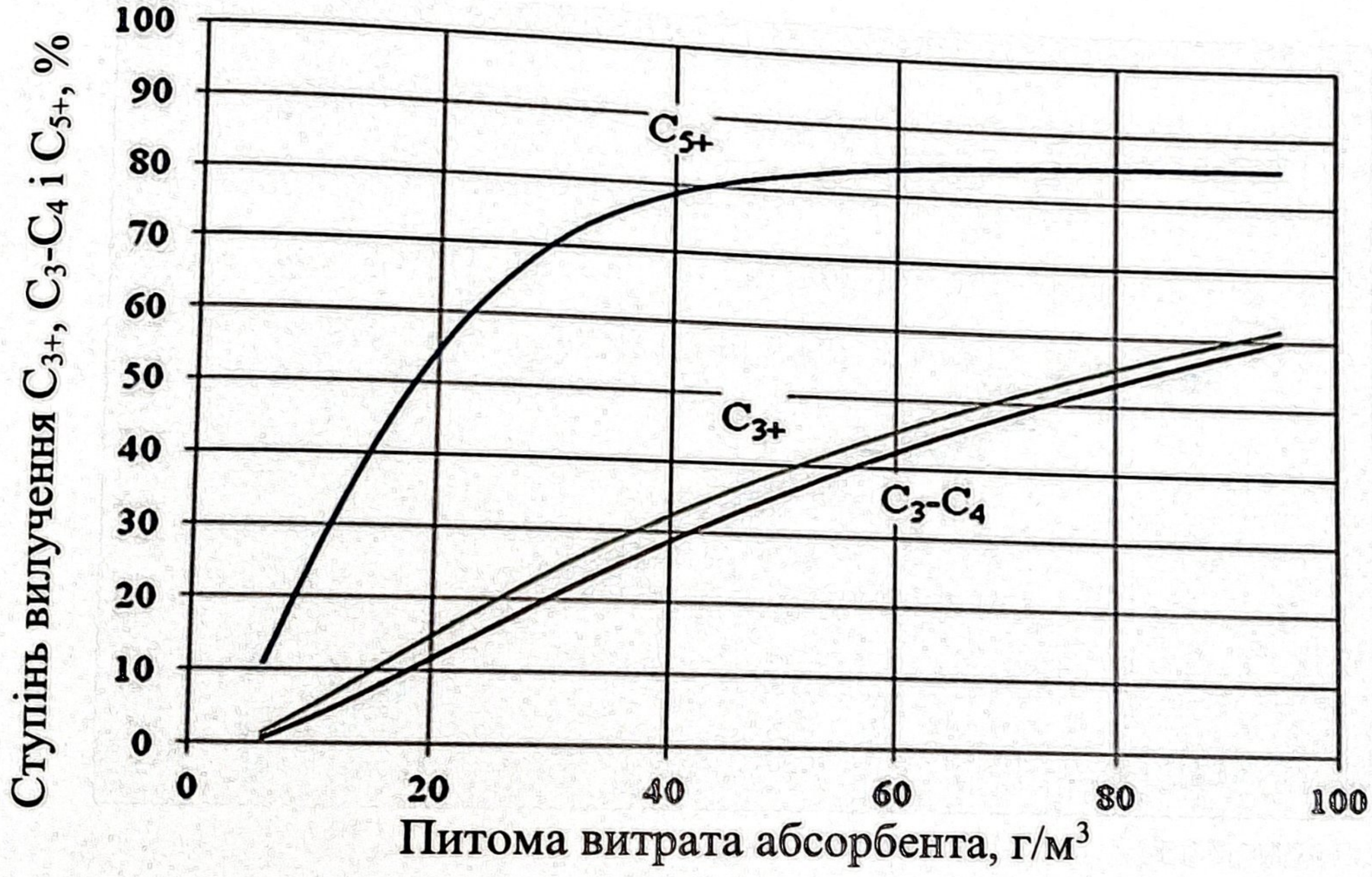


Рисунок 2.9 – Залежність ступеня вилучення C_{5+}, C_{3+} і C_3-C_4 у газі на виході з низькотемпературного сепаратора від питомої витрати абсорбенту (фракція 120 - 170 °С) при тиску абсорбції 8 МПа та тиску низькотемпературного сепаратора – 4 МПа

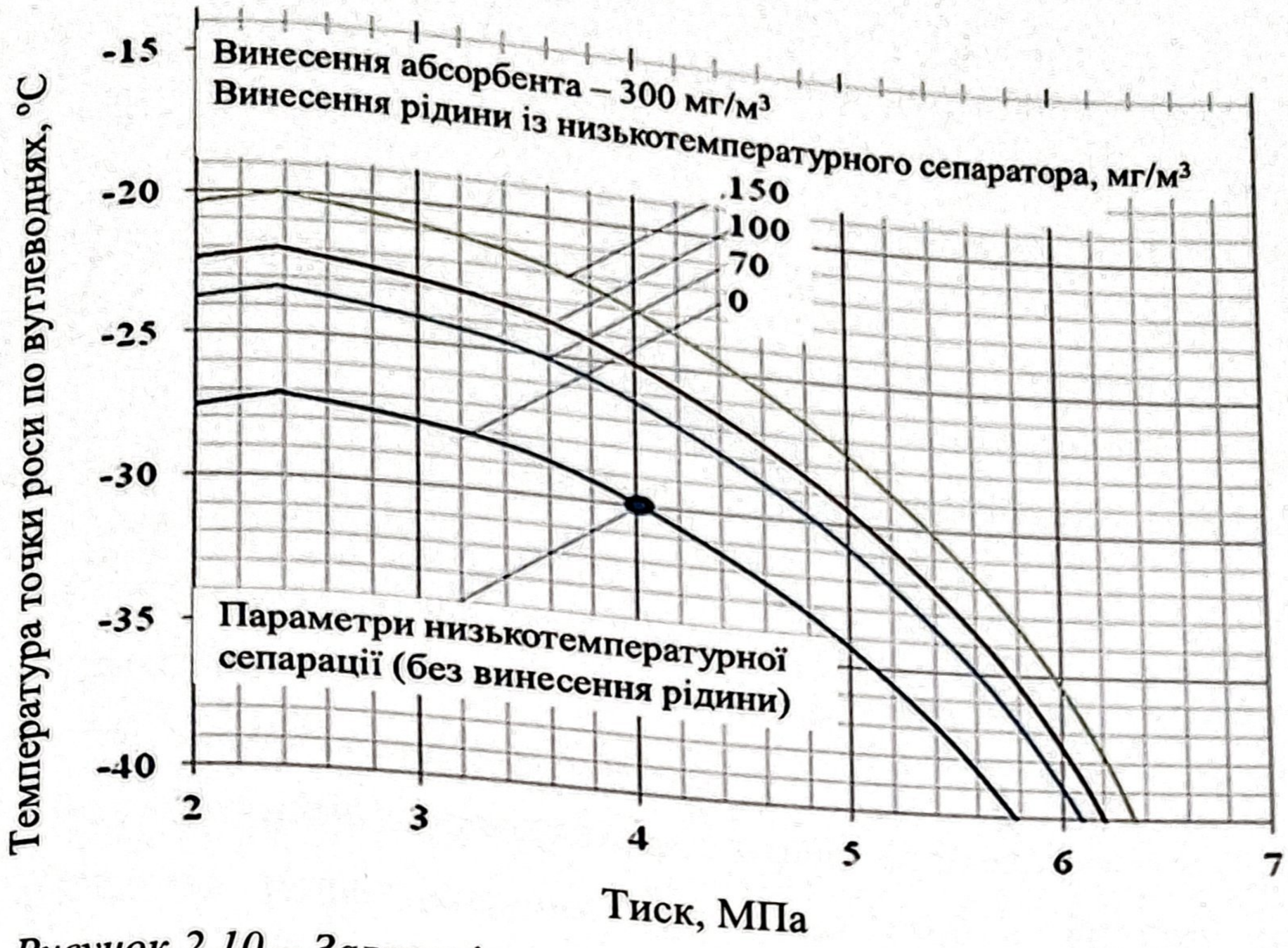


Рисунок 2.10 – Залежність температури точки роси по вуглеводням підготовленого газу при величині винесення в кінцевому ступені підготовки газу 0, 70, 100 та 150 мг/м³

Між вузлом абсорбції та низькотемпературної щаблі сепарації здійснюється охолодження газу за допомогою дроселя, ежектора або іншого пристрою. Наявність низькотемпературного ступеня сепарації після стадії абсорбції якраз і дозволяє знизити вплив винесення абсорбенту на температуру точки роси підготовленого газу.

2.6. Висновки до розділу II

Розглянута технологічна схема (рисунки 2.1, 2.4) може бути застосована при реінжинірингу НГКР. Ця схема також може бути рекомендована для нових газоконденсатних родовищ із середнім та високим вмістом C_{5+} у пластовому газі (45 - 120 г/м³). Для таких пластових газів питомий вміст фракції 120-170 °С становить більше 8 г/м³. Проведене розрахунково-

технологічне моделювання показує, що, ступінь вилучення вуглеводнів C_{5+} з в технології НТА може бути збільшена з 30-40 до 95%. Максимальне вилучення C_3-C_4 припадатиме на пізню стадію експлуатації родовища і становитиме 26 г/м^3.

Таким чином, розглянута технологія абсорбційної підготовки газу в області проміжного ступеня сепарації із застосуванням спеціально підготовленого абсорбенту дозволяє знизити споживання метанолу. Це відбувається в результаті:

- відсутності подачі метанолу в регенерований абсорбент;
- зниження концентрації метанолу у ВМР роздільника і, отже, розчинності метанолу в ПК роздільника;
- вилучення парів метанолу з газу, що обробляється.

Проведені розрахунки показують, що питома витрата метанолу становитиме 1,50 г/м^3 (у газі сепарації – 0,35 г/м^3, у товарному ПК – 0,83 г/м^3 та скидній воді – 0,32 г/м^3). Таким чином, зниження питомої витрати метанолу щодо діючої технології ПНТА становитиме ~0,1 г/м^3.

Для максимального вилучення кожної з груп компонентів потрібен певний склад абсорбенту: C_3-C_4 - фракція 60 - 70 °С, для C_{5+} - фракція 150 - 170 °С, а для C_{3+} - фракція 100 - 120 °С. Таким чином, застосування спеціального селективного абсорбенту принципово дає можливість збільшити ступінь вилучення C_3-C_4 і C_{5+} при підготовці газу за технологією промислової низькотемпературної абсорбції.

Розділ ІІІ. УДОСКОНАЛЕННЯ ТЕХНОЛОГІЇ НИЗЬКОТЕМПЕРАТУРНОЇ СЕПАРАЦІЇ

3.1. Особливості охолодження конденсатовмісних газів при редукуванні і детандуванні

Підготовка газу за технологією низькотемпературної сепарації передбачає поетапне охолодження пластового газу. У якості холодоутворюючих пристроїв на установках НТС використовуються апарати низтряного охолодження АПО, дросель або ежектор (дроселювання або ізоентальпійне розширення газу) і детандер (детандування або політропне розширення газу, в ідеалізованому варіанті – ізоентропійне розширення). В якості додаткових елементів охолодження застосовуються рекуперативні теплообмінники газ-газ і газ-конденсат. Як правило, газ надходить у вхідній сепаратор установки НТС з температурою плюс 15 - 30 °С і охолоджується до температури мінус 30 ... мінус 40 °С. Принципова технологічна схема підготовки газу низькотемпературної сепарації з ежектором приведена на рисунку 3.1.

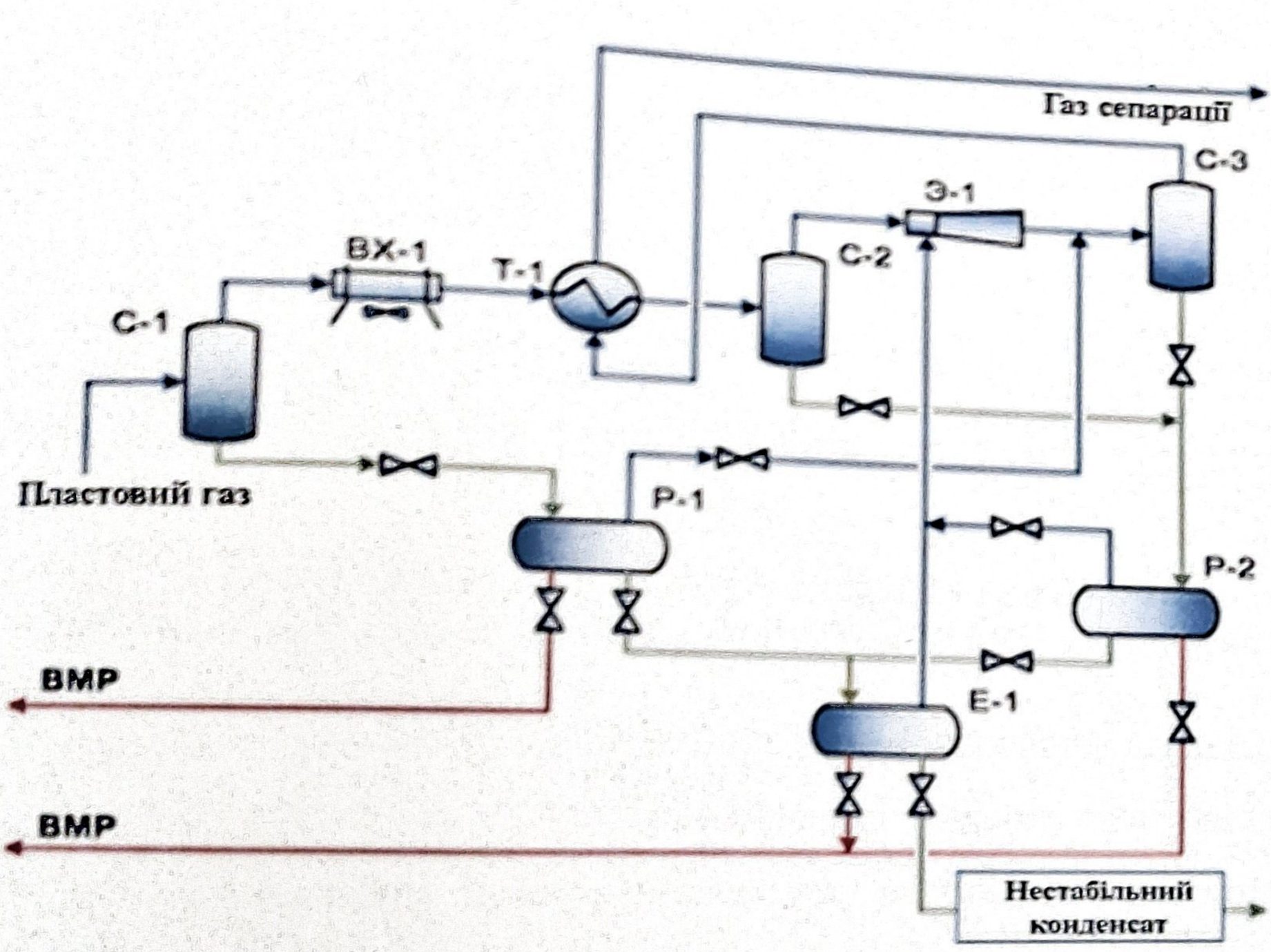


Рисунок 3.1 – Принципова технологічна схема підготовки газу НТС з ежектором

Охолодження газу первинної сепарації здійснюється послідовно в три стадії: в апараті повітряного охолодження газу (ВХ-1), рекуперативних теплообмінниках «газ-газ» (Т-1) і «газ-конденсат» (на схемі не приведений) і *охолоджуючому пристрої (дросель, ежектор, турбодетандер ний агрегат або ін.).* Зниження температури газу первинної сепарації на ВХ- 1 в зимовий час становить 10 - 15 °С, на рекуперативних теплообмінниках - 20 - 25 °С, а на охолоджуючому пристрої 20 - 30 °С.

Для порівняння на графіку рис. 3.2 приведена температурна залежність для чистого метану, тобто газу, в якому компоненти C_{5+} відсутні. Термобаричні параметри газу проміжної ступені сепарації (С-2) перед його охолодженням в дроселі або детандері складають: тиск - 11,8 МПа, температура - мінус 10 °С. Тиск в сепараторі НТС варіює від 7 - 6 до 4,5 МПа.

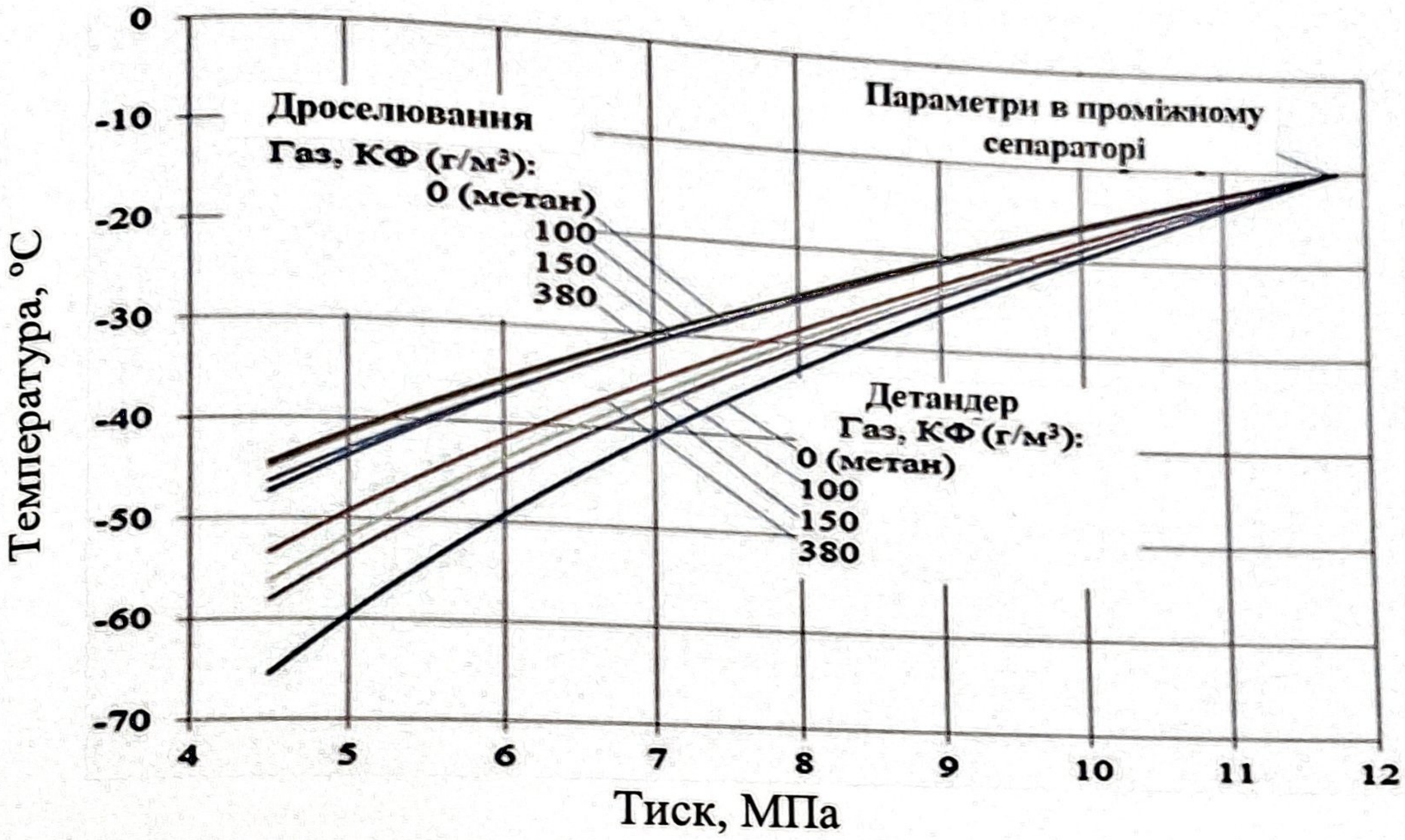


Рисунок 3.2 – Залежність температури від тиску при дроселюванні і детандувнні газів з вмістом C_{5+} 380, 150, 100 і 0 (метан) г/м³

З представлених розрахунків видно, що при однаковому перепаді тиску на охолоджуючих пристроях і для одного складу вхідного газу температура газу на виході з детандера завжди нижче, ніж з дроселя. Детандування – термодинамічний процес, близький до процесу ізоентропійного охолодження газу. Як відомо з технічної термодинаміки цей процес охолодження більш

ефективний, ніж ізоентальпійне розширення газу («потенційна робота засвоюється потоком в формі теплоти»).

При дроселюванні максимальна різниця в значенні температури між газом з вмістом C_{5+} 380 і 100 г/м^3 при тиску 4,5 МПа не перевищує половини градуса, а для процесу детандування - три градуси. Зниження температури газу в процесі дроселювання між складами газу з вмістом C_{5+} 380 г/м^3 і метаном становить три градуси, а для процесу детандування - дев'ять градусів. Це пов'язано з тим, що в процесах охолодження температура газу на виході з охолоджувального пристрою визначається також кількістю сконденсованої рідини і її теплофізичними властивостями: теплотою конденсації і теплоємністю. Кількість сконденсованої рідини при дроселюванні і детандуванні розглянутих газів приведено на рисунку 3.3.

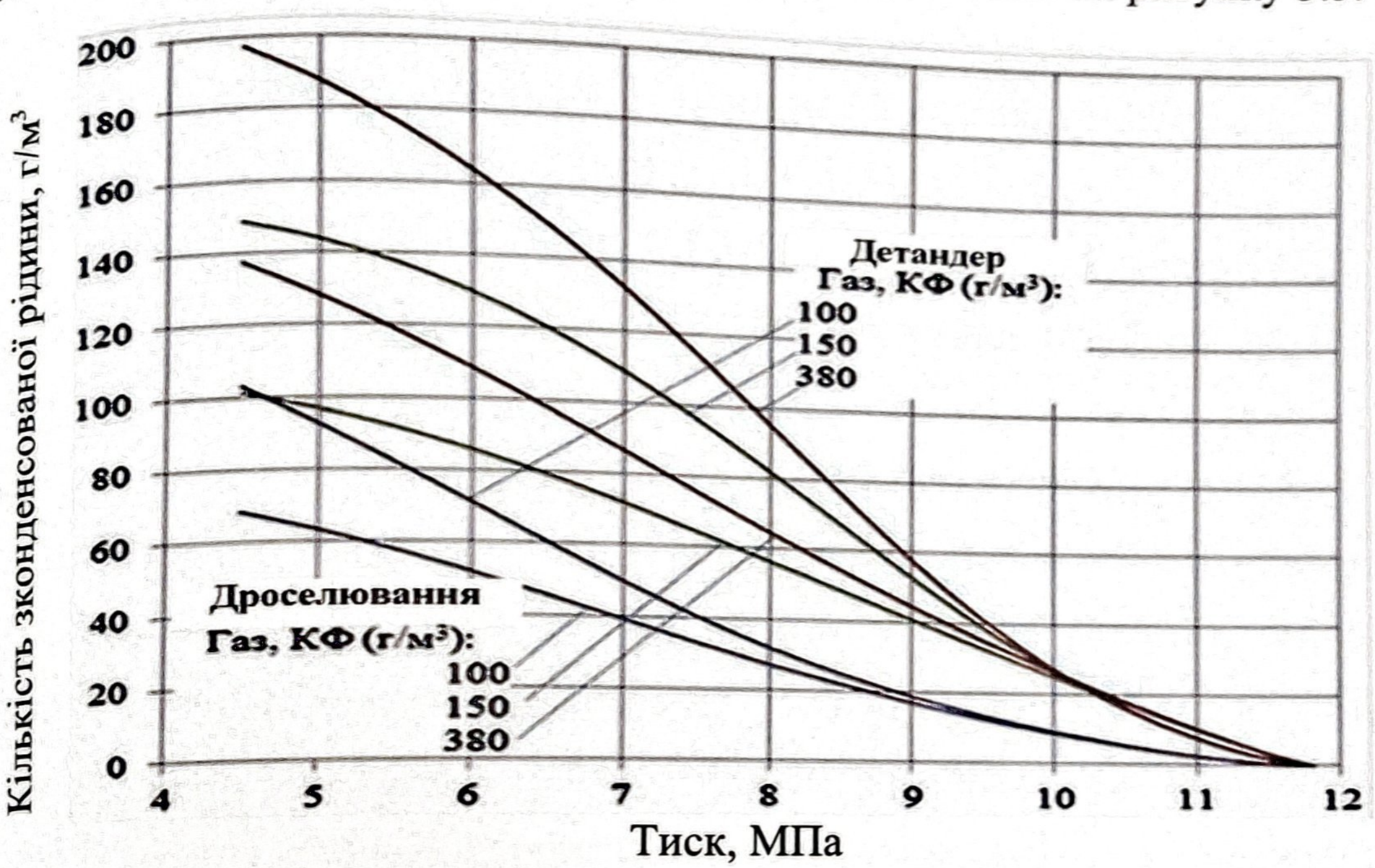


Рисунок 3.3 – Кількість сконденсованої рідини при дроселюванні і детандуванні газів з вмістом C_{5+} 380, 150, 104 г / м^3

У технологічних схемах НТС з дроселем склад газу на вході в УКПГ не робить помітного впливу на температуру газу на виході з дроселя. У технологічних схемах НТС з ТДА склад газу суттєво впливає на температуру газу на виході з детандера. Зменшити ефект впливу конденсації рідини на

температуру газу на виході з ТДА можна при реалізації двоступеневого процесу охолодження. На першому етапі буде переважно конденсуватися важка вуглеводнева рідина з великою теплоємністю і теплотою конденсації. Це дозволить на другій ступені охолодження отримати більш низькі температури НТС за рахунок зниження кількості сконденсованої рідини.

Дроселювання рідини здійснюється в установках НТС з дроселем, ежектором або ТДА по схемі підключення «компресор-детандер». В технології НТС з ТДА по схемі підключення «детандер-компресор» цей ефект менш виражений. Для такої схеми характерно більш низький тиск сепарації (~ 4,5 МПа), при цьому перепад тиску між сепаратором НТС і кінцевою ємністю дегазації НК становить ~ 1,5 МПа, тому рідина НТС охолоджується всього на 7 - 9 градусів.

Наприклад, на УКПГ перепад тиску і температури на дроселі становить 2,0 МПа (з 6,1 до 4,1 МПа) і 7,0 °С (з мінус 32,1 до мінус 39,1°С), а питомий показник охолодження НК - 3,5 град / МПа. Якщо вміст C_{5+} - 302,4 г/м^3 при перепаді тиску - 2,6 МПа (з 5,7 до 3,1 МПа), зниження температури НК - 12,3 °С (з мінус 31,5 до мінус 43,8 °С). Питомий показник охолодження НК - 4,7 град / МПа.

Аналіз розглянутих складів показав, що пластові гази містять приблизно однакову початкову кількість C_5 + і фракцій C_5, C_6, C_7, але при цьому вміст C_3-C_4 істотно відрізняється. Залежність вмісту залишкового C_{5+} від C_3-C_4 в газі на вході в УКПГ приведена на рисунку 3.4.

Отриману залежність можна пояснити фізичними процесами, що відбуваються в процесі ступінчастої низькотемпературної сепарації. При підготовці пластового газу в первинному і проміжному сепараторах конденсується вуглеводнева рідина (переважно C_{5+}). Масовий вміст C_{5+} в цій рідині становить 80 - 90%, а C_3-C_4 - 10 - 20%. Поступаючи в низькотемпературний сепаратор, де температура становить мінус 30 °С, вуглеводні C_{5+} продовжують конденсуватися, а C_3-C_4 залишаються в газовій фазі як більш леткі компоненти. Таким чином, відбувається перерозподіл

компонентів і чим більше C_3-C_4 в газі на вході в низькотемпературний сепаратор, тим менше вміст C_{5+} в газі сепарації. Отримана залежність описується прямою лінією:

$$C_{5+} = -0{,}026 \cdot [C_3\text{-}C_4] + 6{,}3 \qquad (1)$$

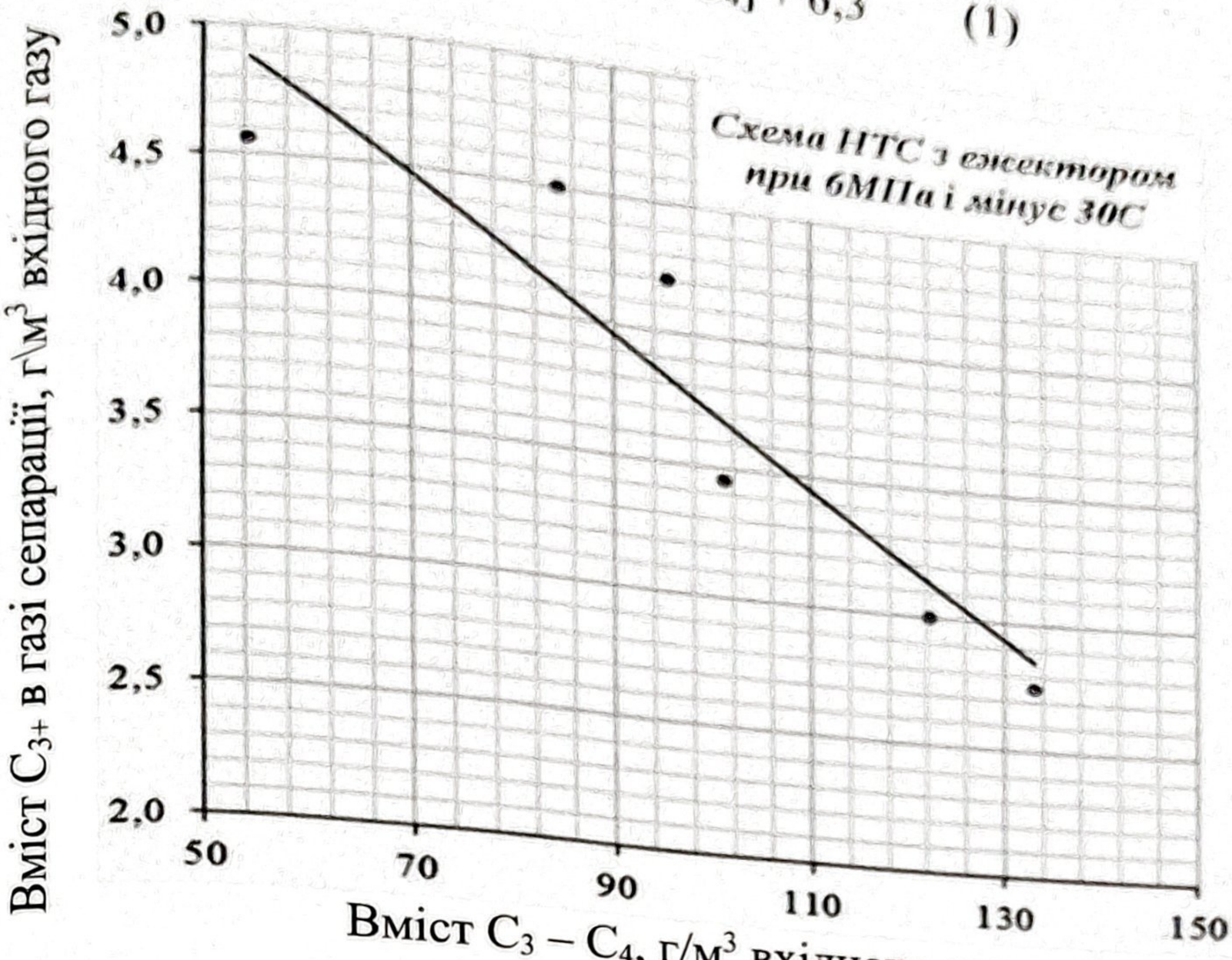


Рисунок 3.4 –Залежність вмісту C_{5+} в газі сепарації від змісту C_3-C_4 в газі на вході в УКПГ

Залежність (1) дозволяє на основі вмісту в пластовому газі компонентів C_3-C_4 (в г/м^3) розрахувати кількість (в г/м^3) і потім ступінь вилучення C_{5+} для конденсатовмісних газів з конденсатним фактором в діапазоні від 100 до 300 г/м^3.

3.2. Аналіз експлуатації установки НТС з ежектором на прикладі УКПГ типового родовища

Принципова схема НТС з ежектором наведена рисунку 3.5. Згідно з цією схемою, природний газ із свердловин послідовно проходить через апарати: первинний сепаратор С-1, колону К-1 «віддувки метанолу» з водно-метанольного розчину (ВМР), апарати повітряного охолодження ВХ-1, рекуперативні теплообмінники Т-3 («газ-конденсат») та Т-1 («газ-газ»),

проміжний сепаратор С-2, рекуперативний теплообмінник Т-2, блок паралельно розташованих ежекторів Е-1 і надходить у низькотемпературний сепаратор С-3.

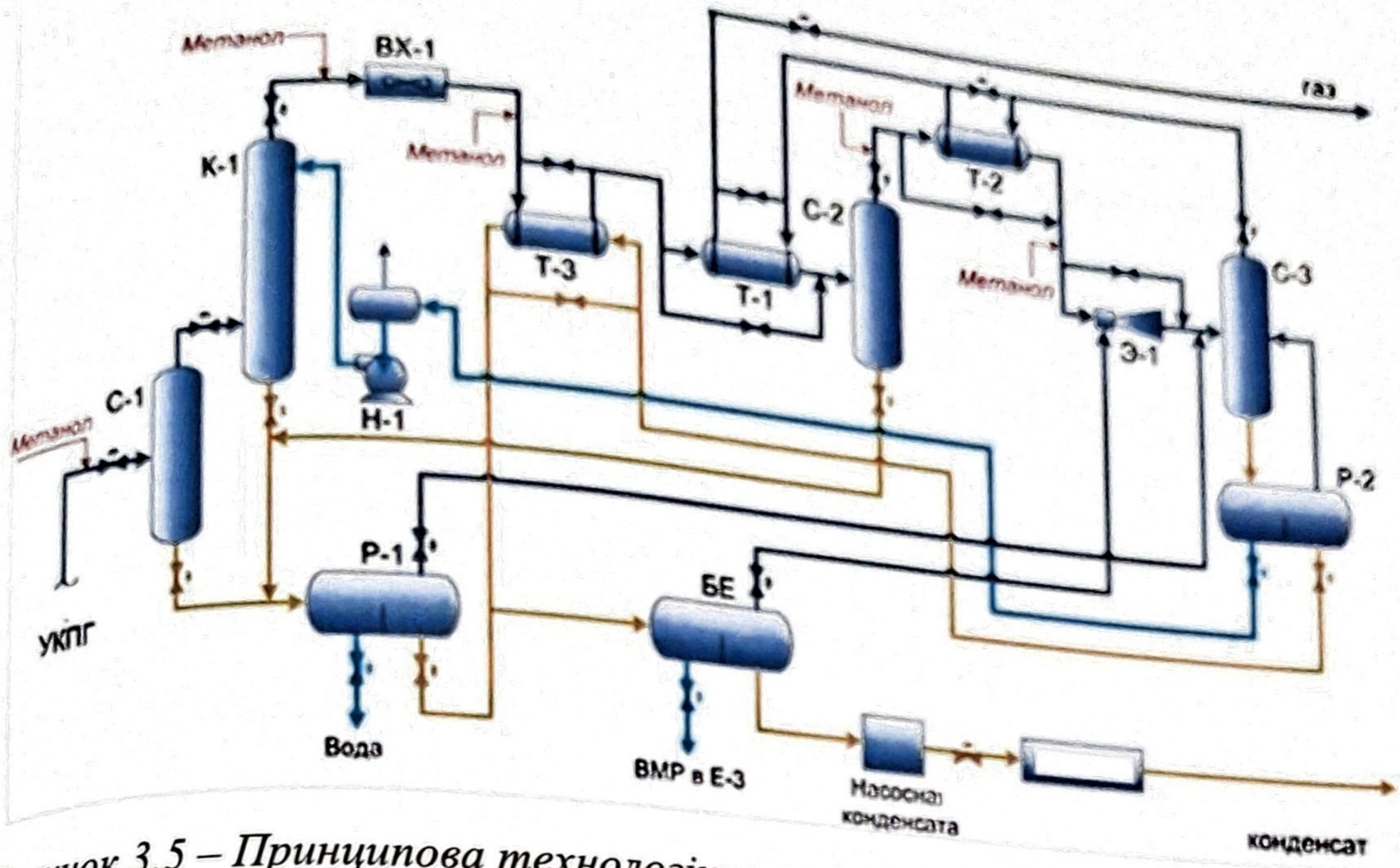


Рисунок 3.5 – Принципова технологічна схема НТС з ежектором: С-1, С-2, С-3 – сепаратори, Р-1, Р-2 – розділювачі, ВХ-1 – повітряний холодильник, К-1 – колона «віддувки метанолу» , Т-1, Т-2, Т-3 – теплообмінники, Е-1 – ежектор, БЕ – буферна ємність, Н-1 – насос [101].

В С-3 подають також газ дегазації конденсату з роздільника Р-1. Газ із С-3 нагрівається в теплообмінниках Т-2 і Т-1 до температури від 0 - мінус 2 °С в осінньо-зимово-весняний період року і до плюс 5 °С влітку і надходить у газопровід. Специфікою даної технологічної схеми підготовки газу за ежекторною схемою є залучення до технологічного процесу газів дегазації з досить високою температурою (близько 24 °С) з БЕ за допомогою ежектування. Розділення рідини з сепараторів первинної та низькотемпературної ступенів сепарації на ВМР та вуглеводневий конденсат відбувається у розділювачах Р-1 та Р-2, відповідно. Вуглеводневий конденсат із цих розділювачів надходить у буферні ємності БЕ. Ці апарати є підпірними ємностями насоса товарного конденсату. Крім цього в апаратах БЕ здійснюється кінцева дегазація конденсату та відокремлення від нього ВМР.

Таблиця 3.1 – Усереднені термобаричні параметри режиму експлуатації установки за схемою підготовки газу с ежектором

Параметри	Апарат						
	С-1	ВХ-1	С-2	С-3	Р-2	Р-1	БЕ
Тиск, МПа	11,6	11,6	11,4	5,5	5,5	5,5	2,9
Температура, °С	30,6	25,0	3,5	-30,3	-31,3	25,3	24

Таблиця 3.2 – Характеристика (модельна) вхідних і вихідних потоків схеми підготовки газу з ежектором

Параметри	Вхід. потік	Вихідні потоки			
		Газ сепарації	НК	ВМР із Р-1	ВМР із БЕ
Кількість: тис. м³/год	245,113	217,986	–		
т/год	–	–	93,513	2,118	0,151
Вміст компонентів: г/м³ (на вхідний газ / на газ епарації.)					
вуглеводні C_{3+}	411,5 / 462,6	53,6 / 60,4	357,9 / 402,2	менше 0,1	менше 0,1
в тому числі:C_3	72,8 / 81,8	38,4 / 43,2	34,3 / 38,5		
C_4	50,8 / 57,1	12,6 / 14,2	38,2 / 42,8		
C_{5+}	287,9 / 323,7	2,5 / 2,8	285,4 / 320,9		
метанол	0,042 / 0,047	0,210 / 0,236	0,351 / 0,395	0,21 / 0,23	0,12/ 0,13
вода	9,0 / 10,1	0,004 / 0,005	0,128 / 0,145	8,4 / 9,4	0,48 / 0,54

Для запобігання гідратоутворення передбачена подача метанолу на свердловини, перед ВХ-1, перед теплообмінниками Т-3 Т-1 і Т-2 і блоком ежекторів Е-1. ВМР з концентрацією метанолу 77...80 мас.% з Р-2 направляють у буферну ємність Е-1 і насосом Н-1 подають у колону віддувки К-1. У колоні К-1 відбувається насичення газу метанолом з ВМР, при цьому вміст метанолу в кубовій рідині не перевищує 1...2 мас.%. Середньорічне питоме споживання метанолу становить 1,16 г/м³: у газі сепарації – 0,241 г/м³ (22,7%), у товарному конденсаті – 0,608 г/м³ (57,1%), та у конденсованій воді - 0,215 г/ м³ (20,2%).

Робота даної технологічної схеми підготовки газу на температурному рівні НТС мінус 30 °С забезпечує ступінь вилучення пропану 47,2%, бутанів

_75,2%, C_{5+} – понад 99%, а суму C_{3+} – на рівні 87%. Таким чином, показники вилучення пропану та бутанів знаходяться на недостатньо високому рівні. Для збільшення їх вилучення технологічний процес потребує модифікації.

Як зазначено вище (у розділі I), основним фактором, що обмежує застосування ежекторної технології НТС, є сильна залежність кількості газу кінцевої дегазації конденсату від температури НТС. На рисунку 3.6 для наведено приклад (*варіант*) розрахункову залежність кількості газу дегазації від температури НТС при тиску в низькотемпературному сепараторі 5,5 МПа.

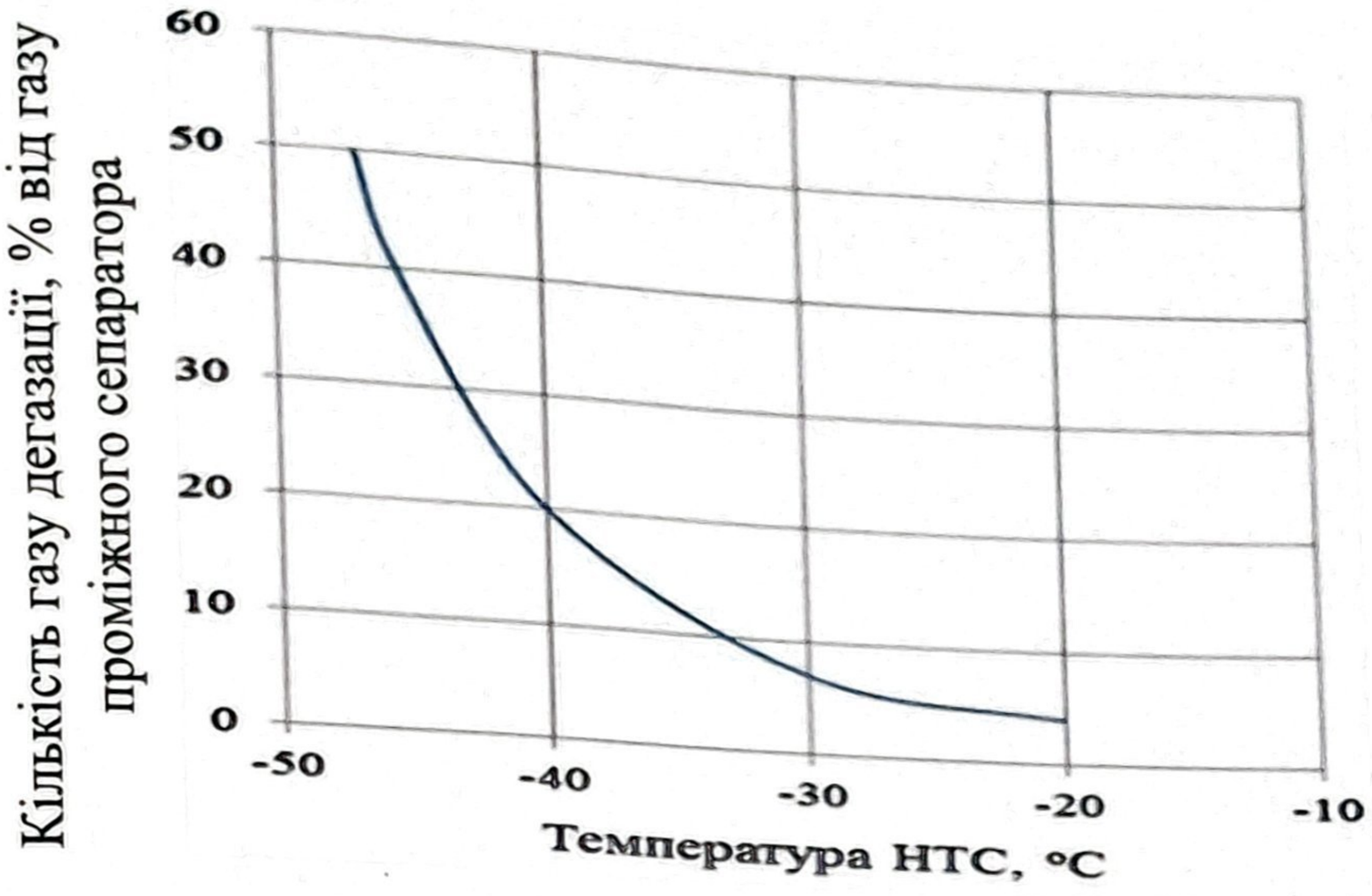


Рисунок 3.6 – Залежність кількості газу дегазації від температури НТС при тиску низькотемпературного сепаратора 5,5 МПа

Таблиця 3.3 – Вміст компонентів у газі кінцевої дегазації (схема НТС з ежектором згідно рисунку 3.5)

Компонент	Вміст на газ дегазації		Вміст на газ сепарації
	об.%	г/м^3	г/м^3
Метан і етан	86,4	677,9	48,3
C_{3+}	11,7	245,9	17,5
в тому числі:			
пропан	8,4	154,7	11,0
бутани	2,7	66,0	4,7
$C_{5+в}$	0,6	25,3	1,8
метанол	0,2	2,33	0,17
вода	0,1	0,74	0,05

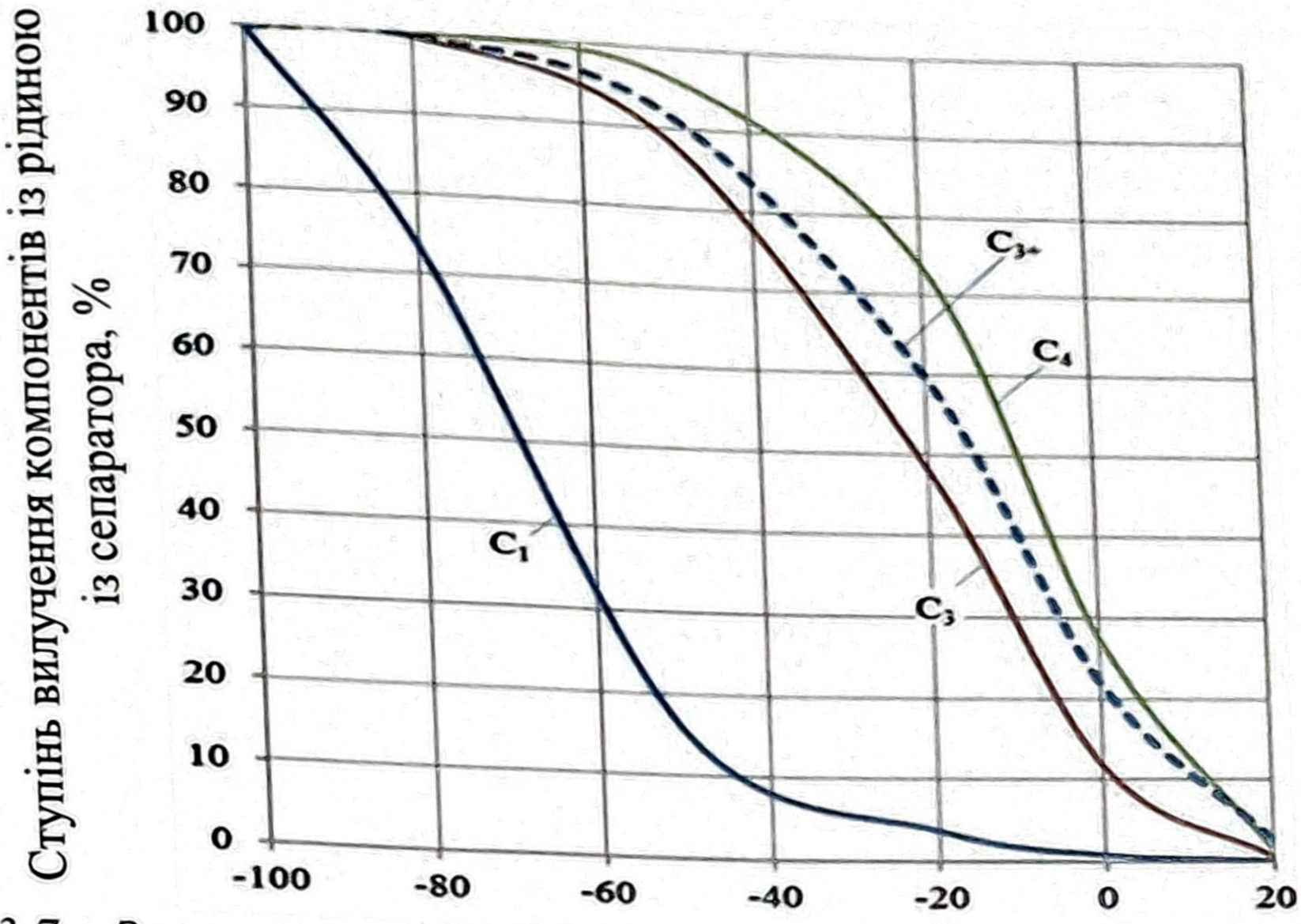


Рисунок 3.7 – Залежність ступеня вилучення компонентів газу з БЕ в рідину від температури

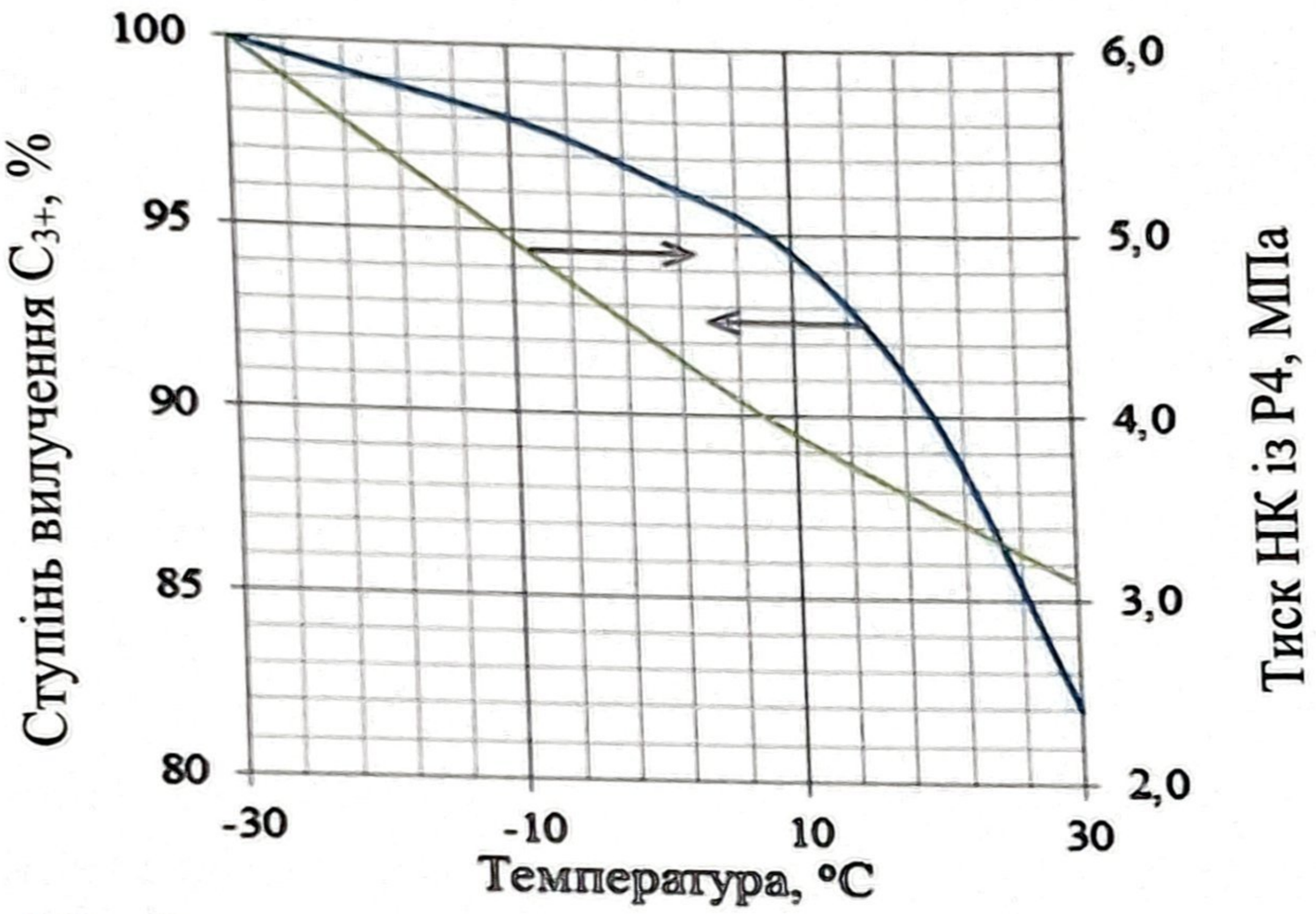


Рисунок 3.8 – Залежність ступеня вилучення C_{3+} та рідких вуглеводнів в Р-4 від температури в апараті

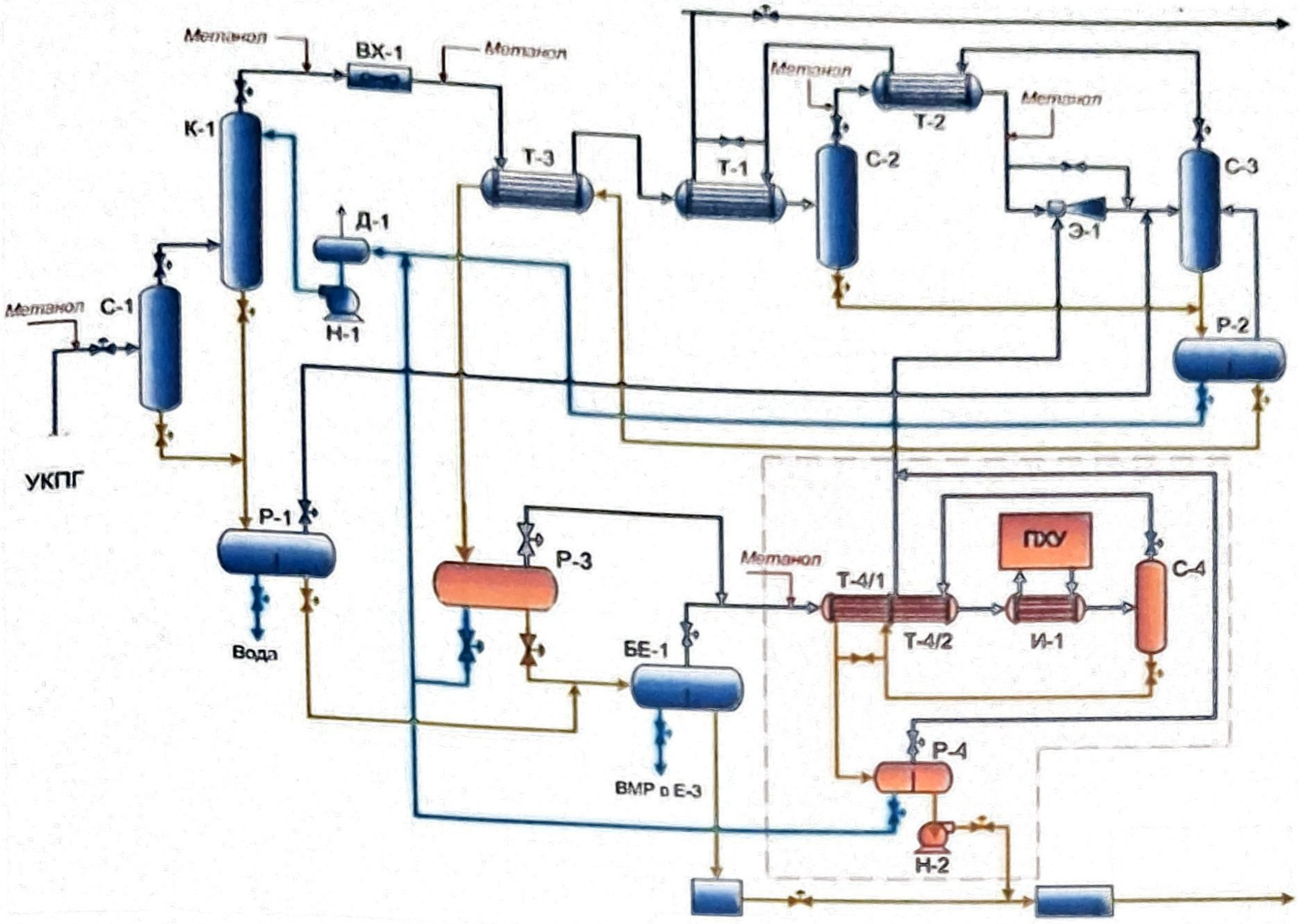


Рисунок 3.9 – Технологічна схема НТС з ежектором та блоком додаткового вилучення конденсату з газів кінцевої ємності дегазації з охолодженням газів дегазації в ПХУ (виділено кольором): С-1, С-2, С-3, С-4 – сепаратори , Р-1, Р-2, Р-3, Р-4 – розділювачі, ВХ-1 – повітряний холодильник, К-1 – колона «віддувки метанолу», Т-1, Т-2, Т-3, Т- 4/1, Т-4/2 – теплообмінники, Е-1 – ежектор, БЕ-1 – буферна ємність, Н-1, Н-2 – насоси, І-1 – випарник ПХУ

Розрахункові технологічні втрати метанолу за технологією НТС з ежектором на температурному рівні до мінус 35 °С становитимуть 0,81 г/м^3. При цьому має місце зниження питомого споживання метанолу на 0,35 г/м^3 щодо проектної технології. Це досягається додатковим поділом суміші вуглеводневої рідини та метанолу в роздільниках Р-3 та Р-4. Більш точному поділу метанолу та вуглеводнів у роздільниках Р-3 та Р-4 сприяють термобаричні параметри у цих апаратах.

3.3. Приклад реалізації технологічної схеми УКПГ для максимального вилучення конденсату з підготовлюваного газу

Промислова підготовка газу на типовій УКПГ для поглиблення вилучення компонентів C_{3+} може бути здійснена згідно технологічної схеми НТС, представленої на рисунку 3.10. Робочі тиск і температура НТС становлять 4,2 - 5,6 МПа і мінус 31 - мінус 26 °С відповідно, забезпечення яких здійснюється за рахунок ізоентальпійного розширення газу, що регулюється за допомогою клапана-регулятора. Регенерація метанолу здійснюється способом його віддуву. Стабілізація газового конденсату здійснюється способом емнісної дегазації.

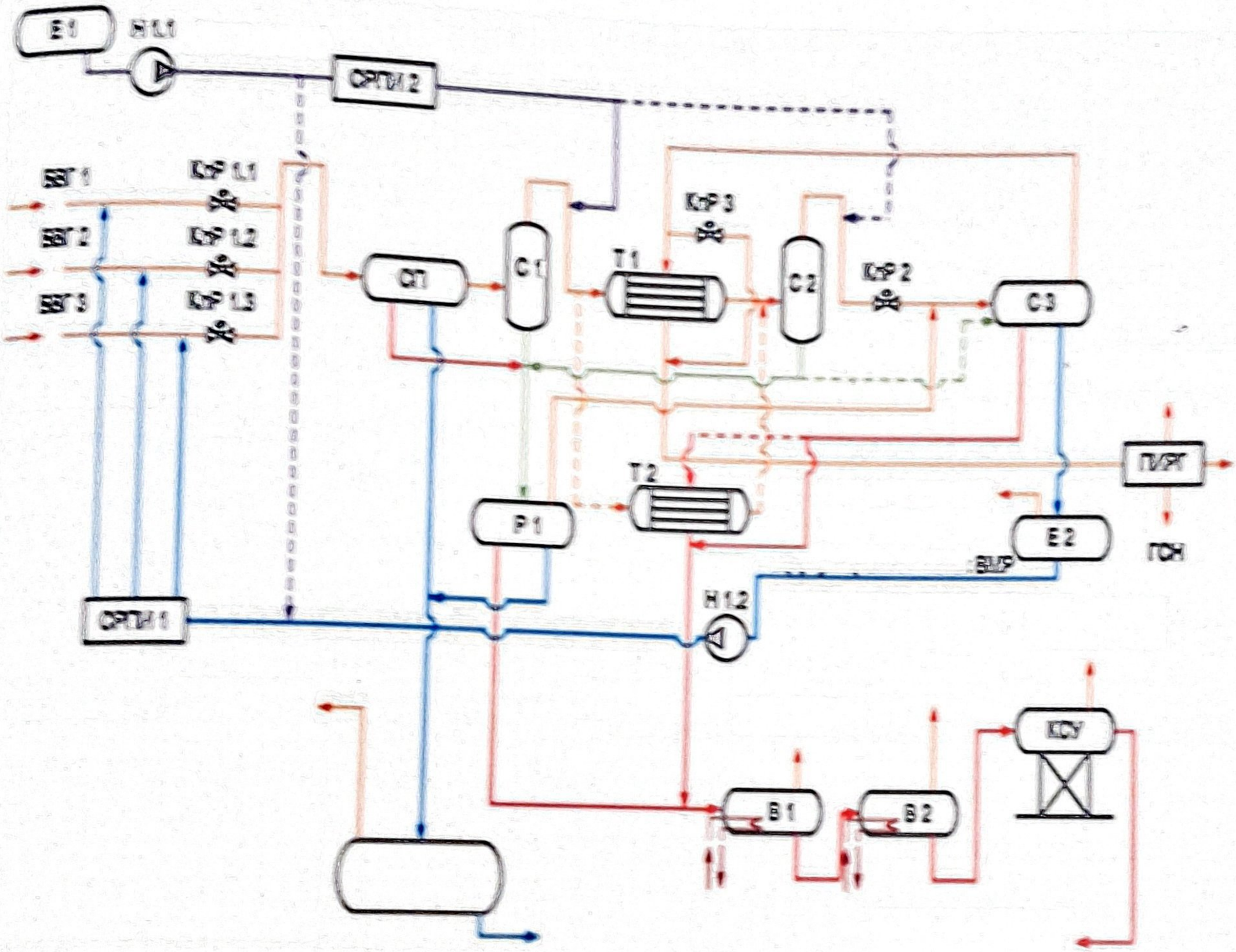


Рисунок 3.10 – Варіант принципової схеми технологічного процесу підготовки газу типового газоконденсатного родовища
___ – газ; ___ – газовий конденсат; ___ – свіжий метанол; ___ – водометанольний розчин; ___ – суміш ВМР і газового конденсату у співставних кількостях

Відповідно до представленої на даному рисунку схеми, газ зі свердловин газозбірними колекторами надходить у блоки вхідних гребінів БВГ, в яких здійснюється редукування газу, що готується, за допомогою клапанів-регуляторів КлР1.1 – КлР 1.3 з метою регулювання його витрати. Далі газ, що готується, надходить в трифазний сепаратор-пробковловлювач СП, в якому здійснюється його сепарація від рідини і механічних домішок, уловлювання рідинних пробок, а також розділення відсепарованої рідини на газовий конденсат і ВМР. Далі газ з сепаратора-пробкоуловлювача СП, що готується, надходить в триступінчату систему НТС.

У триступінчастій системі НТС газ, що готується, надходить у двофазний первинний сепаратор С1, в якому здійснюється його сепарація від рідини і механічних домішок. Далі газ з первинного сепаратора С1 надходить у трубний простір рекуперативного кожухотрубчастого теплообмінника «газ-газ» Т1, в якому здійснюється його охолодження за рахунок рекуперації холоду товарного газу, що проходить через міжтрубний простір, що призводить до конденсації деякої його частини. Далі газ, що готується з трубного простору теплообмінника Т1 надходить у двофазний проміжний сепаратор С2, в якому здійснюється його сепарація від рідини. Далі газ, що готується з проміжного сепаратора С2 надходить в клапан-регулятор КлР 2, в якому здійснюється його ізоентальпійне розширення. В результаті тиск газу знижується, що призводить до зниження його температури відповідно до ефекту Джоуля-Томпсона і до конденсації частини компонентів газу, що готується. Далі газ надходить у трифазний низькотемпературний сепаратор С3, в якому здійснюється його остаточна сепарація від рідини, в результаті чого газ, що готується, набуває фізико-хімічні властивості товарного газу. У низькотемпературному сепараторі С3 здійснюється також поділ відсепарованої рідини на газовий конденсат і водометанольний розчин. Далі товарний газ із низькотемпературного сепаратора С3 надходить у міжтрубний простір теплообмінника Т1, при цьому передбачено байпасування частини потоку товарного газу за допомогою клапана-

регулятора КлР3 з метою регулювання температури НТС. Далі товарний газ з міжтрубного простору теплообмінника Т1 надходить до пункту вимірювання витрати газу і далі – газопровід.

Для інгібування гідратоутворення передбачена подача свіжого метанолу з ємності Е1 за допомогою насоса Н 1.1 та системи регульованої подачі інгібітору (УРПІ) у БВГ 1 – БВГ 3, у вхідний потік газу трубного простору теплообмінника Т1 і у вхідний потік газу клапан КлР2.

Таблиця 3.3 – Розрахункові параметри технологічних процесів УКПГ

Параметр	Значення		
Схема скидання рідини з проміжного сепаратора С2	A	B	C
Питома витрата свіжого метанолу, подається в систему НТС*, г/м^3	0,52	0,27	0,27
Температура вихідного потоку газу трубного простору теплообмінника Т1, °С	-10,00	-10,00	- 10,00
Температура гідратоутворення вихідного потоку газу трубного простору теплообмінника Т1, °С	- 12,82	- 12,82	- 12,82
Температура в низькотемпературному сепараторі 3, °С	- 28,60	- 28,60	- 28,60
Температура гідратоутворення в низькотемпературному сепараторі С3, °С	- 107,83	- 47,71	- 47,73
Максимальна ТТРУВ товарного газу в діапазоні тиску 2,5 -7,5 МПа, °С	-7,11	- 1,17	-7,11
Ступінь вилучення вуглеводнів $C_{5+в}$ з газу, що готується, %	64,22	65,91	64,18

Газовий конденсат з сепаратора-пробковловлювача СП, а також рідина з первинного сепаратора С1 і проміжного сепаратора С2 скидаються в трифазний роздільник Р1, в якому здійснюється розділення суміші на газовий конденсат, водноментанольний розчин (ВМР) низької концентрації і газ дегазації. Водноментанольний розчин низької концентрації з сепаратора-

пробковловлювача СП і з розділювача Р1 скидається в атмосферну дренажну ємність. Газ дегазації з роздільника Р 1 надходить у вхідний потік низькотемпературного газу сепаратора С3. ВМР з низькотемпературного сепаратора С3 скидається в атмосферну ємність Е2, звідки подається за допомогою насоса Н1.2 і УРП 1 в блоки вхідних гребінок БВГ1 - БВГ3 для віддування метанолу.

Газовий конденсат з низькотемпературного сепаратора С3 може подаватись в трубний простір рекуперативного кожухотрубчастого теплообмінника «рідина-газ» Т2 для нагрівання за рахунок рекуперації тепла частини газу, що відбирається з вихідного потоку первинного сепаратора газу С1.

Таблиця 3.4 – Розрахункові параметри технологічних процесів УКПГ за різної температури НТС

Параметри	Варіанти температури НТС, °С			
	- 30	- 40	- 50	- 60
Максимальна ТТРУВ товарного газу в діапазоні тиску 2,5-7,5 МПа, °С	-1,80	-7,42	-9,45	-10,86
Ступінь вилучення вуглеводнів $C_{5+в}$ з газу, що готується, %	66,65	71,55	75,75	79,14
Питомий вихід стабільного товарного газового конденсату*, г/м^3	2,20	2,36	2,49	2,60
Питома теплова енергія для стабілізації газового конденсату**, Вт/кг	38,66	44,73	52,34	62,12
Питома витрата газу дегазації під час стабілізації газового конденсату*, %	0,016	0,020	0,027	0,038
Питома витрата свіжого метанолу, що подається до системи НТС*, г/м^3	0,26	0,17	0,12	0,09
Концентрація метанолу у ВМР, що скидається у промислові стоки, мас. %	3,66	4,30	4,56	4,76

Газовий конденсат з роздільника Р1 і низькотемпературного сепаратора С3 послідовно надходить у вивітрювачі В1 і В2, в яких здійснюється процес його стабілізації. Далі газовий конденсат з вивітрювача В2 надходить на установку стабілізації УСК, де здійснюється остаточна його стабілізація рахунок зниження тиску.

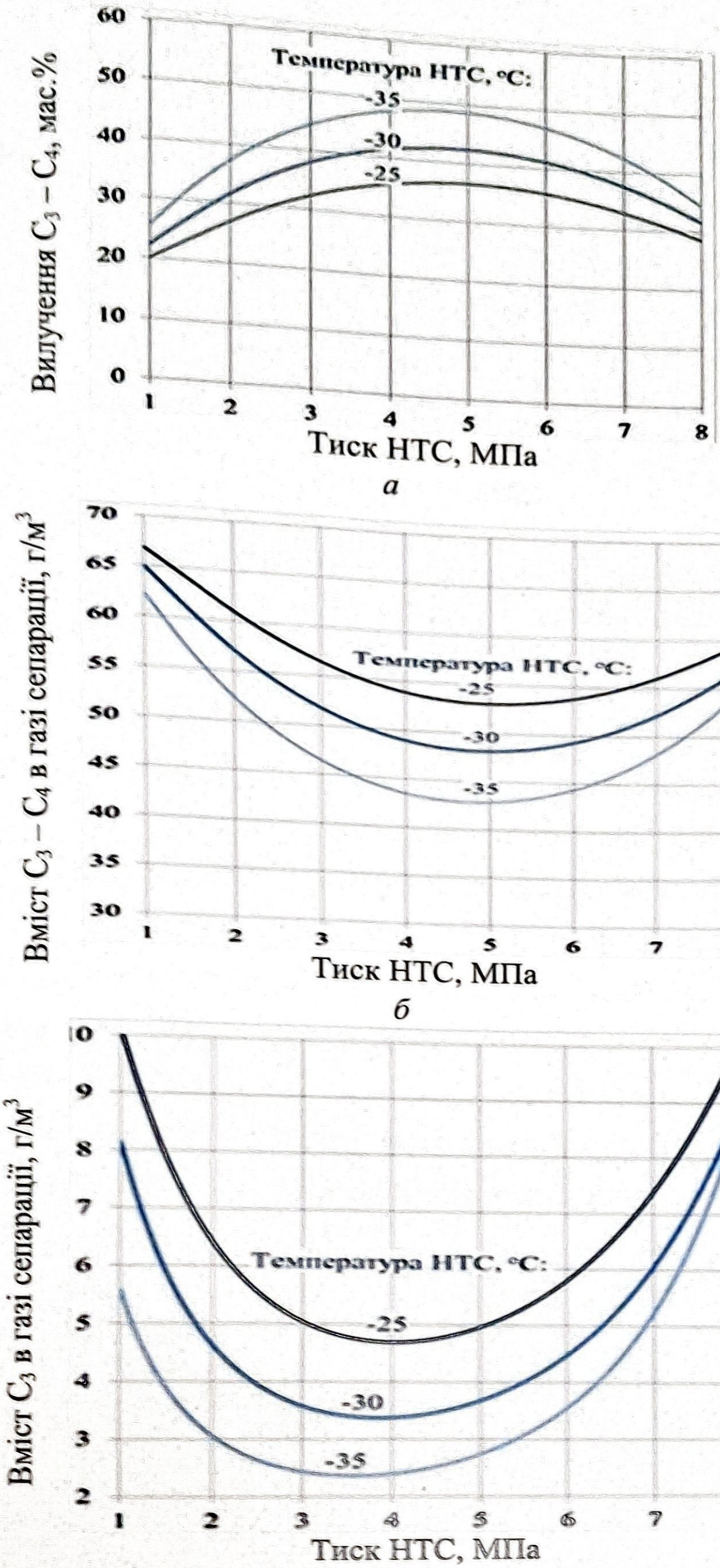
3.4. Ступінь вилучення компонентів C_{3+} у типових промислових технологіях НТС

Промислову підготовку конденсатовмісних газів здійснюють за технологією НТС. Її принцип полягає в ступінчастому охолодженні сировини УКПГ з подальшим відділенням вуглеводневої і водної фази, що сконденсувалася (водного розчину інгібітору гідратоутворення - метанолу).

Ефективність технологічних схем підготовки конденсатовмісних газів характеризується ступенем вилучення компонентів C_3-C_4 та/або C_{5+} та їх залишковим вмістом у підготовленому газі. Ступінь вилучення C_3-C_4 та C_{5+} визначається відповідно як кількість C_3-C_4 та C_{5+}, що перейшли у рідку фазу по відношенню до їх вмісту у сировині УКПГ. Ці показники підготовки конденсатовмісних газів становить: C_{5+} – 90-98%, бутанів, пропанів та етану близько 55, 35-40 та 7-10%, відповідно.

Вуглеводні C_{5+}, які не сконденсувалися на установці НТС, залишаються в товарному газі, що надходить у магістральний газопровід. За експериментальними та розрахунковими даними вміст C_{5+} у газах сепарації залежно від складу пластового газу може змінюватись від 3 до 6 г/м^3 [16-26]. Ступінь вилучення та залишковий вміст компонентів C_3-C_4 та C_{5+} визначається термобаричними параметрами процесу НТС.

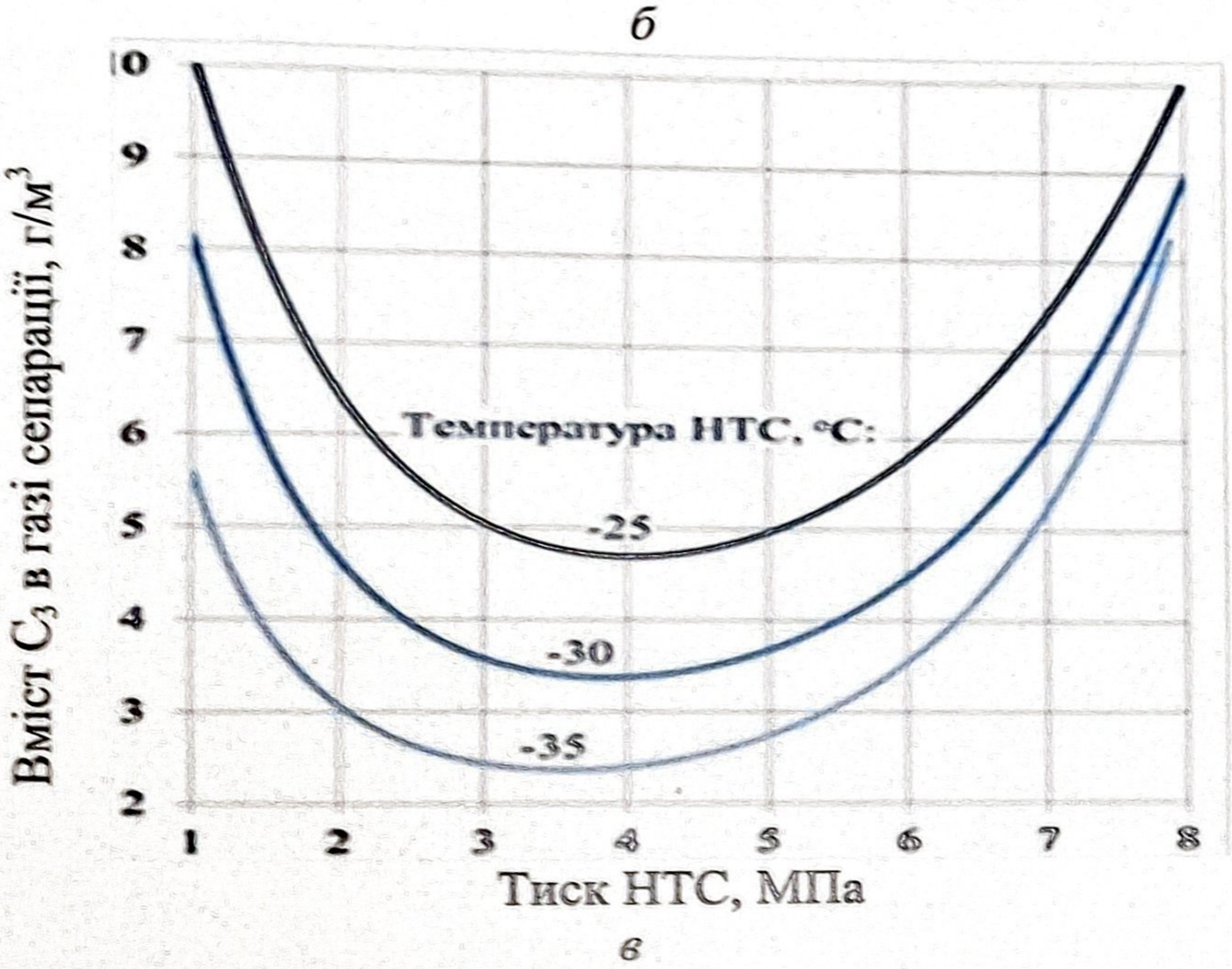
Наприклад, значення аналізованих показників для родовища з початковим вмістом C_5+ 150 г/м^3 при тисках сепарації від 1 до 8 МПа і температури від мінус 25 до мінус 35 °С наведені на рисунку 3.11.


Вилучення $C_3 - C_4$, мас.%
60
50
40
30
20
10
0
Температура НТС, °С:
-35
-30
-25
1
2
3
4
5
6
7
8
Тиск НТС, МПа

а

Вміст $C_3 - C_4$ в газі сепарації, г/м³
70
65
60
55
50
45
40
35
30
Температура НТС, °С:
-25
-30
-35
1
2
3
4
5
6
7
8
Тиск НТС, МПа

б


Вміст C_3 в газі сепарації, г/м³
10
9
8
7
6
5
4
3
2
Температура НТС, °С:
-25
-30
-35
1
2
3
4
5
6
7
8
Тиск НТС, МПа

в

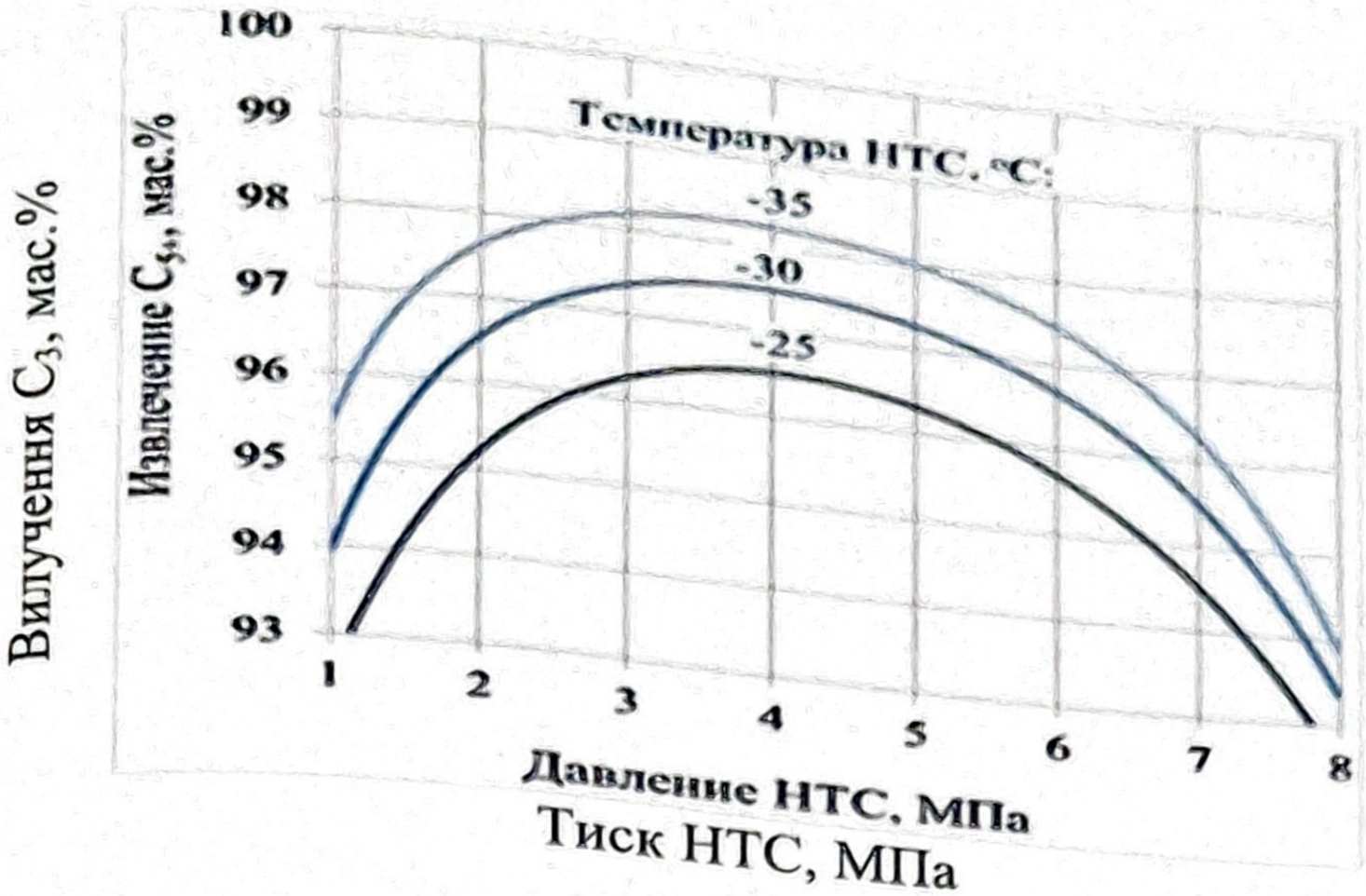


Рисунок 3.11 – Залежності ступеня вилучення вуглеводнів C_{5+} (вгорі) та вмісту C_3-C_4 та C_{5+} у газі сепарації (внизу) від термобаричних параметрів НТС для газу типового газоконденсатного родовища

З рисунка 3.11 випливає, що для досягнення максимального ступеня вилучення процес сепарації слід проводити за знижених температур і тисків, наближених до значення тиску максимальної конденсації. Для вуглеводнів C_{5+} цей тиск становить 3,5...4,5 МПа. При цьому простежується якісна закономірність: зміщення максимального ступеня вилучення у бік нижчих тисків при зниженні температури сепарації. Максимальний ступінь вилучення C_3-C_4 має місце при тиску сепарації 4,5 - 5,0 МПа практично не залежить від температури сепарації.

Таким чином, підбір параметрів процесу низькотемпературної сепарації дозволяє збільшити ступінь вилучення цільових компонентів та знизити їх вміст у товарному газі.

3.5. Висновки до розділу III

1. При заданому перепаді тиску зі збільшенням вмісту C_{5+} у пластовому газі температура НТС знижується при охолодженні газу в детандері, але мало змінюється при охолодженні в дроселі.

2. Збільшення вмісту C_{5+} в газі, що охолоджується, збільшує кінцеву температуру рідини, виділеної в низькотемпературному сепараторі після її дроселювання.

3. На прикладі промислової технології НТС з ежектором показано, що зниження температурного рівня сепарації може бути досягнуто спеціальною підготовкою низьконапірних газів кінцевого ступеня дегазації конденсату, що дозволяє істотно збільшити вихід рідкої фракції вуглеводнів.

Таким чином, підбір параметрів процесу низькотемпературної сепарації дозволяє збільшити ступінь вилучення цільових компонентів та знизити їх вміст у товарному газі.

Розділ IV. ІННОВАЦІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ НАДЗВУКОВОЇ СЕПАРАЦІЇ

4.1. Технологія надзвукової сепарації

Більшість застосувань природного газу диктують, що метан має високу чистоту. Таким чином, рідини природного газу (NGL) або більш важкі вуглеводні мають вилучатися до рівня вуглеводневої точки роси. Ці рідини, залежно від їх кількості, зазвичай продаються як побічний продукт для підвищення прибутковості.

Традиційні методи кондиціонування природного газу та видобутку ШФЛВ полягають у великих капітальних та експлуатаційних витратах. Проектування та експлуатація цих об'єктів значною мірою залежать від характеру природного газу та свердловини. Традиційні установки для зневоднення та відбензинення містять обертові частини та вимагають складних операцій, міркувань безпеки, частого технічного обслуговування та виробляють газ, який не відповідає вимогам.

Додавання хімічних речовин у традиційних методах, таких як інгібітори гідратів, створює серйозні екологічні проблеми [5]. Традиційним методом зневоднення природного газу є використання контакторно-регенераторної колони з рідким гігроскопічним осушувачем [6].

В останні роки інтенсивно розвивається новий напрямок у сепарації природного газу - це технологія надзвукової сепарації, що отримала назву 3S-технологія (SuperSonicSeparation) [2]. Основний принцип, що лежить в основі цієї технології – це здійснення сепарації окремих компонентів за рахунок сильного охолодження газу, що досягається у надзвукових завихреннях потоків газу. У процесі такого охолодження відбувається конденсація важких фракцій, що входять до складу природного газу, а за рахунок завихрення потоку, забезпечується сепарація з газу крапель конденсату, що утворилися.

Технологія базується на охолодженні природного газу у надзвуковому закрученому потоці газу. Вхідний газовий потік закручується в надзвуковому сепараторі в статичному завихрювачі, далі в надзвуковому соплі Лаваля

необроблений потік прискорюється до швидкості, більшої, ніж швидкість поширення звукової хвилі в потоці газу, що входить до середовища. В результаті надзвукового потоку відбувається перетворення газу частини потенційної енергії в кінетичну, що призводить до сильного охолодження газу. Охолоджений потік направляється в робочу частину, де потрібні фракції конденсують природний газ і воду. Утворені краплі рухаються до стінок робочої частини 3S-сепаратора відцентровими силами за рахунок обертання потоку.

На виході з робочої частини утворюється центральний потік серцевини, очищений від необхідних фракцій, і двофазний прикордонний шар біля стінки, що складається з рідини (вода і вуглеводні) і газу. Двофазний пристінний шар, відокремлений від серцевини потоку, направляється в щілину дифузора газорідинної суміші, в якій відбувається гальмування потоку. Очищений газовий потік з центрального потоку серцевини стікає в газовий дифузор і також гальмується.

В результаті досягнення надзвукових швидкостей потоку газу можна реалізувати температуру – 100 °С, тому надзвуковий сепаратор дозволяє глибоко вилучити потрібний компонент із природного газу [6, 7].

Сепаратори, виготовлені відповідно до цієї технології, дозволяють не тільки відокремити від газу рідину, але також зробити відбір окремих цільових фракцій вуглеводнів. Дана технологія дозволяє, реалізувати підводну підготовку газу до транспорту, що полягає в забезпеченні необхідних точок роси по воді і вуглеводнях у газі.

У технології надзвукової сепарації надзвуковий потік газу реалізується за допомогою конфузорно - дифузорного сопла Лаваля. У такому соплі газ розганяється до швидкостей, більших за швидкість поширення звуку в газі. При цьому за рахунок переходу частини потенційної енергії потоку до кінетичної енергії відбувається сильне охолодження газу.

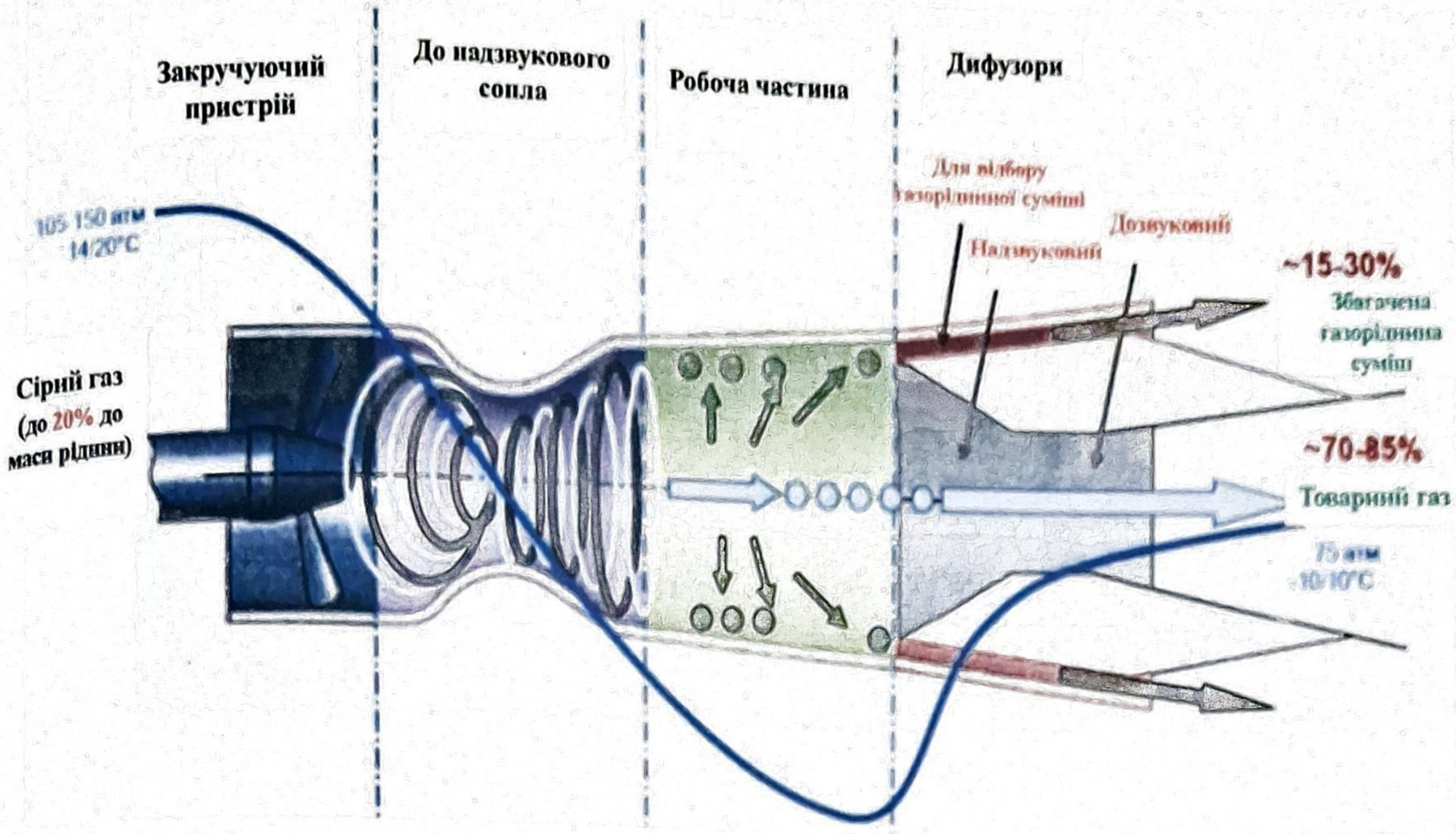


Рисунок 4.1 – Принципова схема 3S-сепаратора

Розширення природного газу навіть до невеликих чисел Маха (M ~ 1.5–2.0) дозволяє охолодити газ до температур, достатніх для конденсації не тільки компонентів, важчих за пропан, а й етану. При цьому для досягнення кріогенних температур газу додаткових джерел холоду (холодильників, турбодетандерів тощо) не потрібно. У 3S-технології відбір крапель конденсату, що містять цільові компоненти, що сконденсувалися в надзвуковому соплі, здійснюється під впливом відцентрових сил. Поле відцентрових сил створюється за допомогою завихрення потоку у форкамері надзвукового сопла.

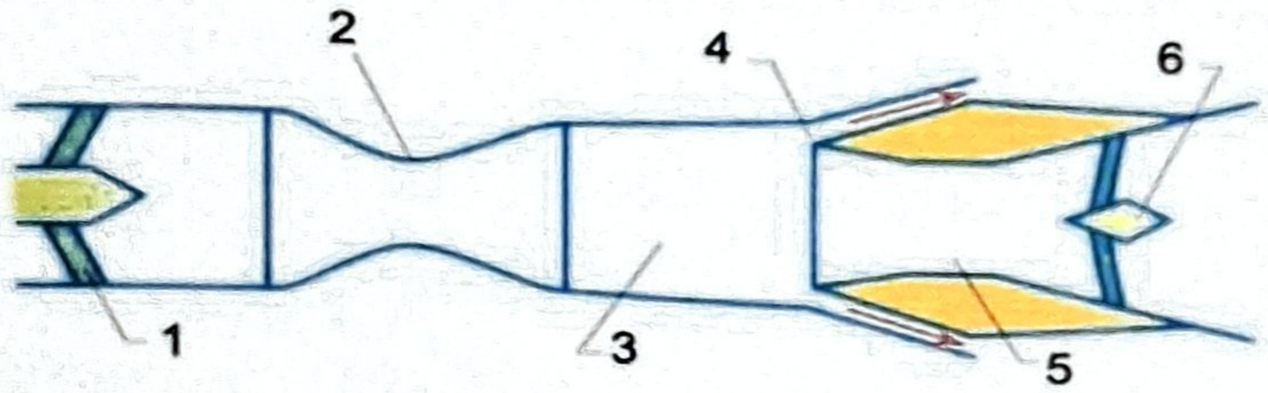
Принципова схема установки, що реалізує 3S-технологію (далі 3S-сепаратор), представлена на рис. 3. 3S-сепаратор включає в себе завихрюючий пристрій, до/надзвукове сопло, робочу частину, пристрій відбору газорідинної суміші, дифузори.

Застосування дифузора на виході з робочої частини 3S-сепаратора дозволяє за рахунок гальмування перетворити частину кінетичної енергії потоку на потенційну, що забезпечує отримання (на виході з дифузора) тиск газу, істотно більший, ніж статичний тиск газу в надзвуковому соплі, при

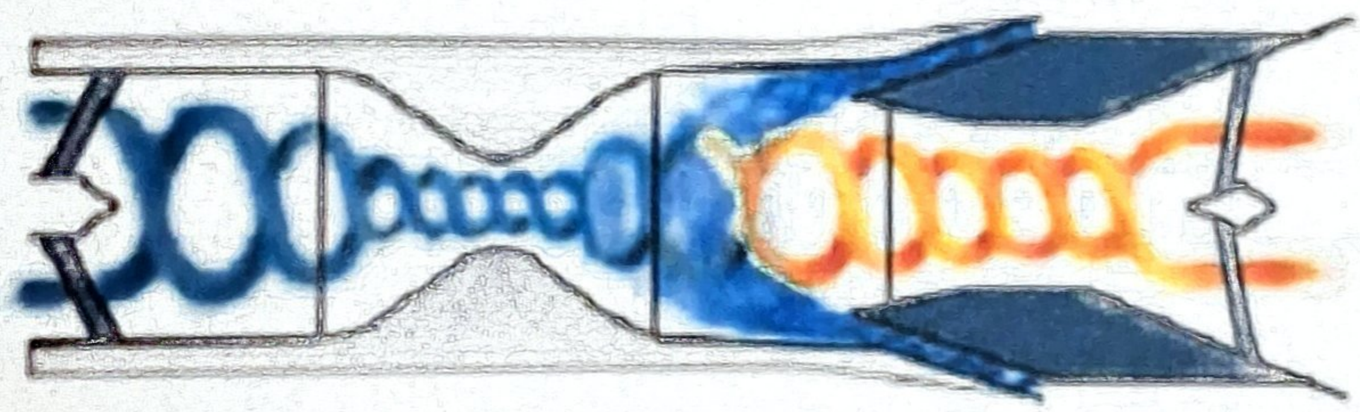
якому відбувається конденсація цільових компонентів.

Надзвуковий сепаратор – це нова технологія для сепарації газу. Дана розробка унікально поєднала концепції аеродинаміки, термодинаміки, фізичного поділу та динаміки рідини, що призвело до інноваційного способу кондиціонування газу [7]. Конструкції технології надзвукового відцентрового сепаратора були вперше запатентовані Алфьоровим та ін. [8] і Betting et al. [9] у 2002 і 2003 роках відповідно. Однак у комерційному плані Petronas і Sarawak Shell Berhad (SSB) були першими, хто запустив систему Twister на морському об'єкті B11 у 2003 році [10,11].

На рисунку 4.2 представлена схема руху потоків у надзвуковому сепараторі конструкції голландської компанії Twister BV, що дала назву такої технології 3S сепарації (SuperSonic Separation).



а



б

Рисунок 4.2 – Конструкція (а) та схема руху потоків (б) у 3S-сепараторах: 1 – завихрювальний пристрій; 2 – сопло Лаваля; 3 – робоча секція; 4-двофазний сепаратор газ-рідина; 5 – дифузор; 6 – напрямний апарат [8,13]

Технологія запатентована в США, Канаді, Європі, Азії, Південній Америці та інших. Технологія надзвукових газосепараційних матеріалів, що знайшла широке комерційне застосування в складі газопереробних комплексів у складі установок для обробки газу на морських платформах,

також можливе бути застосована для використання на суходолі. Сьогодні 3S-сепаратори працюють на об'єктах, які представлені нижче:

– ГПЗ №1 та №2 родовища Таліму (Китай);

– Газопереробний завод «Околома», компанія Shell Petroleum Development (Нігерія);

– Морська платформа B11, Petronas / SSB (Малайзія);

– Шахта Канапу, Петробрас (Бразилія) [1, 3, 4].

У порівнянні з існуючими низькотемпературними процесами переробки газу, в яких зазвичай охолодження газу здійснюється за рахунок розширення газу в клапані Джоуля-Томсона або турбодетандері, або за рахунок застосування холодильних машин, технологія надзвукової сепарації забезпечує наступні переваги:

– висока надійність, обумовлена відсутністю механічних деталей, що обертаються;

– висока ефективність, пов'язана з можливістю забезпечення дуже низьких температур газу всередині надзвукового пристрою;

– мінімальні експлуатаційні витрати;

– здатність використовувати енергію пласта, яка зазвичай пропадає;

– більш висока ефективність порівняно з широко поширеним обладнанням для сепарації;

- можливість роботи установок без обслуговуючого персоналу.

За рахунок забезпечення високої швидкості потоку в установках надзвукової сепарації вдається забезпечити малі розміри установок. Так при витраті газу 100 MMSFD і тиск газу 10 МПа пристрій для надзвукової сепарації має довжину близько 2 метрів. Ця обставина робить технологію надзвукової сепарації надзвичайно перспективною для використання на офшорних родовищах. А висока надійність цих пристроїв, обумовлена відсутністю механічних елементів, що обертаються, може призвести до широкого використання даних технологій у підводних видобувних комплексах.

Технологія забезпечує одночасно очистку газу, осушення до точки роси по вуглеводнях, зневоднення та екстрагування ШФЛВ в одній технологічній установці. Використовується для кондиціонування газу шляхом видалення парів, що конденсуються. Надзвуковий сепаратор складається із секції що звужується, насадки Лаваля та секції що розширюється. Природний газ витікає з резервуарів з низькою швидкістю і високим тиском. В процесі руху тиск газу зменшується, що призводить до збільшення швидкості. Відповідно до законів термодинаміки, це зниження тиску буде супроводжуватися зниженням температури. Температура падає нижче точки роси природного газу. Утворюється багатофазний потік, де небажані компоненти, що утворюють рідкі конденсати, відцентрово видаляються через бічні збиральні потоки. Потім сухий газ надходить у трубопровідні лінії і для подальших процесів [12].

Надзвуковий сепаратор має численні переваги в порівнянні з традиційними методами. Пристрій не містить обертових (динамічних) частин, не вимагає додавання будь-яких хімічних речовин і являє собою можливість роботи без людини.

Крім того, завдяки надзвичайно високій швидкості потоку через пристрій не очікується забруднення або відкладення твердих речовин. Необхідне охолодження є самоіндукованим, і отримати температуру до -60 °С можлива без додаткових кріогенних холодильних установок.

Робота без хімікатів замінює необхідність у допоміжних системах, таких як система введення інгібітору, система відновлення інгібітору або процеси регенерації твердого адсорбенту.

Таким чином, утилізація хімічних речовин, норми щодо викидів у навколишнє середовище, цикли регенерації та запуск продукту, що не відповідає специфікації, більше не є робочими проблемами. Відсутність динамічних деталей значно знижує вимоги до обслуговування та витрати. Компактний розмір робить пристрій дешевшим у виготовленні, установці та експлуатації. Однією з додаткових нетрадиційних переваг, яку він

предметом, є здатність працювати на суші, на березі моря та на підводному рівні. На відміну від звичайних методів, проектні масштаби та робота установки не чутливі до складу поданого газу чи пластів свердловин [6,14].

4.2. Дослідження процесу надзвукової сепарації

Надзвуковий сепаратор є революційним пристроєм у газопереробній промисловості завдяки його дуже малим розмірам, низьким капітальним та експлуатаційним витратам, а також вищим характеристикам у порівнянні з іншим звичайним обладнанням. Цей пристрій добре підходить для відділення води та рідких вуглеводнів від потоків природного газу. Як показано на рис. 4.1, при майже адіабатичному розширенні всередині цього пристрою газ прискорюється до надзвукової швидкості (Ma = 1,6), а температура потоку значно падає (-80 °C). Такий величезний перепад температури призводить до сильного зародження та конденсації води та важких вуглеводнів. Ефект закручування, викликаний всередині блоку 3S через камеру, створює надзвичайно великі відцентрові прискорення (z=300,000-500,000g) і ефективно видаляє створені краплі води та вуглеводнів. Після точки збору рідини тиск природного газу можна відновити за різними сценаріями, як ми приділили належну увагу в нашій попередній роботі (Ghanbari Mazidi et al.). Більш детальний опис агрегатів 3S та їх продуктивності представлено в інших місцях (Schinkelshoek and Epsom, 2008; Mahmoodzadeh Vaziri et al., 2011). Типова діаграма, що ілюструє розташування горла та нормальної ударної хвилі та загальну довжину 3S, показана на рис. 2. Як видно, число Маха в стані горла дорівнює одиниці, і нормальна ударна хвиля має виникнути після точки збору. Нормальна ударна хвиля має вирішальне значення для відновлення тиску.

Надзвуковим сепараторам приділено багато уваги останні роки завдяки їхнім численним перевагам, таким як менші, легші, дешевші необхідні

інструменти, низькі витрати на установку та обробку, відносно невеликий вихід у навколишнє середовище порівняно із звичайними сепараторами, які використовуються в нафтовій промисловості. Він особливо добре підходить для пошуку природного газу на морі та підводних через його малість та життєздатність безпілотної експлуатації (Alfyorov та ін., 2005; Bering and Epsom, 2007). Застосування блоків 3S може привести до великої економії в нафтовій і газовій промисловості, оскільки такі сепаратори не потребують жодного типу хімічних розчинників (наприклад, гліколь (ТЕГ)), адсорбентів (наприклад, силікагель) або інших похідних матеріалів.

Враховуючи вищезазначені переваги, надзвукові сепаратори можуть бути успішно залучені в багатьох хімічних та нафтохімічних інтенсивних процесах, таких як осушення природного газу, контроль точки роси вуглеводнів, переробка підводного газу, видалення CO_2 та H_2S, рекуперація енергії, застосування в технології СПГ, видалення ртуті, вилучення та вилучення ШФЛВ з супутніх газів (Schinkelshoek and Epsom, 2008; Mahmoudzadeh Vaziri et al., 2011; Alfyorov et al., 2005; Bering and Epsom, 2007). Детальний огляд літератури щодо блоків 3S був представлений у наших попередніх роботах (Ghanbari Mazidi et al., Мазмуздаде Вазірі та ін., 2011).

Перші відомості про успішне випробування надзвукових технологій обробки природних газів з'явилися на початку 90-х років минулого століття. Зокрема, перший патент, що відноситься до прототипів надзвукових сепараторів, які успішно використовуються в даний час, відноситься до 1998 р. Цей патент був отриманий компанією TransLang technologies Ltd. [1] Пізніше права на цей патент були передані компанії ENGO. Однією з перших статей, в якій детально розглядалися основні принципи надзвукової технології та її основні переваги, можна вважати статтю Supersonic nozzle efficiently separates natural gas components [2], опубліковану в 2005 р. в

авторитетному журналі Oil & Gas Journal.

За наступні десять років рядом компаній ведеться відпрацювання надзвукових технологій переробки природних та попутних газів. За цей час від технологій пройшли шлях від теоретичних досліджень та лабораторних випробувань до великих промислових установок.

Останніми роками також було опубліковано кілька інших статей, що розширили різні аспекти блоків 3S. Jassim et al. (2008) досліджували вплив геометрії сопла та завихрення, вставляючи канал постійної площі між звуженою та частинами дифузора системи. Вони вибрали різні довжини таких розширених областей постійної площі. Їхні результати підкреслили, що зміна довжини каналу впливає на положення нормального розташування ударної хвилі та мінімальну температуру системи. Вони також звернули увагу на те, до втрати тиску газового потоку в основному пов'язані з закрученим потоком на вході, а завихрення дуже різко зростає в околиці нормальної ударної хвилі. Вони дійшли висновку, що «область безпосередньо перед ударною хвилею є основною областю, де дрібні частинки можуть бути рідіні через велику силу завихрення».

Ганбарі Масіді та ін. порівняли характеристики двох надзвукових сепараторних структур для цілей відновлення тиску. Перша конструкція містила одну насадку-дифузор, де для відновлення тиску використовувалася нормальна ударна хвиля, а друга структура складалася з двох послідовних насадок-дифузорів для досягнення цієї мети. Результати моделювання чітко показали, що обидві структури поводяться дуже подібно при відновленні тиску, коли припускається поведінка реального газу та розглядається ізентропічний режим роботи.

Карімі та Абді (2009) досліджували вплив різних робочих змінних на хвилі (напрямок, тиск, температура та швидкість потоку) та тиску на виході R (зворотного) на загальну продуктивність пристрою 3S. Вони вказали, що розташування ударної хвилі зміщується в бік вихідного отвору сопла, коли вихід або протитиск зменшується, а температура на вході підвищується.

Малишкіна (2008) та Wen et al. (2011) використовували комп'ютерне програмне забезпечення для динамічної рідини для аналізу нерівномірного радіального розподілу різних параметрів, таких як тангенціальна швидкість і статична температура. Вони також зазначили, що нерівномірність радіального розподілу газодинамічних параметрів суттєво впливає на ефективність вилучення компонентів. В іншій статті Малишкіна (2010) представила метод первинної оцінки ефективності очищення природних газів в установці 3S, що залежить від умов їх входу в газовий потік. Результати показали, що ефективність очищення залежить від температури, тиску та числа Маха газового потоку під час потоку всередині установки 3S, а також є сильною функцією складу рідкої фази газорідинної суміші. Отримані результати свідчать про те, що кількість рідини, що утворюється, збільшується зі зниженням температури та збільшенням числа Маха газового потоку всередині блоку 3S. На місці збору рідини було переважніше використовувати сепаратори зі значеннями числа Маха 1,4-1,8.

Wen et al. (2012) досліджували траєкторії частинок та ефективність поділу пристрою 3S за допомогою методу дискретних частинок. Вони використовували експериментальну установку для перевірки ефективності розділення трьох нових розроблених сепараторів з насиченим вологим повітрям. Вони зазначили, що ефективність поділу досягала понад 95%, коли довжина сепарації циклону була приблизно в 10 разів більше діаметра горловини. Рашиді та ін. (2010) представили сувору математичну модель у поєднанні з пакетом властивостей реального газу для прогнозування профілів температури, тиску, швидкості та числа Маха для всього блоку 3S. Також було представлено ілюстративне реальне дослідження для демонстрації механізму поділу конденсованої води та важких вуглеводнів всередині сепаратора. Вони показали, що більше 84 відсотків конденсованої води і невелика частина конденсованої вуглеводневої рідини повинні бути відділені від охолодженої рідини, щоб відповідати специфікаціям трубопроводів природного газу.

Wen Ming та ін. (2009) досліджували вплив опору тертя потоку на спонтанну конденсацію потоку водяної пари всередині надзвукових сопел Лаваля. Було виявлено, що тертя потоку має безпосередній вплив на процес спонтанної конденсації, і тому важливо використовувати точні прогнози коефіцієнта тертя при розробці такого типу форсунок Лаваля. Лінг Лінг та ін. (2010). Їхня модель була потім використана для прогнозування характеристик фазової рівноваги та продуктивності поділу надзвукового сепаратора для польових випробувань для очищення реального потоку природного газу. Махмудзаде Вазірі та ін. (2010) досліджували неізентропічні характеристики надзвукового сепаратора. Результати моделювання чітко вказують на те, що неізентропічний процес викликає передчасне виникнення удару, який гальмує достатнє охолодження газу та перешкоджає належному розділенню рідини. Вони показали, що кут розбіжного сопла та швидкість газу на вході мають помітний вплив на коефіцієнт відновлення тиску установки 3S. Крім того, вони вказали, що неізентропічність процесу через тертя форми ударної хвилі мала незначний вплив на прогноз розташування ударної хвилі порівняно з неізентропічністю, створеною через тертя шкіри всередині пристрою 3S.

Як згадувалося вище, було представлено кілька статей щодо моделювання та моделювання процесів 3S, всі вони засновані або на складних теоретичних моделях, або на моделюванні з використанням програмного забезпечення для обчислювальної рідинної динаміки, яке є відносно дорогим, трудомістким і вимагає високої обчислювальної потужності. Наскільки нам відомо, емпіричні моделі, такі як штучні нейронні мережі (ШНМ), не використовувалися для моделювання та моделювання процесу 3S.

Як відомо, геометрія 3S має прямий і життєво важливий вплив на оптимальне вилучення цільових компонентів із потоку природного газу та відповідний коефіцієнт відновлення тиску. Тому в цій статті використовується навчена нейронна мережа для оцінки оптимальної

геометрії 3S (кути та розміри) як у пілотному, так і в промисловому масштабах. Підготовлену ШНС також можна використовувати для дослідження впливу різних важливих параметрів (таких як тиск на вході, температура, швидкість, відновлення тиску та швидкість на виході) на геометрію та розміри блоку 3S.

4.3. Застосування надзвукових сепараторів для підвищення ступеня вилучення фракції C_{3+}

В даний час основною схемою підготовки природного газу до транспортування на родовищах із середнім та високим пластовим тиском газу є схема низькотемпературної сепарації газу (НТС). При цьому метою такої підготовки газу може бути забезпечення точки роси по вуглеводням і воді.

У початковий період експлуатації родовищ для охолодження газу в схемах НТС використовують в основному тільки ефект Джоуля - Томсона, що реалізується за допомогою зменшення тиску газу в JT-клапані. При падінні пластового тиску газу зазвичай переходять на використання у схемах турбодетандерних агрегатів, у яких охолодження газу досягається як рахунок ефекту Джоуля – Томсона, але й у вигляді здійснення газом додаткової роботи. Базисні схеми НТС із використанням JT-клапану, а також турбодетандерного агрегату представлені на рис. 4.3 – 4.4.

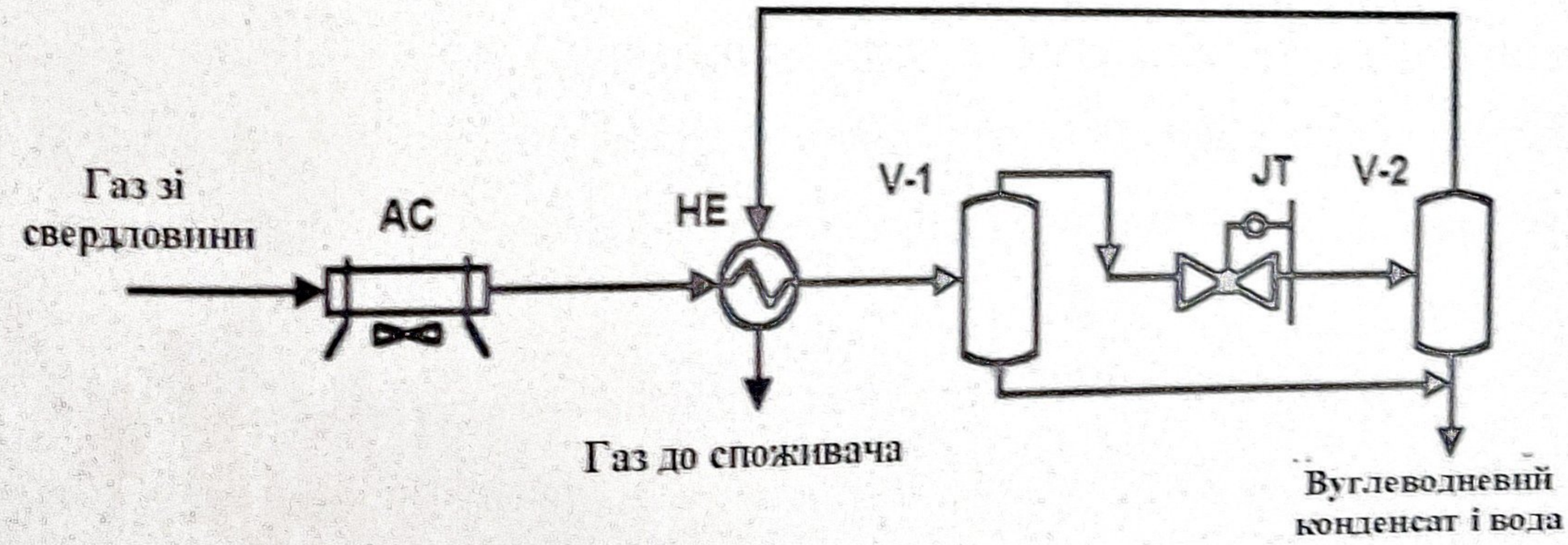


Рисунок 4.3 – Схема НТС з дроселюванням газу

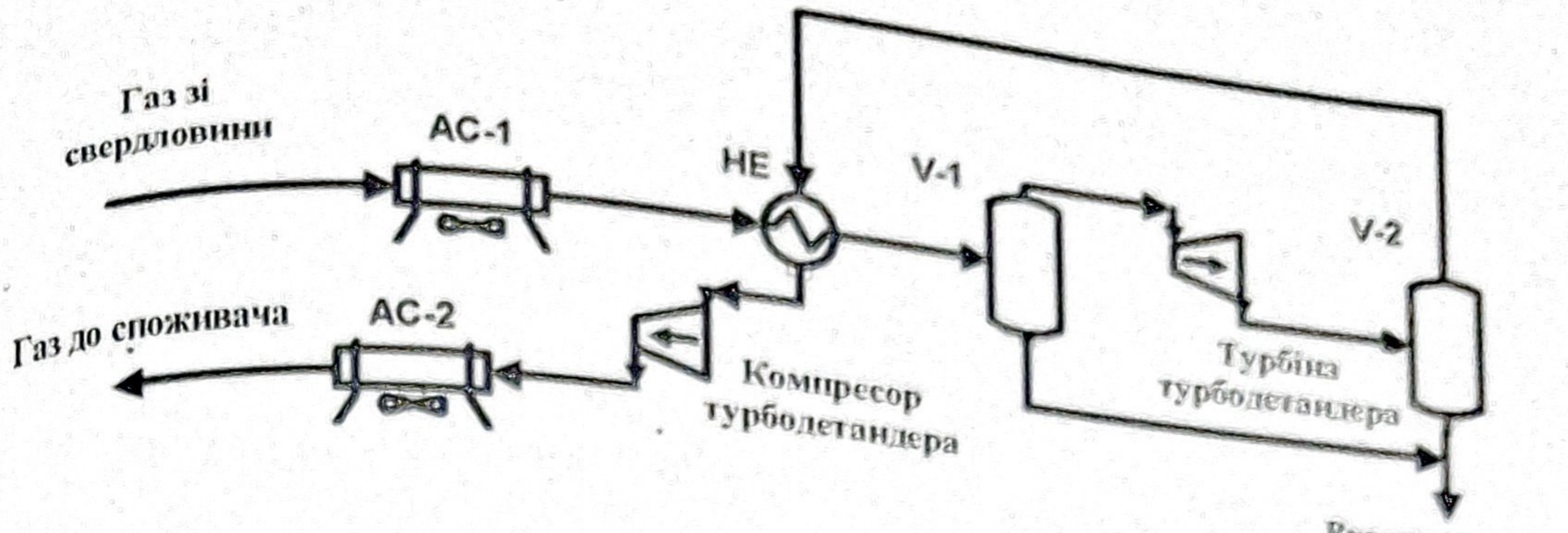


Рисунок 4.4 – Схема НТС с турбодетандерним агрегатом

Пластовий газ охолоджують в теплообміннику за допомогою морської води або в апараті повітряного охолодження АС і рекуперативному теплообміннику НЕ і подають в первинний сепаратор V-1, де від газу відокремлюється рідка фракція (вода і важкі вуглеводні). Газову фазу з сепаратора V-1 далі подають у JT-клапан, або в турбодетандерний агрегат ТЕ. Охолоджений газ після JT-клапану або турбіни турбодетандерного агрегату надходить в кінцевий низькотемпературний сепаратор V-2, в якому відокремлюють компоненти, що сконденсувалися, і далі в теплообмінник НЕ. Після теплообмінника (рис. 4.3) газ подається в магістральний газопровід, за схемою (рис. 4.4) газ стискають у компресорі турбодетандерного агрегату, охолоджують в апараті повітряного охолодження і подають у магістральний газопровід.

Застосування 3S-сепараторів дозволяє покращити роботу описаних схем обробки газу. Останні випробувані зразки 3S-сепараторів можуть бути використані як без додаткових пристроїв (рис. 4.5), так і у разі потреби в комбінації з рекуперативними теплообмінниками та вторинними сепараторами (рис. 4.8).

Низькотемпературна сепарація на основі 3S використовується на установках з очищення газу для транспортування (вилучення компонентів, важчих за пентан і C_{5+} води), систем, що використовуються для вилучення вуглеводнів, важчих за метан (етану, пропану, бутану тощо).

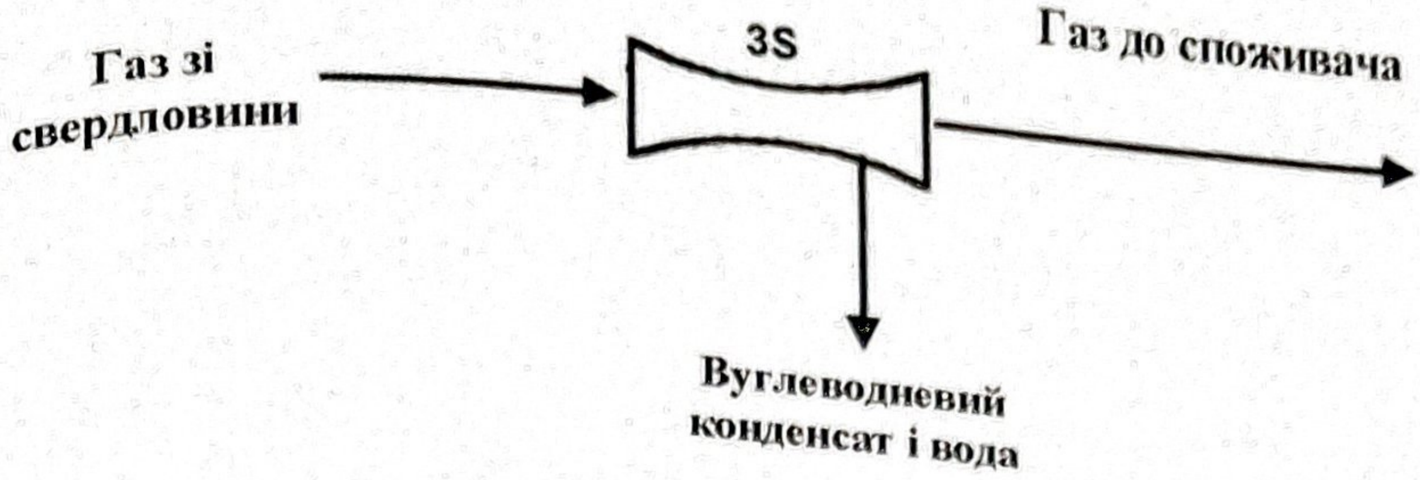


Рисунок 4.5 – 3S-сепаратор без додаткових пристроїв

Також цей метод можна використовувати для вилучення кислотних компонентів (CO_2, H_2S) з вуглеводневого газу. За різними оцінками, на сьогоднішній день близько третини світових запасів природного газу має високий вміст кислих компонентів, і цей показник зростає у міру виснаження запасів газу з низьким вмістом кислотних компонентів. Цей факт є причиною зростання інтересу до надзвукового сепаратора, як процесу очищення газу від кислотних компонентів [8, 9].

Можливі основні переваги 3S-технології перед іншими процесами низькотемпературної сепарації:

– відсутність динамічних елементів в конструкції пристрою, що обумовлює надійність пристрою;

– простота монтажу та експлуатації;

– низькі капітальні та експлуатаційні витрати;

– відносно невеликі розміри і металевий монтаж;

– можливість роботи 3S-сепараторів при наявності рідини у вхідному газовому потоці (що абсолютно неприпустимо для турбін);

– більш широкий діапазон робочих параметрів і складу сировини в порівнянні з турбінними розширювальними установками;

– можливість роботи пристрою без нагляду з боку технологічного персоналу, а також підводних систем видобутку;

– немає необхідності використовувати інгібітори гідратів, оскільки час перебування сировини в 3S-сепараторі при низьких температурах сотих часток секунди [1].

Також останнім часом спостерігається величезний прогрес у розробці надзвукової технології для сепарації з природних газів кислих компонентів, таких як CO_2 та H_2S. Сепарація кислих компонентів при цьому здійснюється за умов, що відповідають утворенню кристалічного CO_2. Однак, за рахунок того, що час знаходження крапель, що утворилися в надзвуковому соплі становить 0.0001-0.001 сек., процеси кристалізації не встигають пройти, і тому як показали проведені випробування, можливе забезпечення очищення природних газів від кислих компонентів. При цьому концентрація кислих компонентів у газі може бути зменшена до 2-3% моль. при будь-якій їх концентрації у вхідному газі.

У 2011 р. компанією Petrochina було успішно запущено блок 3S-сепарації на установці переробки газу родовища Yaha. Цей блок, що включає два 3S-сепаратори, дозволив більш ніж на 20°C знизити точку роси по воді і вуглеводням в товарному газі, порівняно зі стандартною схемою з клапаном Джоуля-Томсона, використовуваної раніше на цьому об'єкті. При цьому тиск газу на вході в установку становив 10,8 МПа, витрата газу – 160 000 нм^3/год.

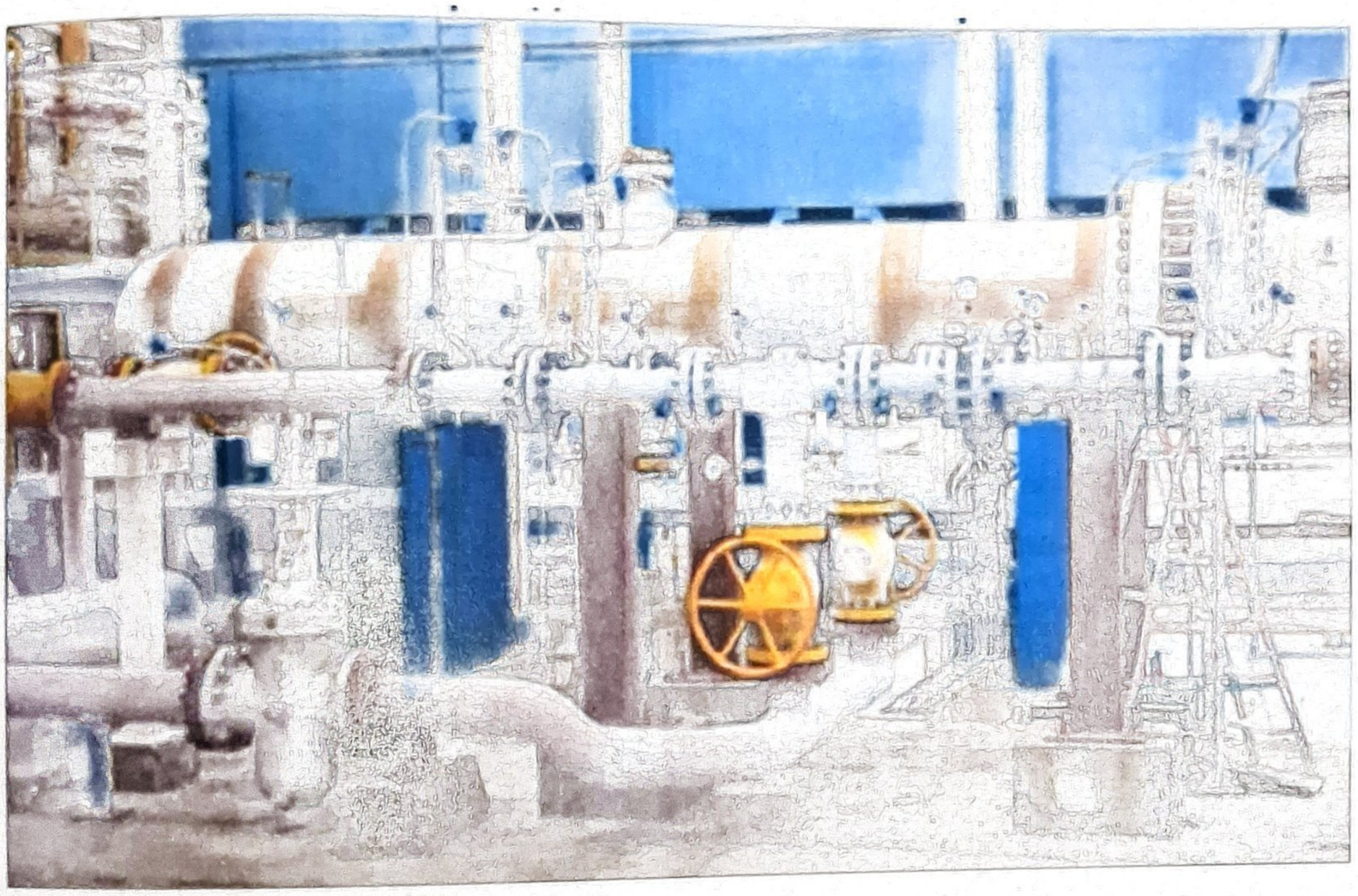


Рисунок 4.6 – Блок 3S-сепарації на УПГ родовища Yaha

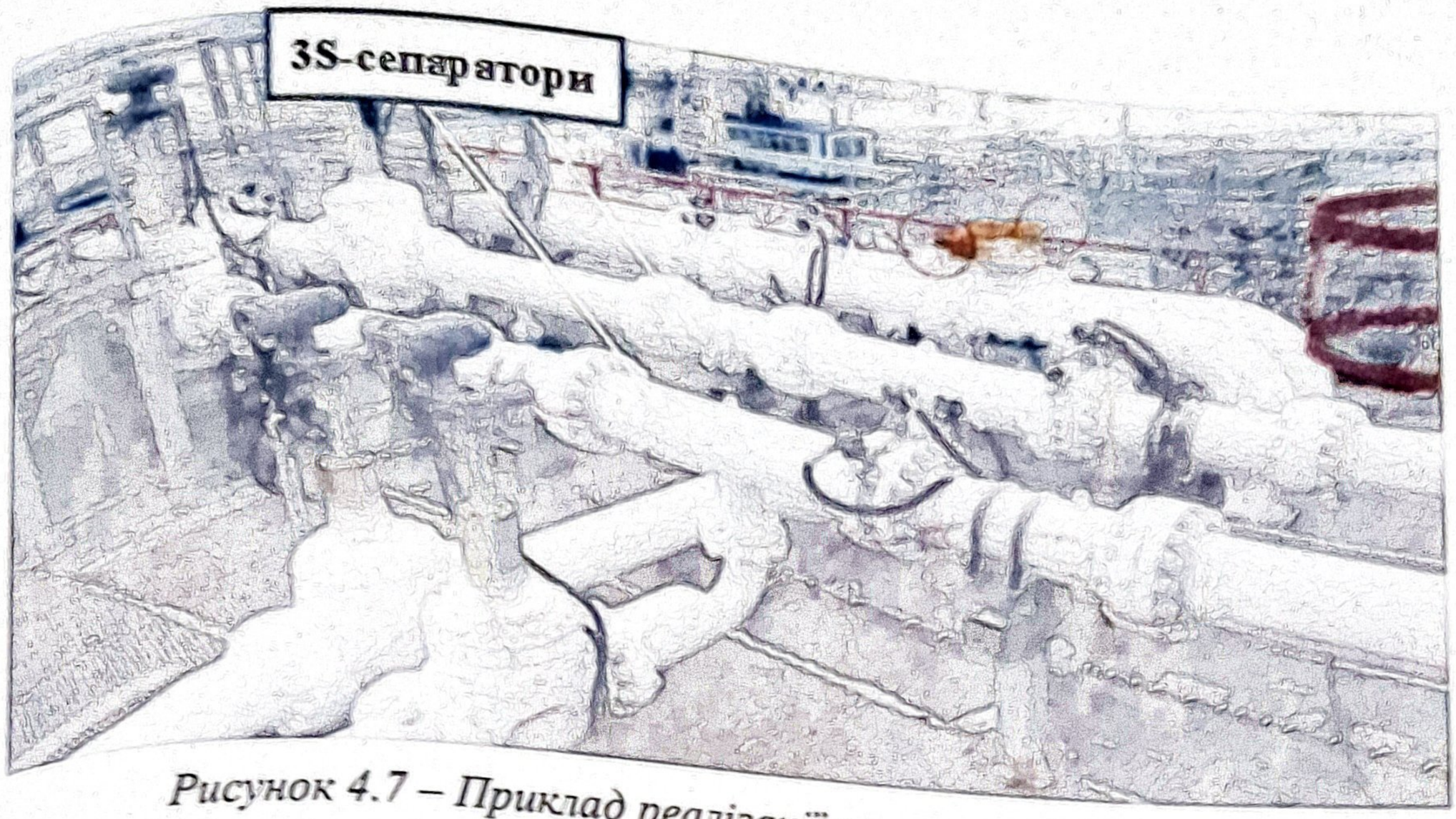


Рисунок 4.7 – Приклад реалізації технології 3S-сепарації

Найцікавішим є випадок використання 3S-технології на родовищах, в яких потрібно підтримувати на виході з установки підготовки газу тиск підготовленого газу на рівні ~ 10 МПа. Високий рівень тиску газу на виході з установки може бути обумовлений необхідністю транспортування газу на великі відстані. Особливо важливо це для варіантів, у яких підготовлений газ необхідно транспортувати підводним трубопроводом. Такий варіант, зокрема, є актуальним при розробці родовищ, що знаходяться на значній відстані від берега.

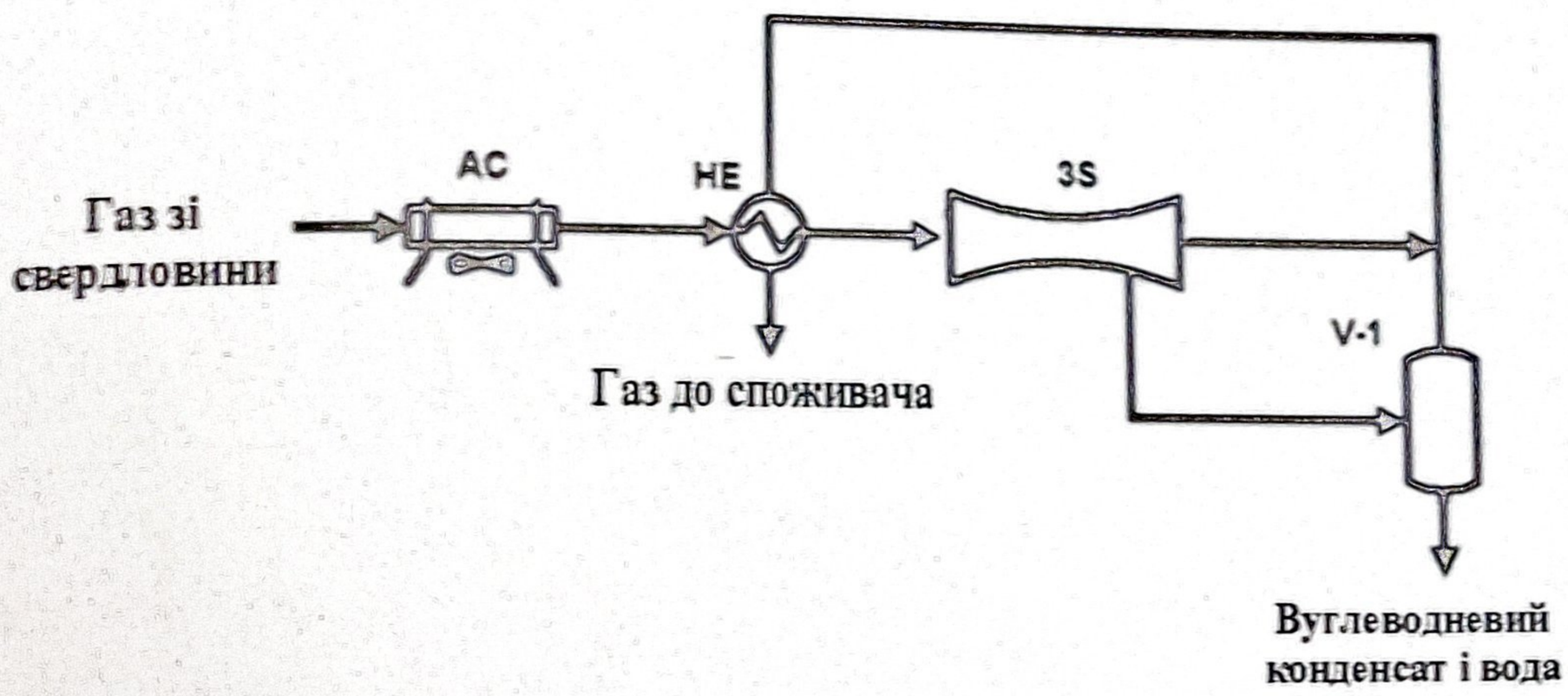


Рисунок 4.8 – Комбінована схема використання 3S-сепаратора

у цьому випадку забезпечити підготовку природного газу до транспортування у більшості випадків за допомогою турбодетандеру неможливо. При цьому, за стандартних схем провести конденсацію цільових компонентів при тисках, близьких до 10 МПа неможливо.

На рис. 4.9 показана фазова діаграма природного газу в координатах «температура – тиск». Усередині такої фазової діаграми природний газ є двофазною сумішшю газу і рідини. Для поділу компонентів газу в низькотемпературному технологічному процесі необхідно, щоб природний газ у якій-небудь точці процесу існував у двофазному стані. В той же час для будь-якого природного газу існують критичні значення тиску і температури газу, вище яких утворення рідкої фази неможливе. Для природних газів критичний тиск часто не перевищує 10 МПа, саме тому при тисках більше 10 МПа конденсацію та сепарацію компонентів природних газів у стандартних низькотемпературних процесах провести неможливо.

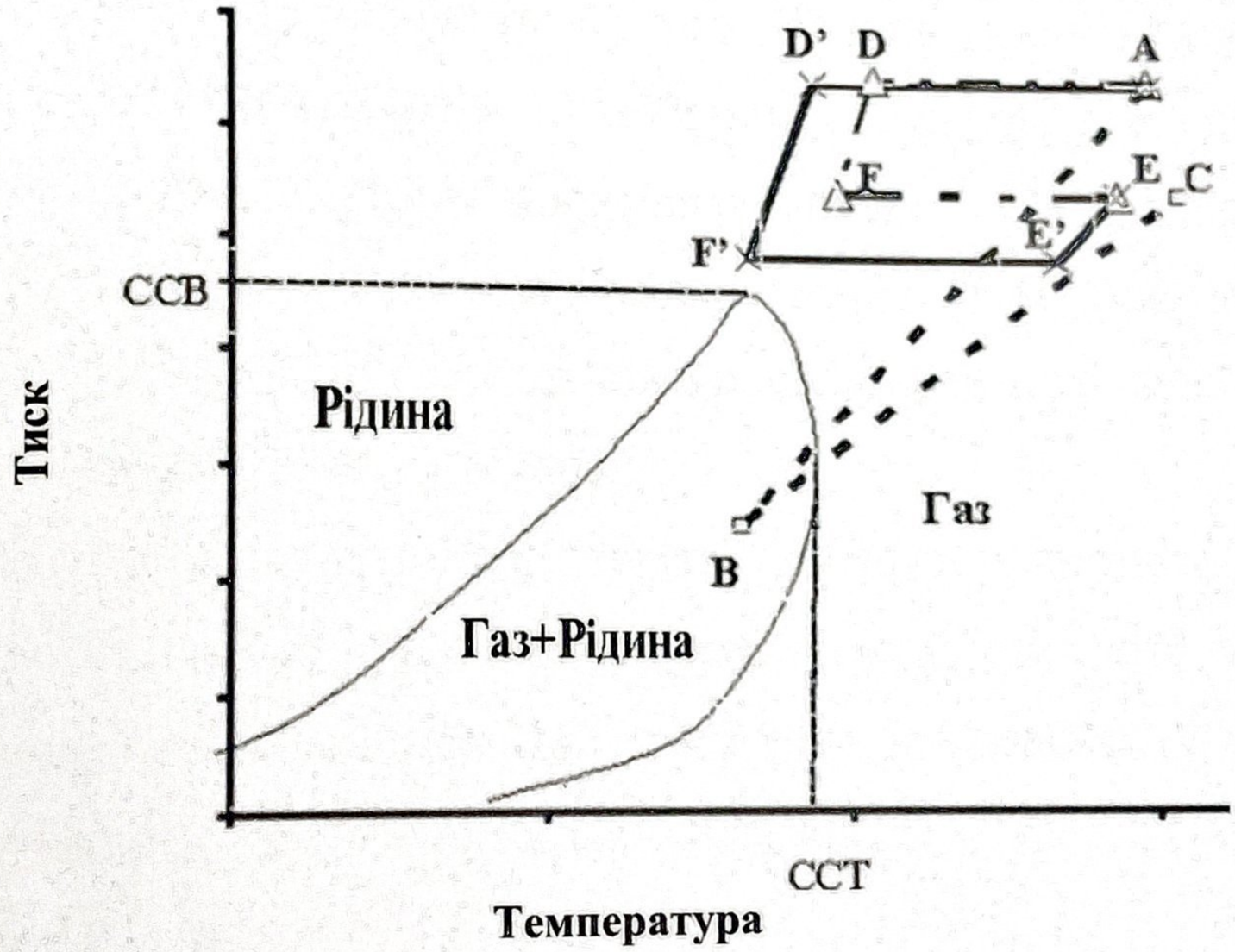


Рисунок 4.9 – Діаграми різних процесів підготовки природного газу у випадку високого тиску газу на виході з установки: —— – фазова діаграма природного газу, —△— – процес НТС з JT клапаном, —×— – процес НТС з турбодетандером, —□— – 3S-сепаратор

На рис. 4.9 відображено діаграми зміни термодинамічного стану при послідовному проходженні природного газу через різні ділянки установок, схеми яких наводяться на рис. 4.4, 4.7.

На P-T-діаграмі ADFE відповідає схемі установки з JT-клапаном (представленою на рис. 4.3), A-D'-F'-E'-E – схемою з турбодетандером (рис. 4.4). ABC – схемою 3S-сепаратора (9). Ділянки AD, A-D' і FE, F'-E' відображають проходження газу через охолоджувальні та нагрівальні канали рекуперативного теплообмінника HE, DF – дроселювання газу в JT-клапані, D'-F' – проходження газу через турбіну турбодетандера TE, E'-E - стиснення газу в компресорі турбодетандера TE.

Діаграма A-B-C показує проходження газу через 3S-сепаратор (рис. 4.7). Причому відрізок A-B відповідає розширенню природного газу в соплі 3S-сепаратора (процесу охолодження газу, конденсації цільових компонентів і відділення крапель конденсату, що сконденсувалися), ділянка B-C відображає стиск газу в дифузорі 3S-сепаратора.

У наведених випадках (див. рис. 4.4) ні HTC з JT-клапаном, ні HTC з турбодетандером не забезпечують конденсації компонентів газу, а, отже, і сепарацію цільових компонентів. У той же час, за рахунок розширення газу до надзвукових швидкостей у сопловому каналі 3S-сепаратора вдається досить сильно охолодити газ і провести сепарацію важких компонентів. Таким чином, застосування 3S технології відкриває нові можливості при переробці газу на морських родовищах.

В даний час у світі експлуатується чотири установки надзвукової сепарації газу. Більшість промислових установок надзвукової сепарації, що експлуатуються, призначені для підготовки газу до транспорту та вилучення LPG. У цих установках відбувається відділення з газу важких фракцій важчих за пропан і воду.

4.4. Технологічна схема НТС із 3S сепаратором Super Sonic Separator

Більшість технологій поділу газових компонентів і відновлення необхідних фракцій засновані на використанні низькотемпературних процесів, при яких зниження температури відбувається за рахунок конденсації і подальшого вилучення компонентів газу.

Істотний вплив на ефективність процесу поділу надає вибір способу охолодження газу. Як правило, охолодження здійснюється за допомогою холодильних установок, поєднаних з рекуперативними теплообмінниками. У системі сепарації для переробки великих обсягів газу (більше 1 млрд. Н $м^3$/рік), в основному використовується для охолодження дросельної заслінки, турбодетандер або холодильну установку. Залежно від бажаного ступеня вилучення потрібної фракції використовують або одне з цих пристроїв, або їх комбінацію.

Використання рефрижераторів-турбін пов'язане не тільки зі значним збільшенням капітальних та експлуатаційних витрат, а й у багатьох випадках їх використання неможливо через характер їх роботи. Наприклад, використання цих агрегатів на багатьох морських платформах є проблематичним через необхідність постійного обслуговування, а в частині систем підводного видобутку їх використання неможливе.

Останнім часом набула розвитку оригінальна модифікація процесу НТС, яка здійснюється у 3-S сепараторах (Super Sonic Separator).

Застосування 3S-технології дозволяє у багатьох випадках виключити використання холодильних машин і турбін, покращуючи експлуатаційно-економічні характеристики об'єктів.

У процесі надзвукової сепарації температура змінюється від пластової до низьких температур, аж до кріогенних. Зміна термобаричних умов призводить до зміни фазового стану суміші від однофазного у пласті до двофазного (рідина – пара). Для побудови математичної моделі руху вуглеводневої суміші через надзвуковий сепаратор необхідно вміти описувати фазовий стан системи за умов термодинамічної рівноваги. З деякими спрощеннями надзвукові течії описує система рівнянь Ейлера [5]:

$$\frac{\partial p}{\partial t}+\nabla\cdot(\rho V)=0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial V}{\partial t}+(V\cdot\nabla)V+\frac{1}{\rho}\nabla p=0$$

$$\left(\frac{\partial}{\partial t}+V\cdot\nabla\right)\left(c_v T+\frac{|V|^2}{2}\right)+\frac{1}{\rho}\nabla\cdot(pV)=0 \quad (3)$$

$$p=\rho RT$$

де V – значення вектора швидкості; ρ – густина газу; T – температура; c_V – теплоємність при постійній щільності; R – універсальна постійна газова.

Перше рівняння – наслідок закону збереження маси, друге – закону збереження імпульсу, третє – закону збереження енергії, четверте – рівняння Клапейрона. Ці рівняння виводяться із загальних законів природи, постульованих як інтегральних законів балансу маси, імпульсу, енергії. «Внутрішніми» межами в області визначення надзвукової течії є шматково - гладкі поверхні сильного розриву – стрибки ущільнення та поверхні тангенціального розриву, зокрема вільні поверхні. На них задаються співвідношення між V, p, ρ, T («умови Гюгоніо»), які випливають із інтегральних законів збереження [5].

На даний час запропоновано велику кількість рівнянь стану [6, 7]. Більшість з них призначені для опису поведінки вуглеводневих систем. Ці рівняння можна умовно розділити на два основні види: багатокоефіцієнтні та кубічні. Для інженерних розрахунків зручніші кубічні рівняння стану, більшість з яких засновані на найпростішому з кубічних рівнянь - рівнянні Ван-дер-Ваальса [1]:

$$p=\frac{AT}{v-b}-\frac{a}{v^2}$$

де a та b – постійні коефіцієнти; v – мольний об'єм речовини; T – температура; A – емпіричний коефіцієнт.

Зниження тиску та температури призводить до конденсації парів води та важких вуглеводневих компонентів. Основним параметром, що характеризує можливість та швидкість нуклеації рідкої фази, є пересичення s, що дорівнює відношенню тиску пари p_v до тиску насичення $p_{sat}\ (T)$ при температурі T [1]:

$$s=\frac{p_v}{p_{sat(T)}},$$

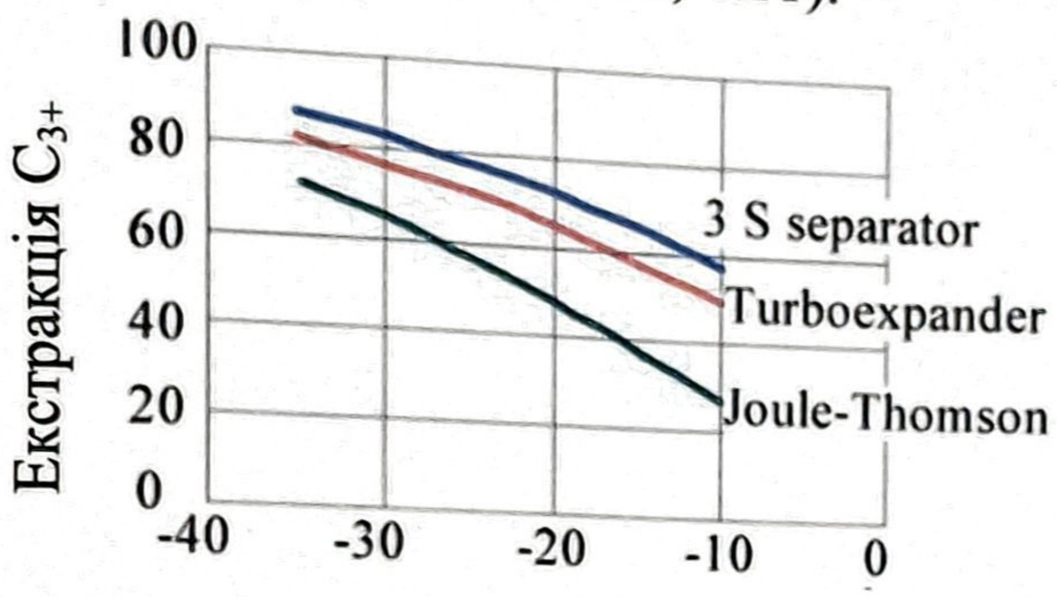
Необхідна умова конденсації пари – виконання нерівності s>1. Але цього не достатньо. Потрібно також, щоб пересичення було більше критичного значення [1]:

$$s > s_{cr} = \exp[1,74 \cdot 10^7 \frac{M_L}{\rho_L}\left(\frac{\Sigma}{T}\right)^{\frac{3}{2}}]$$

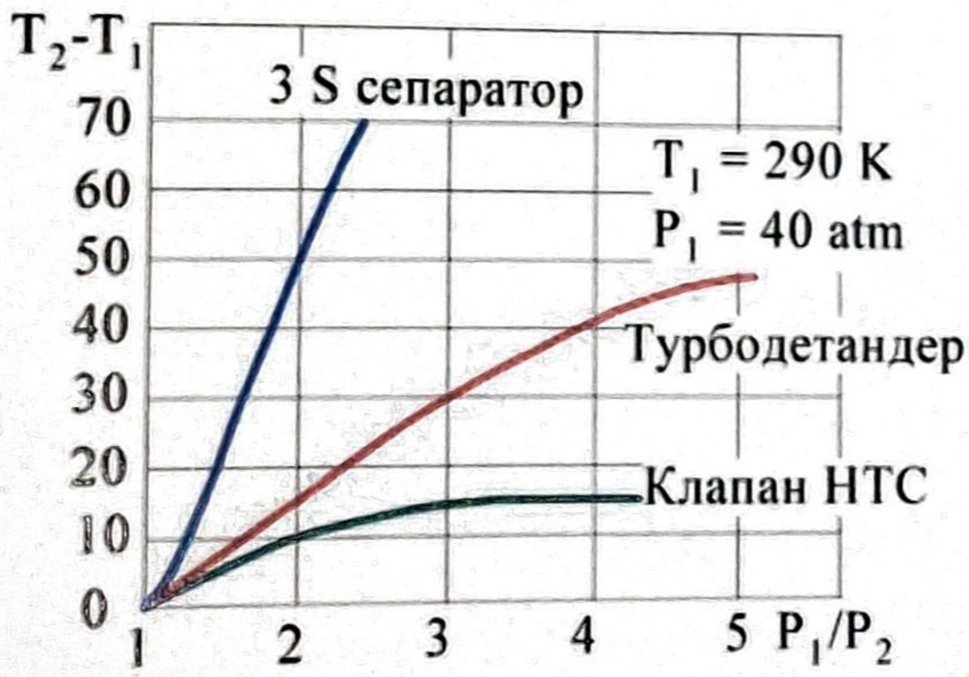
де M_L, ρ_L, ρ – молекулярна маса і щільність компонента, що конденсується; Σ – коефіцієнт поверхневого натягу рідкої фази.

Якщо параметри надзвукового сепаратора такі, що p_1, T_1 і p_2, T_2 задовольняють нерівності $s > s_{cr}$, то при звуженні потоку в сепараторі, а можливо, і відразу за ним відбувається утворення нової фази інтенсивність якого залежить від ступеня пересичення суміші.

Дослідно-промислові зразки надзвукових сепараторів сьогодні проходять промислову апробацію (рис.4.10, 4.11).

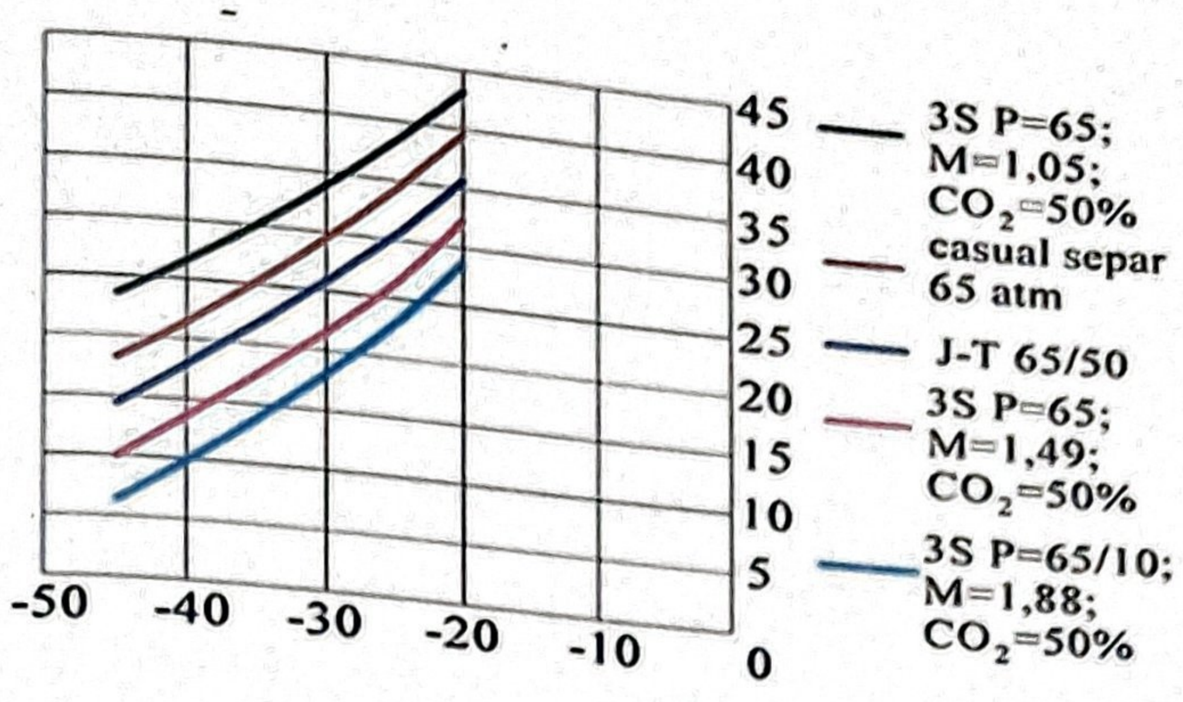


а

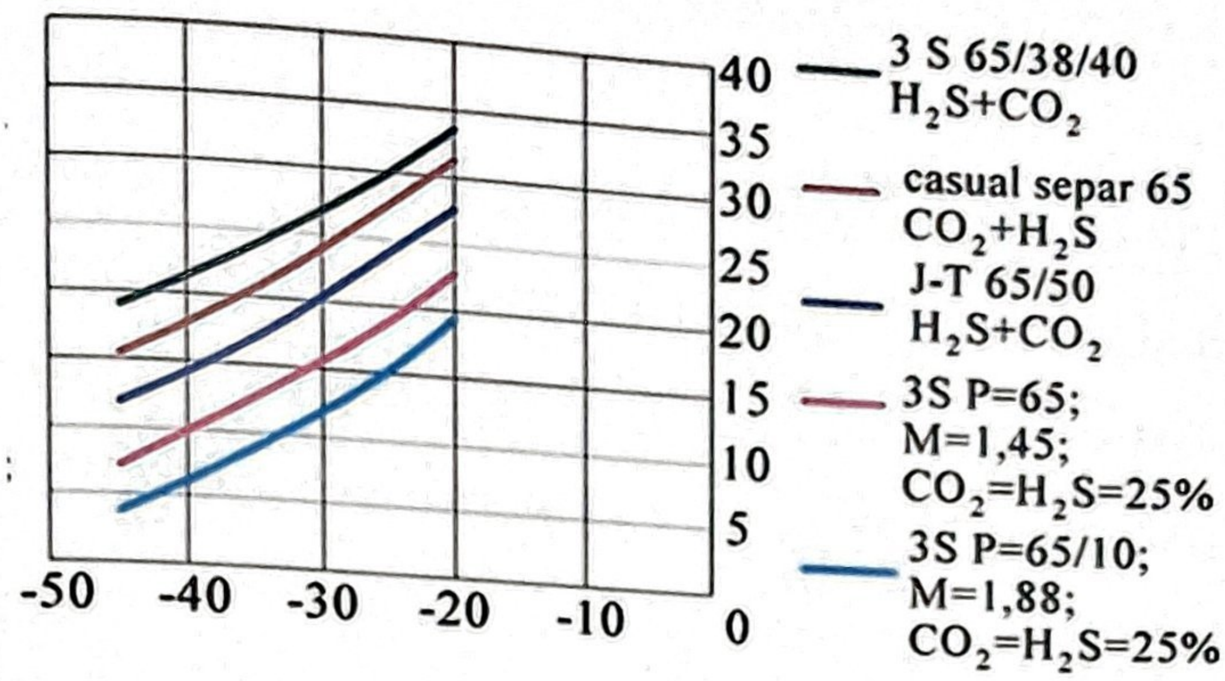


б

Рисунок 4.10 – Порівняльна оцінка характеристик НТС природного газу у варіантах з використанням 3S-сепаратора, турбодетандера і клапана: а – глибина сепарації; б – глибина охолодження



а



б

Рисунок 4.11 – Ефективність вилучення кислих компонентів у 3S сепараторі: а - для газу складу CO_2-50%, CH_4 – 50%; б – для газу складу CO_2-25%, H_2S-25%, CH_4 – 50%;

Використання 3S сепараторів для осушення та видалення важких фракцій з природного газу веде до наступних позитивних ефектів: відмова від використання хімікатів для боротьби з гідратоутворенням (час перебування газорідинної суміші всередині сепаратора становить тисячні частки секунди, гідрати не встигають сформуватись); мала займана площа та маса установки, висока транспортабельність та монтажоспроможність; в 3S сепараторі відсутні рухомі елементи; поглиблене вилучення пропан-бутанів та етану; запобігання винесення конденсату із сепараторів НТС за рахунок збільшення ступеня вилучення фракцій C_{5+}; ефективне вилучення CO_2 та H_2S з кислих природних газів.

Принцип роботи 3S-сепаратора полягає в закручуванні газу, що готується, за допомогою спеціального пристрою з подальшим його

адіабатичним розширенням в надзвуковому соплі. В результаті такого розширення газ, що готується, охолоджується до температури приблизно мінус 80 - мінус 50°С. У закрученому потоці газу, що готується, створюється поле відцентрових сил, яке може досягати значень порядку 10^5 g, що забезпечує умови для миттєвого відділення рідини, що конденсується. Сконденсована рідина відокремлюється від підготовлюваного газу, внаслідок чого він набуває фізико-хімічних властивостей товарного газу. Надалі, за рахунок перетворення кінетичної енергії в дифузорі даного апарату товарний газ компримується.

На рисунку 4.12 представлений приклад реалізації системи НТС із 3-S сепаратором. Принципова відмінність даної модифікації процесу НТС від розглянутих вище є те, що охолодження та сепарація від рідини газу, що готується, а також компримування товарного газу здійснюється в одному компактному трубному пристрої – 3-S сепараторі C_2. Відсепарована рідина з 3S-сепаратора скидається в двофазний сепаратор C_3. Газ дегазації з сепаратора C_3 надходить у вихідний потік газу 3-S сепаратора C_2, а відсепарована рідина (суміш ВМР та газового конденсату) відводиться на подальшу обробку. Необхідність в сепараторі C_3 обумовлена тим, що при сепарації газу від рідини в 3-S сепараторах спільно з відсепарованою рідиною зазвичай скидається значна кількість «захопленого» газу.

3-S сепаратори мають такі переваги:

– відсутність будь-яких рухомих частин і, як наслідок, необхідності у трудомісткому та висококваліфікованому обслуговуванні, тим самим забезпечується високий рівень надійності та експлуатаційної безпеки;

– об'єднані функції адіабатичного розширення, циклонної сепарації газу, що готується від рідини, і подальшого компримування товарного газу в одному компактному стаціонарному трубному пристрої забезпечують малогабаритність і низьку металоємність, а також можливість розміщення в обмежених умовах;

– менші витрати тиску на промислову підготовку газу, ніж у системах

НТС, де охолодження газу, що готується, передбачено за рахунок ізоентальпійного розширення в дросельних пристроях або ізоентропійного розширення в турбодетандерах [37].

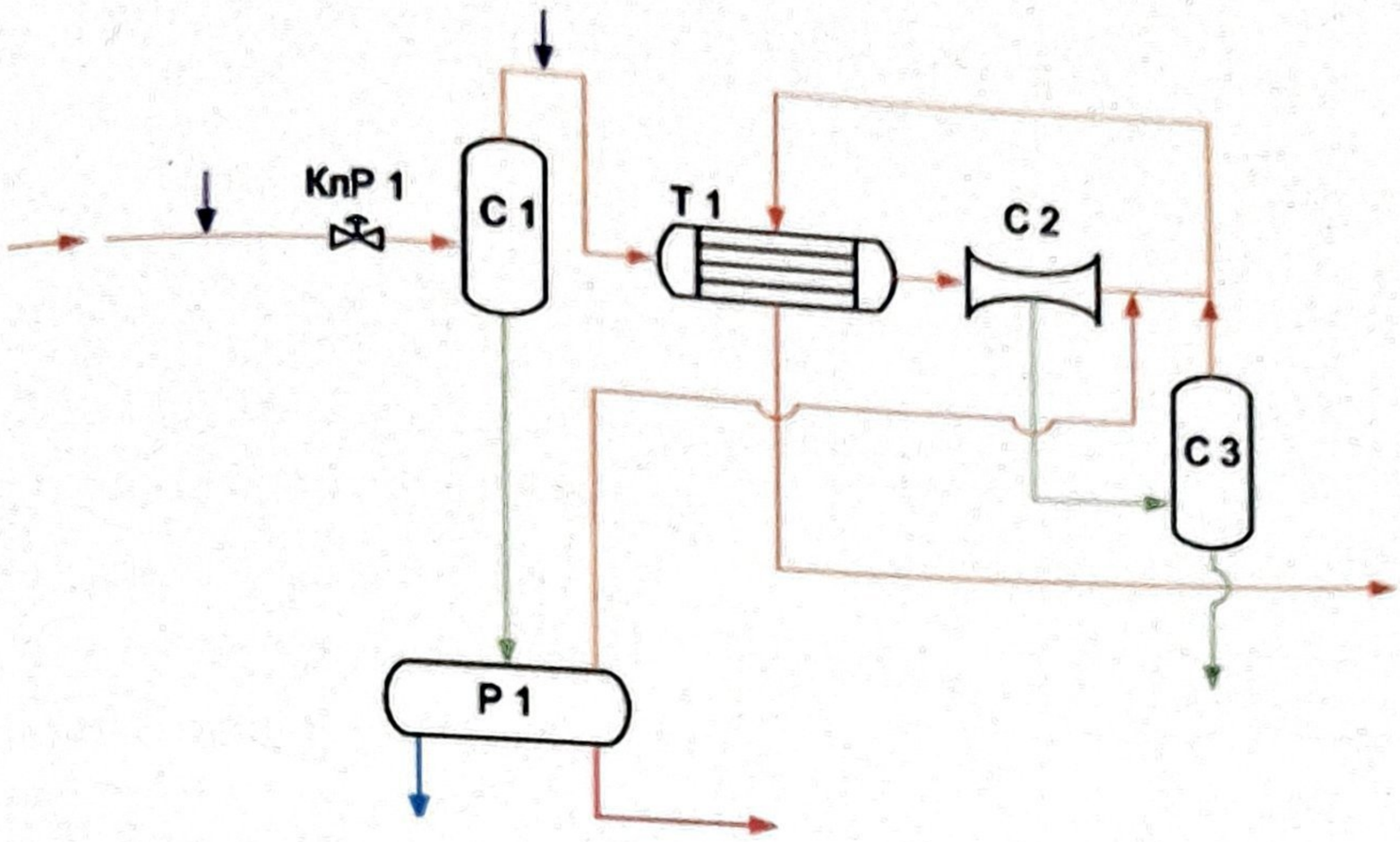


Рисунок 4.12 – Приклад реалізації системи НТС із 3-S сепаратором: ___ – газ; ___ – газовий конденсат; ___ – свіжий метанол; ___ – водометанольний розчин; ___ – суміш водометанольного розчину і газового конденсату у співставній кількості

Необхідно відзначити, що значним недоліком 3-S сепараторів є малий час (порядку 10^{-3} с) перебування газу в області найбільш низької температури (надзвуковий канал), тобто малий час для конденсації рідини, а також для подальшої сепарації газової та рідкої фаз [9, 22]. В результаті досягнення термодинамічної рівноваги та ефективної сепарації підготовлюваного газу від рідини є дуже складними завданнями.

У табл. 4.1 наводяться порівняльні параметри роботи УКПГ із встановленням блоку 3S-сепарації та без нього [14].

Як видно з наведених параметрів, використання блоку 3S-сепарації дозволяє істотно знизити температуру точки роси вуглеводнів у товарному газі, а також збільшити вихід товарного конденсату.

Іншим, напрямом модифікації процесу НТС є інтенсифікація процесу вилучення вуглеводнів $C_{2+в}$ з газу, що готується, в газовий конденсат за рахунок застосування масообмінних процесів – низькотемпературної

абсорбції і ректифікації. При цьому забезпечується збільшення ступеня вилучення газового конденсату в основному етану, пропану і бутанів, в той час як збільшення ступеня вилучення вуглеводнів C_{5+} набагато нижче.

Таблиця 4.1 – Порівняльна характеристика блоку НТС

Показники блоку НТС	Блок НТС	
	с 3S-сепаратором	без 3S-сепаратора
Тиск у первинному сепараторі, МПа (абс.)	12,0	12,0
Температура газу на вході до теплообмінника, °С	7	7
Тиск на виході із блоку 3S, МПа (абс.)	7,6	-
Тиск на виході із клапана, МПа (абс.)	-	7,6
Витрата газу на виході із сепаратора 10С-1, $м^3/ч$	10300	10300
Температура точки роси газу по вуглеводнях на виході з УКПГ, °С (при тиску 7,5 МПа)	нижче -40	-21,4
Температура точки роси газу по воді на виході з 3S-сепаратора, °С (при тиску 7,5 МПа)	нижче -25	-

4.5. Комп'ютерне моделювання оптимальної геометрії надзвукового сепаратора

Supersonic separator дозволяє реалізувати швидкість газу вище швидкості звуку в газовому середовищі (тобто числа Маха більше 1) [5]. Це прискорення дозволяє досягти інтенсивної конденсації та поділу бажаних фракцій природного газу.

Маючи відомості про характер впливу тих чи інших параметрів процесу надзвукової сепарації вуглеводневих газів на результат процесу, можна з певною точністю прогнозувати зміну якісних та кількісних характеристик продуктів, визначати межі застосування процесу. Моделювання дозволяє адаптувати конструктивні особливості обладнання до конкретних умов проведення процесу осушення та очищення вуглеводневих газів, а також дозволить оптимізувати технологічні параметри процесу із достатнім виходом компонентів газу.

Моделювання робочого середовища включає в себе необхідні сировинні композиційні компоненти для вирішення проблеми, об'єкти (матеріальні та енергетичні потоки, технологічне обладнання, засоби керування та керування процесом, логічні операції) та корисні властивості.

Моделювання 3S-сепаратора передбачає три фізичні процеси, що відбуваються в пристрої:

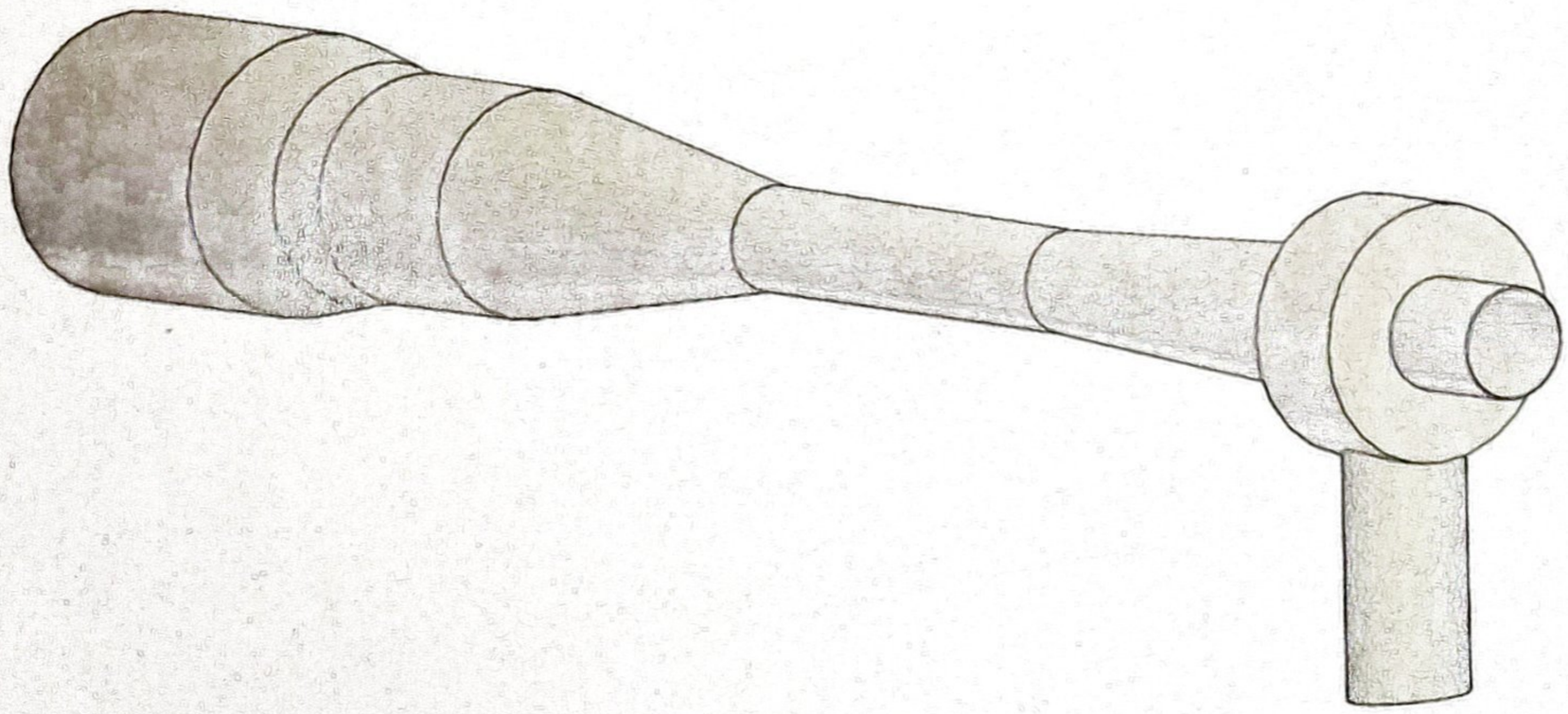
- розширення сировинного газового потоку та охолодження;
- поділ конденсованого рідинно-газового потоку на потоки газу і газорідини;
- стиснення розділеного газового потоку.

Однак, продуктивність надзвукового сепаратора та його ефективність дуже чутливі до масштабу та геометрії цього пристрою, тому правильний вибір геометрії може покращити ефективність блоків 3S як у пілотних, так і в промислових масштабах.

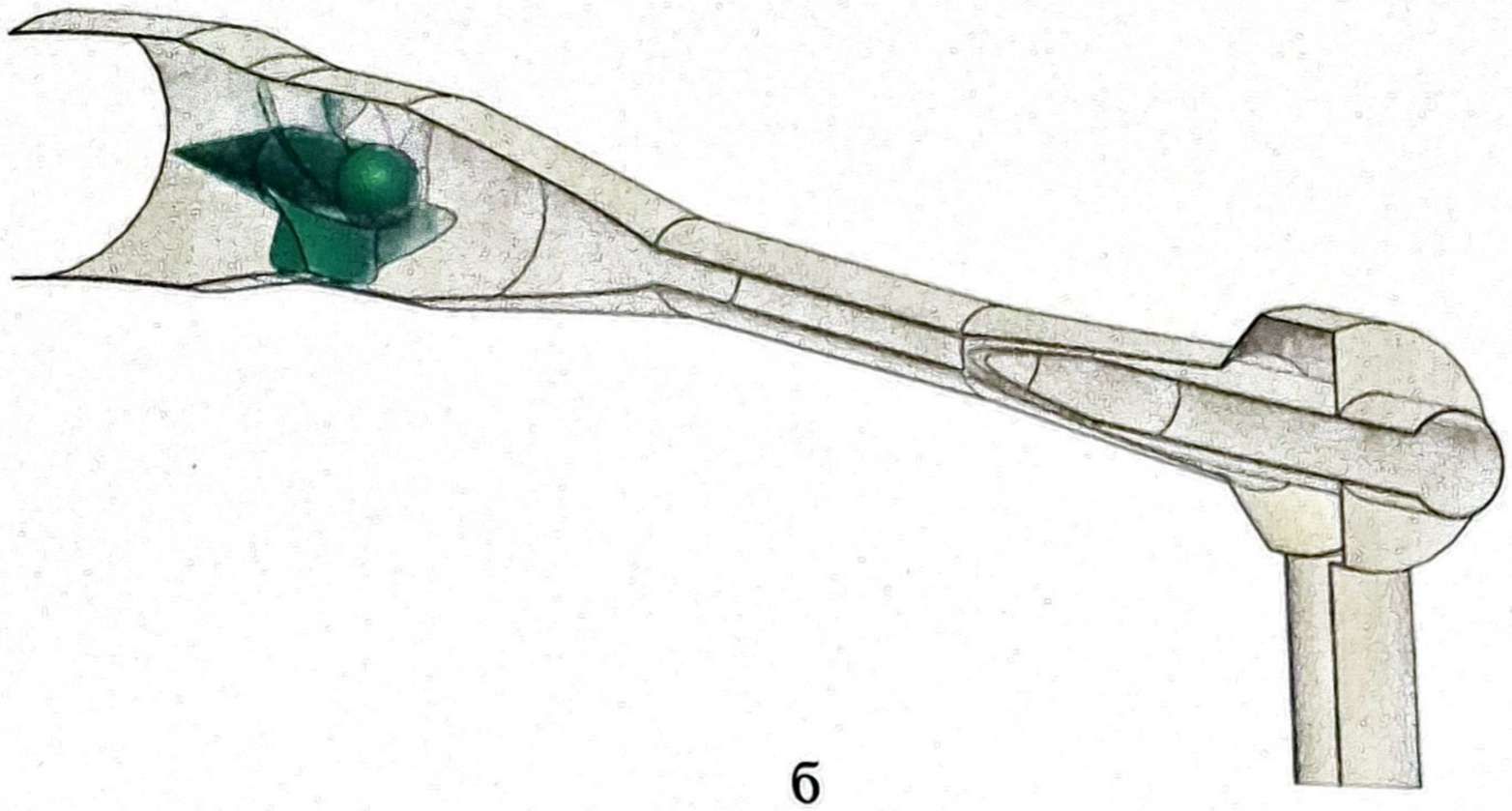
Проте процеси, що відбуваються при роботі надзвукового сепаратора в програмних комплексах (наприклад UniSim Design) моделюються через двофазний сепаратор (В-100) і турбодетандер (компресор К-101).

В даному розділі представлено результати моделювання геометрії надзвукового сепаратора.

На рисунках 4.13- 4.15 проілюстровано етапи процесу моделювання геометрії 3S-сепаратора, матеріальних потоків і технологічного процесу.

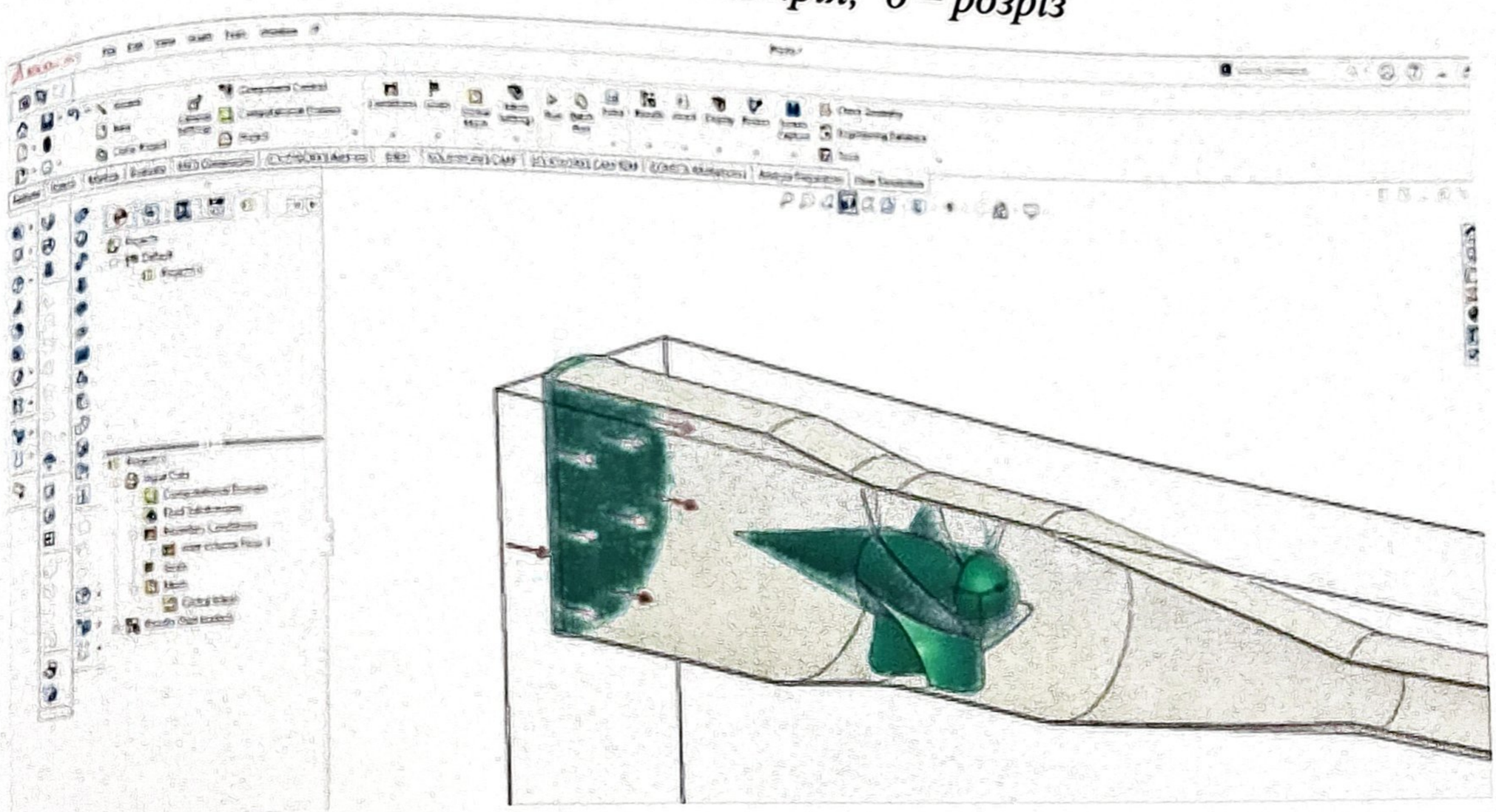


a

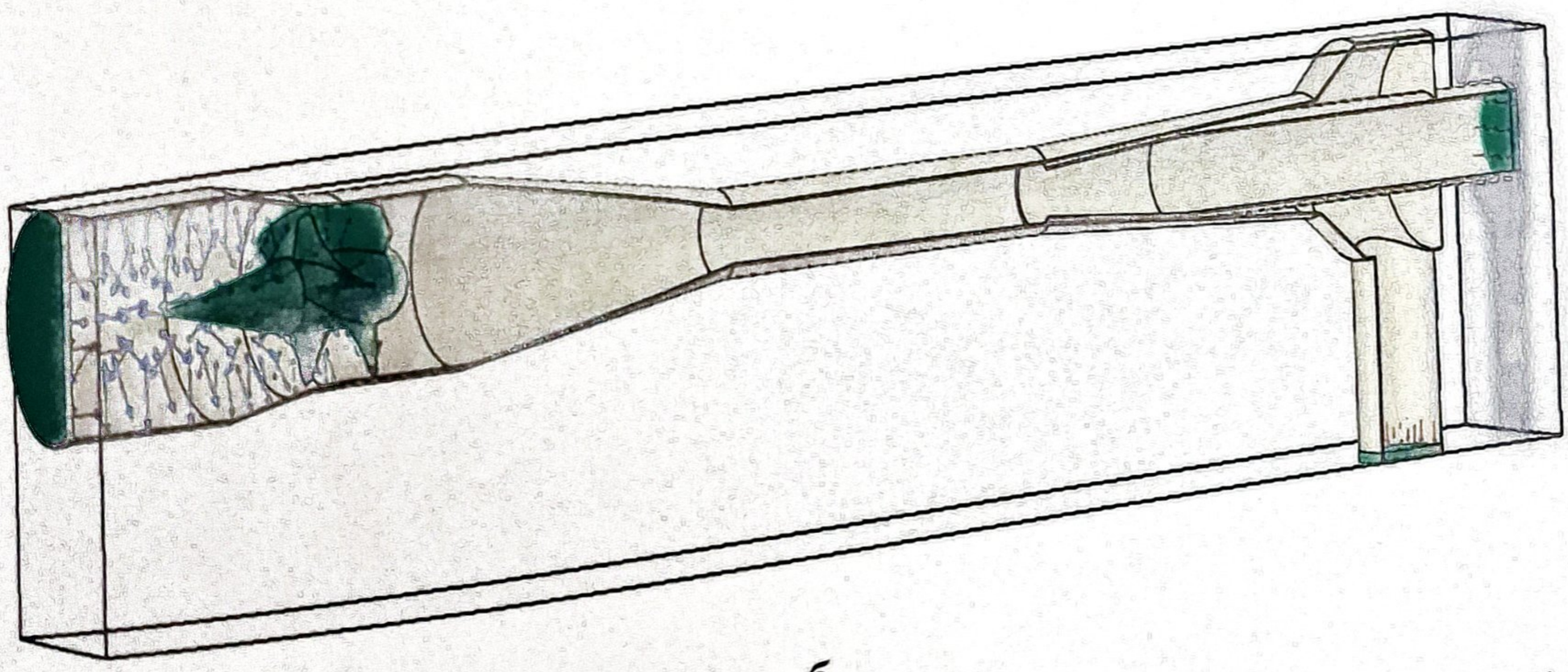


б

Рисунок 4.13 – Моделювання геометрії надзвукового 3S-сепаратора: а – зовнішня геометрія; б – розріз

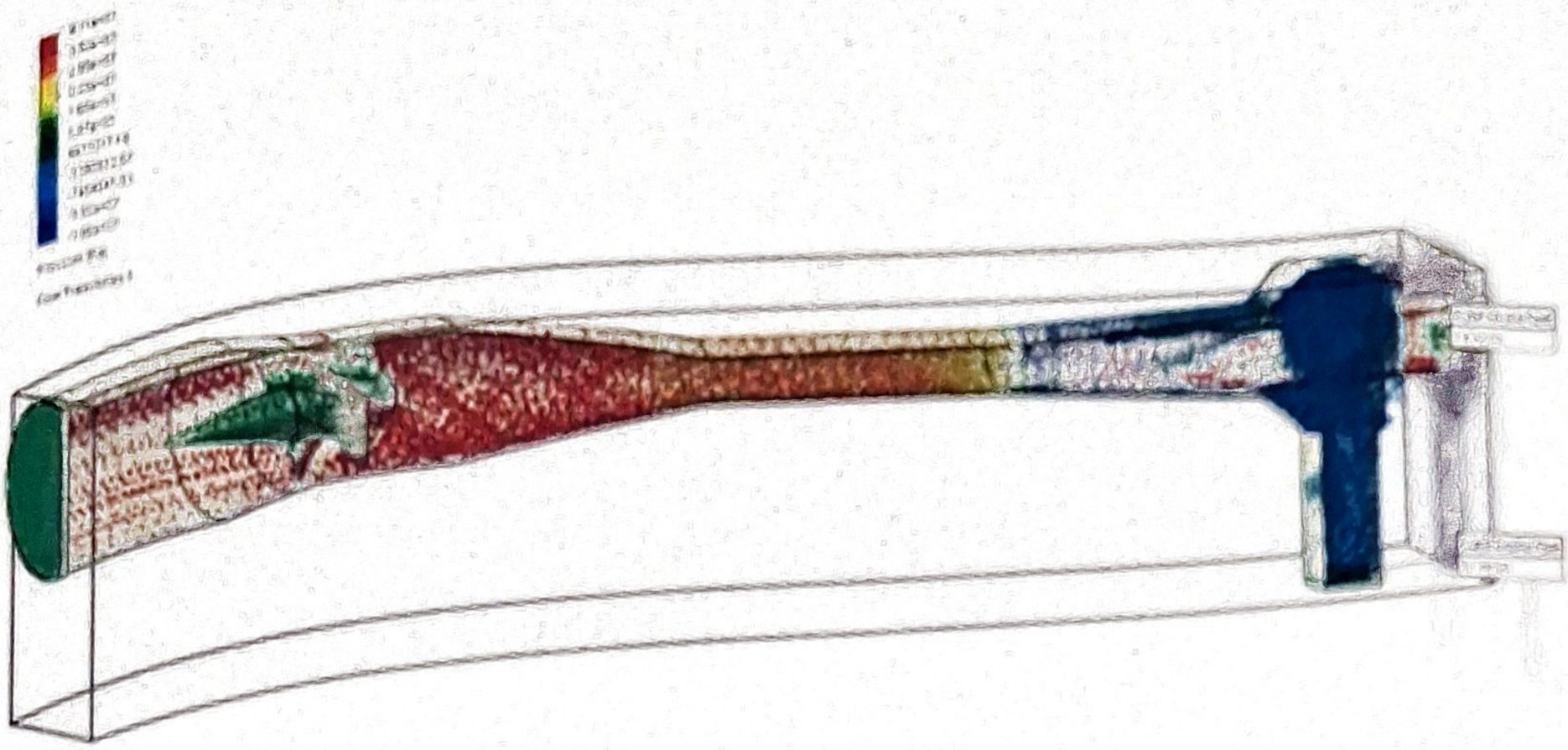


а



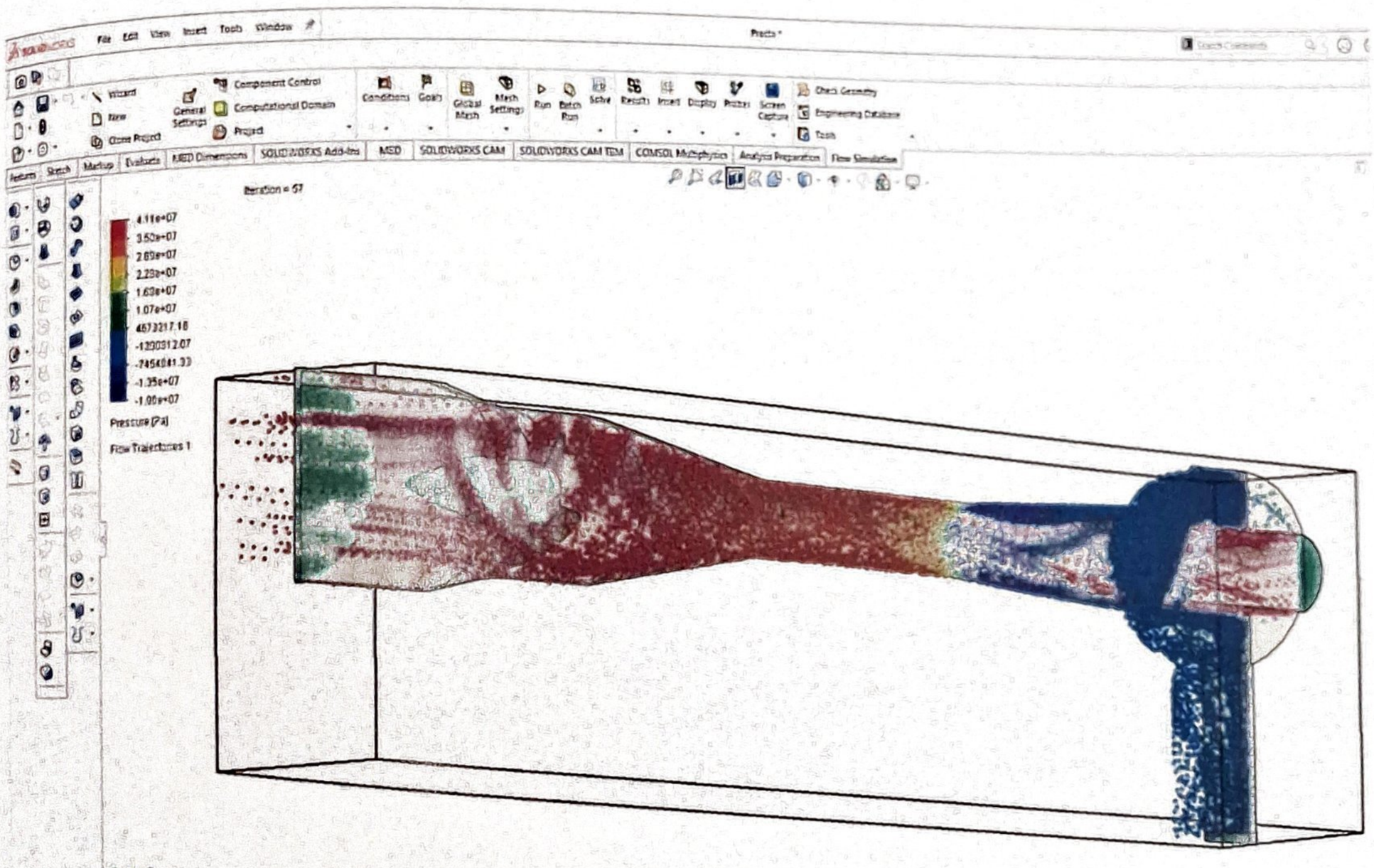
б

Рисунок 4.14 – Моделювання потоків у надзвуковому 3S-сепараторі



а

б



в

Рисунок 4.15 – Етапи моделювання роботи надзвукоаого 3S-сепаратора

Моделювання здійснювали для наступних вихідних даних: сухий природний газ (метан) надходить в установку 3S при температурі близько 2°C, тиску 7,5 МПа, витрата потоку 0,25 м^3/с, швидкість потоку на вході приблизно 22 м/с. З практичних міркувань швидкість на виході з блоку 3S вважали такою ж, як і швидкість на вході. Відновлення тиску на виході приймали на рівні 75 відсотків.

4.6. Висновки до розділу IV

Дослідження, засновані на моделюванні процесів, що відбуваються в надзвуковому сепараторі, показують вплив технологічних параметрів роботи пристрою на вихід і властивості продукту. Зокрема, розглядаються такі варіанти:

1. Видалення компонентів C_{3+} цільової температури газу на вході в пристрій та його складу. Підвищення температури сирого газу знижує ступінь вилучення цільових компонентів у діапазоні температур, що досліджується, прямолінійна залежність обернено пропорційна незалежно від складу.

2. Вилучення цільових компонентів із тиску газу C_{3+} на вході пристрою та його складу («важкий»). У розглянутому діапазоні тиску C_{3+} залежність вилучення від тиску живлення можна вважати прямо пропорційною.

3. Вилучення цільового компонента C_{3+} з перепаду тиску в робочій зоні апарату і складу сирого газу. При необробленої ваговій залежності помічено відхилення від прямолінійності. Для більшої ваги складу відхилення від прямолінійності більш виражене, на відміну від композиції меншої ваги.

4. Температура точки роси вуглеводнів за складом сирого газу та 3S-сепараторних режимів. Обважнення сировини призводить до підвищення температури ТРВВ, для всіх режимів роботи 3S-сепаратора температура ТРВВ все ще задовольняє поточні вимоги до транспортованого газу. Підвищення вмісту більш важких фракцій сировини для всіх досліджуваних режимів роботи 3S-сепаратора призводить до підвищення температури ТРВВ продукту.

ОСНОВНІ ВИСНОВКИ

1. Підбір параметрів процесу низькотемпературної сепарації дозволяє збільшити ступінь вилучення цільових компонентів та знизити їх вміст у товарному газі.

2. Для максимального вилучення кожної з груп компонентів потрібен певний склад абсорбенту: C_3-C_4 – фракція 60 -70 °С, для C_{5+} – фракція 150-170°С, а для C_{3+} – фракція 100-120 °С. Таким чином, застосування спеціального селективного абсорбенту принципово дає можливість збільшити ступінь вилучення C_3-C_4 і C_{5+} при підготовці газу за технологією промислової низькотемпературної абсорбції.

3. Ефект ретроградного випаровування рідких вуглеводнів при зниженні температури є фактором, що обмежує мінімальну температуру НТС тільки при промисловій підготовці газу з низьким конденсатним фактором.

4. На прикладі промислової технології НТС з ежектором показано, що зниження температурного рівня сепарації може бути досягнуто спеціальною підготовкою низьконапірних газів кінцевого ступеня дегазації конденсату, що дозволяє істотно збільшити вихід рідкої фракції вуглеводнів. Таким чином, підбір параметрів процесу низькотемпературної сепарації дозволяє збільшити ступінь вилучення цільових компонентів та знизити їх вміст у товарному газі.

5. В результаті досягнення надзвукових швидкостей потоку газу можна реалізувати температуру – 100 °С, тому надзвуковий сепаратор дозволяє глибоко реалізувати потрібний компонент із природного газу. Сепаратори, виготовлені відповідно до цієї технології, дозволяють не тільки відокремити від газу рідину, але також зробити відбір окремих цільових фракцій вуглеводнів. Дана технологія дозволяє, реалізувати підводну підготовку газу до транспорту, що полягає в забезпеченні необхідних точок роси по воді і вуглеводнях у газі.

6. У 3S-сепараторі краплі рідини утворюються в умовах низьких температур при падінні тиску в надзвуковому соплі, забезпечуючи ефективну сепарацію цільових компонентів при значно меншому перепаді тиску, ніж при використанні базової схеми низькотемпературної сепарації (НТС).

Література

1 Hugh Epsom, Marco Betting. Supersonic separator gains market acceptance // World Oil magazine. 2007. №4. pp. 197-200.

2 Adrian Cottrill. Tunu deal is the next leap ahead for Twister™ //Upstream magazine. 2012. №4. pp. 98-99.

3. Burcik E. J. Properties of Petroleum Fluids, Int'l. Human Resources Dev. Corp., Boston, 1979. P. 212.

4. Arnold K., Stewart M. Surface Production Operations / Volume 2: second edition. Gulf Professional Publishing, 1999. P. 574.

5. Campbell J. M. Gas conditioning and processing. Volume.2: The equipment modules, 7th edition. USA: Campbell Petroleum Series, 1992. – 444 p.

6. Mokhatab S., Poe W.A., Mak J.Y. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, third edition. Gulf Professional Publishing. Elsevier, 2015. 597 p.

7. Kidnay A.J., Parrish W.R. Fundamentals of Natural Gas Processing . CRC Press, 2006. 464 p.

8. Maddox J. R.N., Bretz K.E. Turbo-expander Applications in Natural Gas Processing // J. Petrol. Tech. 1976. 5. P. 611-613

9. Prast, B., van Dam, R.A., Willems, J.H., van Dongen, M.H., 1996. Formation of nanosized water droplets in a supersonic expansion flow. J. Aerosol Sci. 27 (1), S147–S148.

10. Prast, B., Lammers, B., Betting, M., 2006. CFD for supersonic gas processing. In: Fifth International Conference on CFD in the Process Industries. CSIRO, Melbourne, Australia.

11. Rashidi, H., Shahsavand, A., Sheibian, V., Mahmoodzadeh Vaziri, B., 2010. Simulation of supersonic separator for water and hydrocarbon dew point correction of real fluids. In: 2nd Separation Science and Technology Conference. Kerman, Iran.

12. Secchi, R., Innocenti, G., Fiaschi, D., 2016. Supersonic Swirling Separator for natural gas heavy fractions extraction: 1D model with real gas EOS for preliminary design. J. Nat. Gas Sci. Eng. 34, 197–215.

13. Steenbergen, W., Voskamp, J., 1998. The rate of decay of swirl in turbulent pipe flow. Flow Meas. Instrum. 9 (2), 67–78.
14. Wen, C., Cao, X., Yang, Y., 2011a. Swirling flow of natural gas in supersonic separators. Chem. Eng. Process: Process Intensification 50 (7), 644–649.
15. Wen, C., Cao, X., Yang, Y., Zhang, J., 2011b. Swirling effects on the performance of supersonic separators for natural gas separation. Chem. Eng. Technol. 34 (9).
16. Wen, C., Cao, X.W., Yan, B., Zhang, J., 2011c. Optimization design of diffusers for supersonic separators. Front. Manuf. Des. Sci. 44–47.
17. Wen, C., Cao, X., Yang, Y., Zhang, J., 2012a. Evaluation of natural gas dehydration in supersonic swirling separators applying the Discrete Particle Method. Adv. Powder Technol. 23 (2), 228–233.
18. Wen, C., Cao, X., Yang, Y., Li, W., 2012b. Numerical simulation of natural gas flows in diffusers for supersonic separators. Energy 37 (1), 195–200.
19. Wen, C., Cao, X., Yang, Y., Li, W.-L., 2012c. An unconventional supersonic liquefied technology for natural gas. Energy Educ. Sci. Technol. 30 (1).
20. Wen, C., Feng, Y., Cao, X., Yang, Y., Witt, P., 2013. Effects of operating parameters on flow characteristics of natural gas in supersonic separators. In: Offshore Technology Conference. Houston, Texas, USA.
21. Wen, C., Li, A., Walther, J.H., Yang, Y., 2016. Effect of swirling device on flow behavior in a supersonic separator for natural gas dehydration. Separ. Purif. Technol. 168, 68–73.
22. Wen, C., Karvounis, N., Walther, J.H., Ding, H., Yang, Y., 2020. Non-equilibrium condensation of water vapour in supersonic flows with shock waves. Int. J. Heat Mass Tran. 149.
23. Yang, Y., Wen, C., Wang, S., Feng, Y., 2014. Theoretical and numerical analysis on pressure recovery of supersonic separators for natural gas dehydration. Appl. Energy 132, 248–253.
24. Lemmon, E.W., McLinden, M.O., Huber, M.L., 2007. NIST Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties - REFPROP - Users' Guide. National Institute of Standards and Technology, Colorado.

25. Lindhardt, H.D., Beveridge, J.H., 29 September 1981. Curved Duct Separator for Removing Particulate Matter from a Carrier Gas. US Patent US4292050A.

26. Ma, Q.-F., Hu, D.-P., Jiang, J.-Z., Qiu, Z.-H., 2009a. A turbulent Eulerian multi-fluid model for homogeneous nucleation of water vapour in transonic flow. Int. J. Comput. Fluid Dynam. 23 (3), 221–231.

27. Ma, Q.-F., Hu, D.-P., He, G.-H., Hu, S.-J., Liu, W.-W., Xu, Q.-L., Wang, Y.-X., 2009b. Performance of inner-core supersonic gas separation device with droplet enlargement method. Chin. J. Chem. Eng. 17 (6), 925–933.

28. Ma, Q.-F., Hu, D.-P., Jiang, J.-Z., Qiu, Z.-H., 2010. Numerical study of the spontaneous nucleation of self-rotational moist gas in a converging–diverging nozzle. Int. J. Comput. Fluid Dynam. 24 (1–2), 29–36.

29. Mahmoodzadeh Vaziri, B., Shahsavand, A., 2013. Analysis of supersonic separators geometry using generalized radial basis function (GRBF) artificial neural networks. J. Nat. Gas Sci. Eng. 13, 30–41.

30. Mahmoodzadeh Vaziri, B., Shahsavand, A., 2015. Optimal selection of supersonic separators inlet velocity components via maximization of swirl strength and centrifugal acceleration. Separ. Sci. Technol. 50 (5), 752–759.

31. Malyshkina, M.M., 2008. The structure of gasdynamic flow in a supersonic separator of natural gas. High Temp. 46, 69–76.

32. Malyshkina, M.M., 2010. The procedure for investigation of the efficiency of purification of natural gases in a supersonic separator. High Temp. 48, 244–250.

33. Manning, F.S., Thompson, R., 1991. In: Oilfield Processing of Petroleum, vol. 1. Pennwell Corp, Natural Gas, Tulsa, pp. 19–30.

34. Mokhatab, S., Poe, W.A., Speight, J.G., 2012. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, second ed. Burlington Gulf Professional Publishing.

35. Molleson, G.V., Stasenko, A.L., 2005. An axisymmetric flow of a mixture of real gases with a condensing component. High Temp. 43, 419–428.

36. Nasikas, A., 26 April 1994. Method and Mechanism for the Supersonic Separation of Droplets from a Gas Stream. US Patent US5306330A.

37. Nichita, D.V., Khalid, P., Broseta, D., 2010. Calculation of isentropic

compressibility and sound velocity in two-phase fluids. Fluid Phase Equil. 291 (1), 95–102.

38. Wheaton, R. and Zhang, H. (2000). "Condensate Banking Dynamics in Gas Condensate Fields: Compositional Changes and Condensate Accumulation Around Production Wells". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, TX. SPE 62930.

39. Whitson, C. (2005). "Khuff Gas Condensate Development". In International Petroleum Technology Conference, Doha, Qatar. IPTC 10692.

40. Yuan, S., Ye, J., and Sun, Z. (2003). "Theory and Practices in Gas-Condensate Reservoir Development". China Petroleum Industry Press, Beijing, China.

41. Zhou, Y., Wang, C., and Firor, R. (2003). "Analysis of Permanent Gases and Methane with the Agilent 6820 Gas Chromatograph". Agilent Technologies, publication 5988-9260EN, www.agilent.com/chem

42. Abel, W., Jackson, R., and Wattenbarger, R. (1970). "Simulation of a Partial Pressure Maintenance Gas Cycling Project with a Compositional Model, Carson Creek Field, Alberta". JPT January, pp 38–46.

43. Afidick, D., Kaczorowski, N., and Bette, S. (1994). "Production Performance of a Retrograde Gas: A Case Study of the Arun Field". In SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference, Melbourne, Australia. SPE 28749.

44. Akin, S. and Kovscek, A. (2003). "Computed Tomography in Petroleum Engineering Research". Geological Society speical publications, pp 22–38.

45. McCain, W. (1990). "The Properties of Petroleum Fluids". PennWell Books, Tulsa, OK, 2nd edition.

46. Moses, P. (1986). "Engineering Applications of Phase Behavoir of Crude Oil and Condensate Systems". JPT July, pp 715–725.

47. Parakh, S. (2007). "Experimental Investigation of Enhanced Coal Bed Methane Recovery". Master's thesis, Stanford University, Stanford, CA.

48. Allen, F. and Roe, R. (1950). "Performance Characteristics of a Volumetric Condensate Reservoir". Petroleum Transactions, AIME, pp 83–90.

49. Aly, A., El-Banbi, A., Holditch, S., M.Wahdan, N.Salah, Aly, N., and Boerrigter, P. (2001). "Optimization of Gas Condensate Reservoir Development

by Coupling Reservoir Modeling and Hydraulic Fracturing Design". In SPE Middle East Oil Show and Conference, Bahrain. SPE 68175.

50. Peaceman, D. (1996). "Calculation of Transmissibilities of Gridblocks Defined by Arbitrary Corner Point Geometry". In SPE e-library (unpublished, but available from SPE e-library). SPE 37306.

51. Reid, R., Prausnitz, J., and Sherwood, T. (1977). "The Properties of Gases and Liquids". McGraw-Hill, New York, 3rd edition.

52. Ayala, L., Ertekin, T., and Adewumi, M. (2007). "Study of Gas/Condensate Reservoir Exploitation Using Neurosimulation". Petroleum Transactions, AIME April.

53. Aziz, R. (1985). "Deliverability Projection Model for Overpressured Gas-Condensate Reservoirs". In SPE Middle East Technical Conference and Exhibition, Bahrain. SPE 13706.

54. Riemens, W. and de Jong, L. (1985). "Birba Field PVT Variations Along the Hydrocarbon Column and Confirmatory Field Tests". In SPE Middle East Oil Technical Conference, Bahrain. SPE 13719.

55. Roussennac, B. (2001). "Gas Condensate Well Test Analysis". Master's thesis, Stanford University, Stanford, CA.

56. Schulte, A. (1980). "Compositional Variation within a Hydrocarbon Column Due to Gravity". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, TX. SPE 9235.

57. Shi, C., Horne, R., and Li, K. (2006). "Optimizing the Productivity of GasCondensate Wells". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, San Antonio, TX. SPE 103255.

58. Vinegar, H. and Wellington, S. (1987). "Tomographic imaging of three-phase flow experiments". Rev. Sci. Instrum. January.

59. Vo, D., Jones, J., and Raghavan, R. (1989). "Performance Prediction for Gas Condensate Reservoirs". SPE Formation Evaluation December, pp 576–584.

60. Barnum, R., Brinkman, F., Richardson, T., and Spillette, A. (1995). "Gas Condensate Reservoir Behavior: Productivity and Recovery Reduction Due to Condensation". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas,

TX. SPE 30767.

61. Bengherbia, M. and Tiab, D. (2002). "Gas-Condensate Well Performance Using Compositional Simulator: A Case Study". In SPE Gas Technology Symposium, Calgary, Canada. SPE 75531.

62. Bette, S., Hartman, K., and Heinemann, R. (1991). "Compositional modelling of interfacial tesion effects in miscible displacement processes". Journal of Petroleum Science and Engineering, pp 1–14.

63. Clark, T. (1985). "The Application of a 2-D Compositional, Radial Model to Predict Single-Well Performance in a Rich Gas Condensate Reservoir". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Las Vegas, NV. SPE 14413.

64. Coats, K. (1980). "An equation of state compositional model". Journal of Petroleum Science and Engineering October, pp 363–367.

65. Bittencourt, A. (1997). "Optimizing Hydrocarbon Field Development Using a Genetic Algorithm Based Approach". Ph.D. thesis, Stanford University.

66. Dempsey, B., Taki, H., and Druyff, J. (2001). "Case History of Hydraulic Fracture Optimization in Tight Gas Wells with Water Production in the Wind River Basin, Wyoming". In SPE Production and Operations Symposium, Oklahoma City, OK. SPE 67300.

67. Duggan, J. (1972). "The Anderson 'L'-an Abnormally Pressured Gas Reservoir in South Texas". JPT February, pp 132–138.

68. Engineer, R. (1985). "Cal Canal Field, California: Case History of a Tight and Abnormally Pressured Gas Condensate Reservoir". In SPE 1985 California Regional Meeting, Bakersfield, CA. SPE 13650.

69. Fevang, O. (1995). "Gas Condensate Flow Behavoir and Sampling". Ph.D. thesis, University of Trondheim.

70. Hartman, K. and Cullick, A. (1994). "Oil Recovery by Gas Displacement at Low Interfacial Tension". Journal of Petroleum Science and Engineering, pp 197–210.

71. Hinchman, S. and Barree, R. (1985). "Productivity Loss in Gas condensate Reservoirs". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Las Vegas, NV. SPE 14203.

72. Fevang, O. and Whitson, C. (1996). "Modeling Gas-Condensate Well Deliverability". SPE Reservoir Engineering, pp 221–230.

73. Fussell, D. (1973). "Single-Well Performance Predictions for Gas Condensate Reservoirs". JPT July, pp 860–870.

74. Holland, J. (1975). "Adaptation in Natural and Artificial Systems". MIT Press, Cambridge, MA.

75. Hurst, W. and Leeser, R. (1962). "Aspects of Gas Deliverability". In Economics and Valuation Symposium, Dallas, TX. SPE 262.

76. Iverson, W. and Surdam, R. (1995). "Tight Gas Sand Production from the Almond Formation, Washakie Basin, Wyoming". In SPE Rocky Mountain Regional/LowPermeability Reservoirs Symposium, Denver, CO. SPE 29559.

77. Kleinsteiber, S., Wendschlag, D., and Calvin, J. (1983). "A Study for Development of a Plan of Depletion in a Rich Gas Condensate Reservoir: Anschutz Ranch East Unit, Summit County, Utah, Uinta County, Wyoming". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, San Francisco, CA. SPE 12042.

78. Lee, S. (1989). "Capillary-Gravity Equilibria for Hydrocarbon Fluids in Porous Media". In SPE Annual Technical Conference and Exhibition, San Antonio, TX. SPE 19650-MS.

79. Lin, Z. and Finley, R. (1985). "Reservoir Engineering Properties and Production Characteristics of Selected Tight Gas Fields, Travis Peak Formation, East Texas Basin". In SPE low Permeability Gas Reservoirs Symposium, Denver, CO. SPE 13901.